

Estudio de factibilidad operacional para la maximización de la producción de alquilato en la
planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja

Mateo Eduardo Cabarcas Támara, Sara Pinilla Gómez

Trabajo de Grado para Optar por el título de Ingeniero químico

Director

Ronald Alfonso Mercado Ojeda

Ingeniero químico PhD.

Codirector

Oswaldo Andrés Muñoz Espinoza

Ingeniero químico MSc.

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2019

Dedicatoria

A Dios, por llenarme de sabiduría, paciencia y perseverancia para culminar con éxito mi carrera profesional y rodearme de personas inigualables a lo largo de esta.

A mis padres, Edua y Elsie, por su apoyo y motivación incondicional para cumplir mis sueños, su amor, sus enseñanzas y su constante compromiso con mi crecimiento integral.

A mi hermana, Andrea, por ser mi mejor amiga, compañera de aventuras y confidente y llenarme todos los días de su incondicional amor y de razones para sonreír y seguir adelante.

A Paula, por su amor incondicional y sus palabras de apoyo en los momentos más difíciles, espero que nuestras vidas se llenen de éxito y nuestros corazones permanezcan juntos siempre.

A Sara, mi compañera no solo de proyecto sino de vida, por todas las risas y el cariño, espero su vida esté llena de muchos éxitos y nuestra amistad se conserve inmarcesible.

A la Familia Pinilla Gómez, por convertirse en mi segunda familia y hacerme sentir como en casa, por todos los momentos especiales y el apoyo brindado en Bucaramanga.

A mis amigos de Sincelejo, por brindarme su apoyo y compañía durante toda mi vida, su amistad es un baluarte que espero conservar por siempre.

A todas y cada una de las personas que aportaron en mi crecimiento personal y académico.

Mateo Eduardo Cabarcas Támara

Dedicatoria

A Dios por guiarme en todo momento y permitirme culminar mi carrera profesional con éxito.

*A mis papás, Mauricio y María Claudia, por apoyarme y aconsejarme en todas mis decisiones,
su amor y confianza me impulsan cada día para cumplir mis sueños.*

*A mi abuela, Hilda, por ser mi mayor inspiración, por alcahuetear mis caprichos y por
consentirme tanto.*

*A mi hermano, Samuel, por su cariño y compañía, eres el mejor regalo que mis papás me han
dado.*

*A Juan José (Q.E.P.D.) por compartir parte de su vida conmigo, llevaré tus valores y tus
enseñanzas conmigo siempre.*

*A Mateo, por todos los momentos de felicidad, por ser mi polo a tierra y mi mejor amigo y
consejero, conocerte es una de las mejores cosas que me deja la universidad.*

*A Isabella, por apoyarme durante estos años y brindarme su compañía en momentos
complicados.*

*A la Selección de Baloncesto UIS, por todas las experiencias y por convertirse en mi segunda
familia.*

A todas y cada una de las personas que aportaron en mi formación académica y personal.

Sara Pinilla Gómez

Agradecimientos

Los autores presentan sus más sinceros agradecimientos por el desarrollo de este proyecto:

A la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Industrial de Santander y su grupo de docentes, por la formación integral, el apoyo y los consejos proporcionados.

A Ecopetrol S.A. por la oportunidad de realizar la práctica empresarial, por su aporte a nuestra vida profesional y por permitirnos desarrollar nuestro proyecto de grado a partir de la información recolectada en la etapa productiva.

Al Departamento de Craqueo Catalítico II, jefe, ingenieros, tableristas y operadores, por su amabilidad, compañerismo, compromiso y conocimientos brindados durante la estancia en la empresa.

A nuestro director PH.D. Ronald Mercado Ojeda y co-director MSc. Oswaldo Muñoz Espinoza, por guiarnos, asesorarnos, corregirnos e impulsarnos a ser grandes profesionales.

Finalmente, a cada una de las personas que participaron directa o indirectamente en la ejecución de este proyecto.

Tabla de Contenido

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. OBJETIVOS	20
1.1 Objetivo general	20
1.2 Objetivos específicos	20
2. CUERPO DEL TRABAJO	21
2.1 Marco referencial	21
2.1.1 ¿Qué es alquileración?	21
2.1.2 Antecedentes	22
2.1.3 Unidad de Alquileración (U-4560)	24
2.2. Metodología	26
2.2.1. Revisión bibliográfica	27
2.2.2. Análisis de conceptos, parámetros y suposiciones revisados en la bibliografía	27
2.2.3. Simulación de la planta de alquileración en el software Aspen Hysys v10	28
2.2.4. Análisis y evaluación de etapas críticas del proceso de alquileración	28
2.2.5. Planteamiento de alternativas para las secciones limitantes	28
2.2.6. Estudio de factibilidad para la implementación de las alternativas más viables.....	29

2.3. Resultados.	29
2.3.1. Parámetros claves.....	29
2.3.2. Simulación completa de la unidad de alquiler U-4560.....	30
2.3.3. Diagnóstico a partir de la simulación.....	38
2.3.4. Análisis del diagnóstico	38
3. CONCLUSIONES	52
4. RECOMENDACIONES	53
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	54
APÉNDICES	56

Lista de Tablas

Tabla 1. Resultados de la validación del balance de masa realizado por (STRATCO, 2005).....	34
Tabla 2. Resultados de la validación de las corridas de los días seleccionados.	37
Tabla 3. Variación en la producción de alquilerato respecto a la relación I/O.	39
Tabla 4. Resultados de las simulaciones de las alternativas planteadas.	51
Tabla 5. Rangos de temperatura y presión para los métodos PR y SRK.	75
Tabla 6. Comparación de la corriente resultado de las simulaciones de la zona de reacción realizadas con los métodos PR y PRSV.	78
Tabla 7. Diagnóstico de la operación del día 28/07/2018 según parámetros establecidos por (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009).	98

Lista de Figuras

Figura 1. Balance de masa y volumen de la unidad de alquilación U-4560 (Segundo semestre del 2018).	25
Figura 2. Metodología empleada para la maximización de la producción de alquilato en la unidad U-4560.	26
Figura 3. Diagrama de flujo de la unidad U-4560 en el entorno de simulación de Aspen Hysys v10.	33
Figura 4. Producción de alquilato de la unidad U-4560 durante los periodos 2017-2, 2018-1 y 2018-2.	35
Figura 5. Variación en la producción de alquilato respecto a la relación I/O.....	40
Figura 6. Variación de relación I/O respecto al flujo de reflujo de la torre T-4566.	41
Figura 7. Variación de la relación I/O respecto al flujo de reflujo de la torre T-4562.	41
Figura 8. Variación de la relación I/O respecto al flujo de reflujo de la torre T-4561.	42
Figura 9. Variación de la relación I/O respecto al flujo de la corriente de iC4 de alta pureza.	47
Figura 10. Regresión lineal para hallar flujo de iC4 óptimo.....	48
Figura 11. Diagrama de bloques de la Unidad de Alquilación U-4560.....	58
Figura 12. Reactor horizontal de alquilación. Tomado de http://www.treccani.it/export/sites/default/Portale/sito/altre_aree/Tecnologia_e_Scienze_applicat e/enciclopedia/inglese/inglese_vol_2/181-192_ING3.pdf	60
Figura 13. Sección de carga. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)..	65

Figura 14. Sección de Reacción. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)	
.....	66
Figura 15. Sección de Separación. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)	
.....	67
Figura 16. Sección de Refrigeración. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)	
.....	68
Figura 17. Sección de Tratamiento. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)	
.....	69
<i>Figura 18. Sección de Fraccionamiento. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)</i>	
.....	70
Figura 19. Alquilación de isobuteno con isobutano con formación de 2,2,4-trimetilpentano. Tomado de (Murzin, 2015)	
.....	71
Figura 20. Protonación de la olefina. Tomado de (Murzin, 2015).	
.....	72
Figura 21. Adición electrofílica a olefina. Tomado de (Murzin, 2015).	
.....	72
Figura 22. Transferencia de hidruro. Tomado de (Murzin, 2015).	
.....	72
Figura 23. Ruta de elección de paquete termodinámico PR, a través del asistente de métodos de Aspen Hysys (Aspen technology, Inc., 2017)	
.....	74
Figura 24. Ruta de elección del método termodinámico especificando el tipo de proceso según (Aspen technology, Inc., 2017)	
.....	76
Figura 25. Simulación de la zona de reacción empleando PR.	
.....	77
Figura 26. Simulación de la zona de reacción empleando PRSV.	
.....	78
Figura 27. Ejemplos de simulaciones de proceso de Aspen Hysys v10.	
.....	79

Figura 28. Balance volumétrico de la sección de carga simulado según (STRATCO, 2005).....	81
Figura 29. Datos suministrados al reactor para calibración según (STRATCO, 2005).....	83
Figura 30. Flujo, destilación D86, RON y MON del alquilato producido según (STRATCO, 2005)	84
Figura 31. Cola de livianos para el alquilato producido según (STRATCO, 2005).....	84
Figura 32. Resultados de la calibración del reactor.	85
Figura 33. Balance volumétrico de la sección de reacción simulado según (STRATCO, 2005).	86
Figura 34. Balance volumétrico de la sección de refrigeración simulado según (STRATCO, 2005)	88
Figura 35. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 1) simulado según (STRATCO, 2005).....	90
Figura 36. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 2) simulado según (STRATCO, 2005).....	90
Figura 38. Balance volumétrico de la sección de carga simulado según datos registrados el 28/07/2018.	92
Figura 39. Balance volumétrico de la sección de reacción simulado según datos registrados el 28/07/2018.	93
Figura 40. Balance volumétrico de la sección de refrigeración simulado según datos registrados el 28/07/2018.	95
Figura 41. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 1) simulado según datos registrados el 28/07/2018.....	96

Figura 42. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 2) simulado según datos registrados el 28/07/2018..... 97

Lista de Apéndices

Apéndice A. Recuento histórico	56
Apéndice B. Etapas de la planta de alquilación U-4560.....	58
Apéndice C. Mecanismo de reacción de la reacción de alquilación.....	71
Apéndice D. Elección del método termodinámico	74
Apéndice E. Estrategia de simulación de la unidad U-4560.....	80
Apéndice F. Balance volumétrico de la corrida del 28 de Julio de 2018 de la planta de alquilación U-4560	91
Apéndice G. Diagnóstico a partir del balance volumétrico de la corrida del 28 de Julio de 2018	98

Glosario

Ácido sulfúrico: Compuesto químico extremadamente corrosivo cuya fórmula es H_2SO_4 .

Alquilato: Un componente de la mezcla de gasolina se compone de isobutano y propileno o butileno

Butileno: Hidrocarburo gaseoso fácilmente licuable, incoloro, asfixiante y muy inflamable, que se emplea en la preparación de gasolinas de alto octanaje y en la fabricación de polímeros y otros compuestos químicos.

Carbocatión: Átomo de carbono cargado positivamente. El átomo de carbono cargado en un carbocatión es un "sexteto", esto es, tiene sólo seis electrones en su capa de valencia, en vez de los ocho electrones de valencia que aseguran la estabilidad máxima de la regla del octeto.

Catalizador: Sustancia capaz de favorecer o acelerar una reacción química sin intervenir directamente en ella.

Dilución: Reducción de la concentración de una sustancia química en una disolución.

Emulsión: Mezcla de dos líquidos inmiscibles de manera más o menos homogénea. Un líquido (la fase dispersa) es dispersado en otro (la fase continua o fase dispersante).

Epóxido: Un éter cíclico formado por un átomo de oxígeno unido a dos átomos de carbono, que a su vez están unidos entre sí mediante un solo enlace covalente.

Hidrocarburos: Compuestos orgánicos conformados únicamente por átomos de carbono e hidrógeno.

Índice de octano: Octanaje, número o índice de octano es una medida de la calidad y capacidad antidetonante de las gasolinas para evitar las detonaciones y explosiones en las máquinas de combustión interna, de tal manera que se libere o se produzca la máxima cantidad de energía útil.

Isoparafina: Un grupo de hidrocarburos alcanos de fórmula general C_nH_{2n+2} .

MON: El Motor Octane Number (Número de Octano del Motor) que se representa como MON o simplemente M y se obtiene mediante una corrida de prueba en una máquina operada a una velocidad de 900 revoluciones por minuto y con una temperatura de entrada de aire de 300°F.

n-Butano: Hidrocarburo saturado, parafínico o alifático, inflamable, formado por cuatro átomos de carbono y por diez de hidrógeno, cuya fórmula química es C_4H_{10} .

Olefinas: Compuestos químicos que contienen por lo menos un doble enlace carbono.

Propano: Gas incoloro e inodoro. Pertenece a los hidrocarburos alifáticos con enlaces simples de carbono, conocidos como Alcanos. Su fórmula química es C_3H_8 .

Protón: Partícula subatómica con una carga eléctrica elemental positiva $1.6 \times 10^{-19} C$, igual en valor absoluto y de signo contrario a la del electrón, y una masa 1836 veces superior a la de un electrón.⁵⁸

RON: El Research Octane Number (Número de Octano de Investigación) que se representa como RON o simplemente R y que se determina efectuando una velocidad de 600 revoluciones por minuto (rpm) y a una temperatura de entrada de aire de 125°F²²

Selectividad: Se entiende por selectividad en un producto de reacción al cociente entre la cantidad de producto formado y la cantidad efectiva transformada de uno de los componentes empleados.

RESUMEN

TÍTULO: ESTUDIO DE FACTIBILIDAD OPERACIONAL PARA LA MAXIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE ALQUILATO EN LA PLANTA DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.*

AUTORES: Mateo Eduardo Cabarcas Támara, Sara Pinilla Gómez.**

PALABRAS CLAVE: Alquilación, Isobutano, Olefinas, Ácido Sulfúrico, Alquilato, Simulación, HYSYS, Maximización, Destilación, Debutanizadora, Deisobutanizadora, Relación Isobutano/Olefinas, Velocidad espacial de las olefinas.

DESCRIPCIÓN:

La unidad de Alquilación del departamento de Craqueo Catalítico II de la Refinería de Barrancabermeja de Ecopetrol S.A., produce alquilato mediante la reacción de isobutano y olefinas en presencia de ácido sulfúrico como catalizador. La unidad de Alquilación tiene una capacidad de producción de 7062 bpd. En el 2018 la producción diaria no superó los 2300 bpd, por lo que no se cumplió la meta de producción.

En este proyecto se llevó a cabo un análisis de los parámetros más importantes que afectan la reacción de alquilación, y se realizó la simulación de la planta de Alquilación en el software Aspen Hysys v10, con el fin de hacer un diagnóstico de las zonas que limitaban la producción y proponer distintas alternativas de mejora que incluyen optimización de las condiciones de operación, aumento de carga y propuestas de rediseño. Finalmente, el desarrollo de este estudio técnico establece las bases para realizar futuras mejoras a la unidad y la simulación de la planta se convierte en una herramienta de predicción, comprobación de alternativas y entrenamiento de los funcionarios de la planta.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química. Director Prof. Ronald Alfonso Mercado Ojeda; Codirector Ing. Oswaldo Andrés Muñoz Espinoza

ABSTRACT

TITLE: OPERATIONAL FEASIBILITY STUDY FOR MAXIMIZING THE ALKYLATE PRODUCTION OF THE ALKYLATION UNIT AT THE BARRANCABERMEJA'S REFINERY.*

AUTHORS: Mateo Eduardo Cabarcas Támara, Sara Pinilla Gómez.**

KEY WORDS: Alkylation, Isobutane, Olefins, Sulfuric Acid, Alkylate, Simulation, HYSYS, Maximization, Distillation, Debutanizer, Deisobutanizer, Isobutane / Olefin Ratio, olefins Space velocity.

DESCRIPTION:

The Alkylation unit, which belongs to the Catalytic Cracking II Department at the Barrancabermeja's Refinery of Ecopetrol S.A., produces alkylate by the reaction between isobutane and olefins using sulfuric acid as catalyzer. The Alkylation unit has a 7062 bpd capacity. In 2018 the diary production didn't overcome 2300 bpd, meaning that the production aim wasn't accomplished.

In this project a study of the core parameters that affect the alkylation reaction was developed, and the alkylation unit was simulated at the Aspen Hysys v10 software, for proposing different alternatives to improve the operational conditions, feed increase and redesign proposals. Finally, the development of this technical study set the bases for future improvements to the unit and the plant simulation becomes in an important tool for prediction, alternatives corroboration and training for the whole personal of the unit.

* Degree Project

** Physical-Chemistry Engineering Faculty, Chemical Engineering School. Director Prof. Ronald Mercado Ojeda; Co-director Eng. Oswaldo Andrés Muñoz Espinoza.

Introducción

ECOPETROL S.A. es la compañía de petróleo más grande de Colombia, fue creada el 25 de Agosto de 1951 por la reversión al Estado Colombiano de la concesión de mares y desde allí ha emprendido actividades en la cadena del petróleo como una empresa industrial y comercial del Estado, encargada de administrar el recurso hidrocarburífero de la nación, creciendo en la medida en que otras concesiones revirtieron incorporándolas a su operación. En 1961 asumió el manejo directo de la refinería de Barrancabermeja, la cual cuenta con una capacidad instalada de 250 kbpd y procesa crudos de varias calidades para producir principalmente gasolinas y destilados, entre otros tipos de productos requeridos por el mercado nacional.

Dentro de las plantas principales de la refinería, se encuentra la unidad de alquilación U-4560, esta fue puesta en servicio el 22 de noviembre de 2002 con tres contactores. El diseño de la unidad de alquilación contempla una producción de 7067 bpd, pero el año 2018 cerró con una producción aproximada de 2300 bpd, lo que implica un 43% de la capacidad de diseño. Así, surge la necesidad de identificar oportunidades de mejora en la planta con el fin de aumentar la producción de alquilato, debido a que el margen económico de esta es bastante amplio y es necesario su aumento con el fin de cumplir con los hitos de la Gerencia de la refinería de Barrancabermeja.

Por lo tanto, este proyecto contempla alternativas para la maximización de la producción de la unidad de alquilación U-4560 de la Refinería de Barrancabermeja, a través de la simulación de la planta en el software Aspen Hysys v10 y la posterior proposición de alternativas que surgen del diagnóstico de esta. Además, la simulación de la planta se convierte en una herramienta de toma

de decisiones, entrenamiento de los operadores y demás usos para el personal de la unidad de alquiler, siendo uno de los resultados más importantes de este proyecto de grado.

1. Objetivos

1.1 Objetivo general

Evaluar la factibilidad operacional de alternativas para la maximización de la producción de alquilato en la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja.

1.2 Objetivos específicos

Precisar alternativas para la maximización de la producción de alquilato a través de mejoras operacionales de los equipos y procedimientos en planta.

Simular la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja a condiciones operacionales y evaluar las alternativas propuestas para el aumento de la producción de alquilato.

Determinar la factibilidad operacional de las alternativas propuestas para la maximización de la producción de alquilato en la refinería de Barrancabermeja.

2. Cuerpo del trabajo

2.1 Marco referencial

Debido a que el objetivo principal de este proyecto es la maximización de la producción de alquilato en la unidad de alquilación (U-4560) de la refinería de Barrancabermeja, es necesario plantear algunos conceptos que sirvan como base para el correcto entendimiento de los procesos llevados a cabo en dicha unidad, las variables de proceso que influyen en éstos y su relación directa o indirecta con la producción de alquilato. Sin olvidar mencionar los diferentes estudios llevados a cabo en aras de optimizar el proceso de alquilación y los resultados que dichos estudios arrojaron con el fin de encaminar esta investigación de la manera más idónea.

2.1.1 ¿Qué es alquilación? Desde una perspectiva química “La alquilación se define como la introducción de grupos alquilo en moléculas orgánicas y se aplica en síntesis de alquilaromáticos, alquilación de isoparafinas o transformaciones de epóxidos” (Murzin, 2015). Según Murzin, estas reacciones pueden clasificarse según el tipo de enlace formado: alquilación sustituyendo el hidrógeno localizado en un átomo de carbono (C-alquilación) con un grupo alquilo, sustituyendo oxígeno o azufre (O- y S- alquilación) o nitrógeno (N-alquilación). Sin embargo, según (Hatch & Matar, 2001) desde un punto de vista industrial (refinación de petróleo) y comercial, el término alquilación se aplica a la reacción catalizada por ácido que se da entre el isobutano y varias olefinas livianas, la cual tiene como resultado el alquilato, uno de los mejores combustibles para motor que existen, ya que posee excelente estabilidad y un alto índice de octano (MON entre 88-95 y RON entre 90-98 (Kranz, 2008)).

Como lo menciona (Kranz, 2008) “Aunque la alquilación puede tener lugar a altas temperaturas sin catalizador (aproximadamente 500°C y presiones entre 200 y 400 bar (Instituto Francés del Petróleo, 2001)), los únicos procesos de importancia comercial implican temperaturas bajas a moderadas (menores a 50°C y presiones menores a 30 bar (Instituto Francés del Petróleo, 2001)) y usan ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico como únicos promotores de reacción”.

En el Apéndice A se presenta un breve recuento histórico que enmarca los procesos estudiados en este proyecto y su relación con las distintas formas de llevar a cabo la reacción de alquilación. A continuación, se presentan los antecedentes de estudios similares a este proyecto realizados en la unidad de alquilación U-4560 de la Refinería de Barrancabermeja, en aras de optimizar su proceso productivo.

2.1.2 Antecedentes. Al centrarnos en la unidad U-4560, encontramos que esta unidad ha tenido 4 paradas programadas desde su puesta en servicio, en los años 2006, 2010, 2013 y 2016, en las cuales se han realizado reparaciones y mejoras operacionales, que lograron posicionar a la planta con una producción de Alquilato de 2104 bpd en el año 2016 (FUR¹ de 47%) y una producción máxima desde la puesta en servicio de la unidad de 2300 bpd aproximadamente en el 2018 (Muñoz, Díaz, Navarro, Caballero, & Ulloa, 2016). Además, se han elaborado estudios con el fin de optimizar la operación de la planta, entre ellos se destaca (Urzola, Siachoque, & Pico, 2015) quienes realizaron una caracterización de los parámetros de funcionamiento del proceso de alquilación en la unidad de reacción en la refinería de Barrancabermeja Ecopetrol S.A. a través de regresión lineal. Según lo mencionan “Con estas estimaciones se pudo realizar un proceso de

¹ Factor de utilización, definido como la capacidad utilizada respecto a la capacidad instalada de la planta.

optimización haciendo uso del método simplex y la ayuda Solver de Excel, posibilitando la implementación de un sistema de Control Avanzado en la unidad de reacción de alquilación. Con esta ejecución se pudo obtener un proceso sin mayores variaciones, más eficiente y de mayor calidad, dando un mejor aprovechamiento de los recursos, caso contrario al que sucede con el control convencional regulatorio. Teniendo la implementación del control avanzado en la unidad de reacción de alquilación, se obtuvieron indicadores instantáneos y oportunos, optimización en el consumo de ácido fresco y gastado, menores costos por el consumo de ácido fresco y un análisis en línea entre otros”. Por último, dentro de sus conclusiones más importantes se destaca que “la mejora del sistema de control abre la puerta a otra serie de posibilidades, entre las que se encuentra la optimización del proceso considerada desde un punto de vista económico, de productividad, eficacia y eficiencia”, una posibilidad contemplada en este estudio.

Después de comprender el concepto de alquilación, estar al tanto los estudios más importantes realizados en torno a ella, conocer la importancia histórica del proceso y su impacto en el desarrollo de combustibles más limpios y de mejor calidad, es necesario centrar la atención en la singularidad de los procesos llevados a cabo en la unidad de alquilación U-4560 de la refinería de Barrancabermeja con el fin de entender los parámetros que afectan la eficiencia de estos y finalmente su impacto en la producción de alquilato.

2.1.3 Unidad de Alquilación (U-4560). De acuerdo con lo aclarado anteriormente, los procesos de alquilación a nivel comercial sólo utilizan ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico como catalizador. Además, en la actualidad existen dos procesos disponibles que emplean ácido sulfúrico como lo mencionan (Fahim, Alsahhaf, & Elkilani, 2010), el proceso de auto refrigeración con licencia de EXXON y el proceso de refrigeración de efluentes con licencia de STRATCO, dichos autores afirman que:

“La principal diferencia entre los dos procesos está en el diseño del reactor. En el proceso de auto refrigeración, la evaporación de iC_4 y $C_4=s$ (Isobutano y butenos) induce el enfriamiento de la emulsión en el reactor, por otro lado, en el proceso de refrigeración de efluentes, una unidad de refrigeración proporciona refrigeración al reactor”.

La unidad de alquilación U-4560 de la refinería de Barrancabermeja fue puesta en servicio el 22 de noviembre de 2002 con tres contactores, esta emplea ácido sulfúrico como catalizador y su licenciador es STRATCO, una compañía de DuPont². Según (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009) “La unidad tiene la facilidad de recibir carga con olefinas de las Unidades de Cracking UOP I, UOP II, Orthoflow y Modelo IV”, ubicadas en la misma refinería. Sin embargo, el recibir olefinas de cada una de estas unidades depende de un análisis de la corriente de olefinas a cargar. Además, se carga una corriente de butano de campos que ayuda a la relación isobutano/olefinas de la cual se hablará en secciones siguientes. Los productos principales de la unidad de alquilación son alquilato liviano y pesado, de acuerdo con el plan de producción y los productos secundarios son n-Butano y propano, derivados de procesos de destilación y

² DuPont es una empresa multinacional de origen estadounidense, dedicada fundamentalmente a varias ramas industriales de la química, que actualmente cuenta con unos 64.000 empleados en todo el mundo, siendo una de las más grandes empresas de química del planeta.

contemplados en el diseño de la planta. En la Figura 1 se puede observar en detalle el balance másico y volumétrico de la unidad de alquilación a condiciones actuales, los flujos presentados son obtenidos mediante la herramienta PI DataLink³ al ingresar tendencias de los flujos del segundo semestre de 2018.

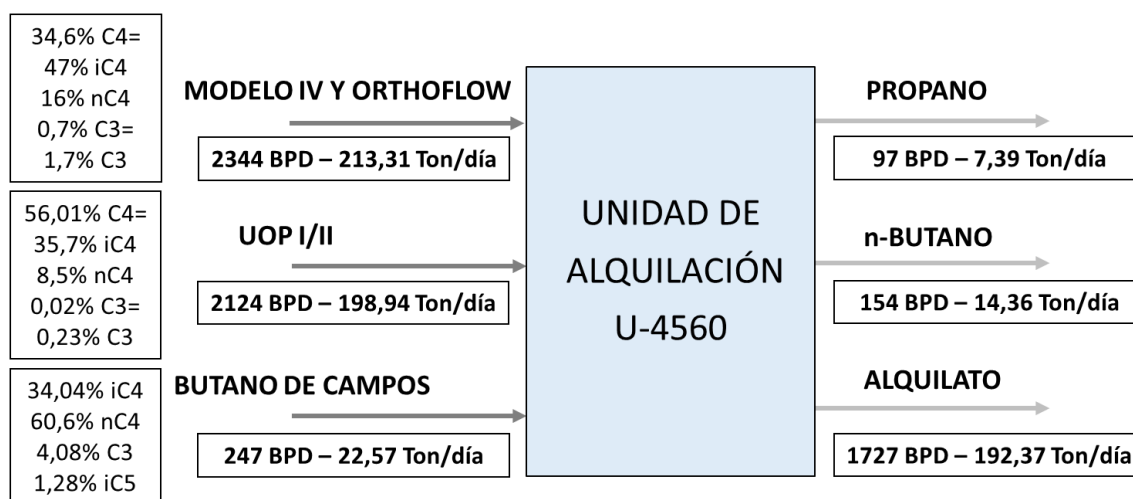


Figura 1. Balance de masa y volumen de la unidad de alquilación U-4560 (Segundo semestre del 2018).

En el Apéndice B se presentan las distintas etapas de la planta de alquilación U-4560, con el detalle de los parámetros claves que influyen en la eficiencia de cada sección, se recomienda su lectura con el fin de comprender mejor la función de cada sección y su importancia en el proceso de producción.

³ Base de datos en línea que contiene la información en tiempo real arrojada por los medidores de nivel, flujo, temperatura, entre otros, de toda la refinería.

2.2. Metodología

En la Figura 2 se ilustra la metodología empleada para la elaboración de este proyecto de grado, teniendo en cuenta las distintas suposiciones hechas y uso de herramientas para el planteamiento, análisis y evaluación de las alternativas para la maximización de la producción de alquilato en la unidad de alquilación de la refinería de Barrancabermeja.



Figura 2. Metodología empleada para la maximización de la producción de alquilato en la unidad U-4560.

2.2.1. Revisión bibliográfica. La revisión bibliográfica fue llevada a cabo usando bases de datos como e-brary, EBSCO HOST, KNOVEL, ProQuest, Science Direct, Springer, Taylor & Francis y virtual Pro a las que la universidad industrial de Santander tiene acceso y a través de los recursos suministrados por Ecopetrol S.A. como: Manuales de descripción de los procesos de la unidad, Datasheets de los equipos, PFD's, P&ID's, informes de corridas y demás documentos asociados a la planta de alquilación. Los objetivos primordiales de esta etapa fueron el entendimiento de los procesos llevados a cabo en la unidad U-4560 (con todas las consideraciones operacionales que implica) y la recopilación de información para el soporte conceptual de la investigación, los resultados de esta etapa conforman la mayor parte del marco referencial (Sección 2.1).

2.2.2. Análisis de conceptos, parámetros y suposiciones revisados en la bibliografía. En esta etapa se analizaron los conceptos referidos a alquilación a un nivel tanto químico como industrial y comercial y se estudiaron las distintas variables que afectaban la eficiencia de la reacción, con el fin de obtener una lista de parámetros claves que restringen el proceso de optimización y son condicionantes al momento de obtener un mayor flujo de alquilato con la calidad requerida por la GRB⁴. Además, luego de aplicar los conceptos aprendidos en la sección 2.2.1 y entender la distribución de la unidad U-4560 se pudieron establecer las suposiciones necesarias para lograr simular la planta de alquilación en el software Aspen Hysys v10. Los resultados de esta etapa se presentan en la sección 2.3.

⁴ Gerencia de la refinería de Barrancabermeja.

2.2.3. Simulación de la planta de alquilación en el software Aspen Hysys v10. Se simularon los procesos llevados a cabo en la unidad de alquilación U-4560 de la refinería de Barrancabermeja a condiciones de operación actuales (2 contactores en servicio y flujos de carga a máxima capacidad), con el fin de alcanzar el objetivo específico 2. Las condiciones de operación fueron igualmente obtenidas usando la herramienta PI DataLink. Los resultados de esta sección son mostrados en la sección 2.3 y los Apéndices D y E, en los que igualmente se presentan todas las suposiciones hechas con el fin de simular la planta y la validación de esta como herramienta para diagnóstico y posible evaluación de alternativas de mejora.

2.2.4. Análisis y evaluación de etapas críticas del proceso de alquilación. Teniendo pleno conocimiento de los procesos llevados a cabo en la unidad de alquilación U-4560 y los ejes conceptuales definidos en esta investigación, se efectuó un análisis de la simulación realizada en la etapa anterior, comparando los balances de masa y energía obtenidos con los rangos de operación de los diferentes equipos en planta a fin de identificar las partes críticas del proceso y determinar las restricciones que existían con sus posibles oportunidades de mejora.

2.2.5. Planteamiento de alternativas para las secciones limitantes. Empleando los conceptos adquiridos a través del desarrollo de las distintas etapas metodológicas, y en especial con el conocimiento de las etapas críticas determinadas en la sección 2.2.4 se plantearon distintas alternativas, con el fin de solucionar los cuellos de botella encontrados y alcanzar el objetivo específico 1. Dichas alternativas fueron propuestas por los autores. Los resultados de esta sección se presentan en la sección 2.3.

2.2.6. Estudio de factibilidad para la implementación de las alternativas más viables. En esta fase se realizó una clasificación de las alternativas propuestas en la sección 2.2.5 en términos de factibilidad operacional. Así, se seleccionaron algunas alternativas y fueron probadas en la simulación realizada en Aspen Hysys v10, con el fin de cumplir el objetivo específico 3.

2.3. Resultados.

2.3.1. Parámetros claves. A continuación, se muestra la lista de parámetros claves mencionada en la sección 2.2.2, la cual fue realizada con el fin de establecer los límites operacionales de la unidad de alquilación U-4560.

Velocidad espacial de olefina. El tiempo de contacto en el reactor es controlado mediante la velocidad espacial de las olefinas, que según (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009) se define como el volumen de olefinas por hora dividido por el volumen de ácido en el contactor. En general, al reducir la velocidad espacial de las olefinas se incrementa la probabilidad de dar lugar a la reacción de isobutano con las olefinas generando un producto de mejor calidad. Por otro lado, altas velocidades ocasionan aumento en el consumo de ácido y disminuyen el octanaje del alquilato. El rango óptimo se encuentra entre 0.1-0.35 [h⁻¹].

Relación isobutano olefinas. Es la medida de la concentración de isobutano en la zona de reacción, se calcula dividiendo el flujo individual de isobutano entre el flujo individual de olefinas (13-Butadieno, i-Buteno, 1-Buteno, trans2-Buteno y cis2-Buteno) en la corriente que va a reacción. El rango óptimo según (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009) es de 8/1-10/1. Sin embargo, es posible que se presenten errores en los medidores de flujo en la unidad U-4560, por lo que se procura mantener la relación en un valor cercano a 12/1 por razones de seguridad. La disminución de la relación por debajo de 8/1 favorece las reacciones de polimerización, generando aceites solubles ácidos (ASA), que aumentan el consumo y disminuyen la concentración del ácido, lo que a su vez provoca que la tasa de adición de ácido sea menor que la de consumo y se produzcan cantidades significativas de polímero hasta el punto en que la concentración de ácido no sea controlable y se deba cortar la alimentación de olefinas a reacción, fenómeno conocido como “fuga de ácido”.

2.3.2. Simulación completa de la unidad de alquilación U-4560. Para simular la unidad de alquilación U-4560, el simulador utilizado fue Aspen Hysys v10 y la simulación fue hecha en estado estacionario a condiciones de diseño de la planta, usando la información de corrientes y condiciones de operación que reposaba en los balances de masa suministrados por STRATCO para la operación del caso de diseño del año 2005 (STRATCO, 2005) de la nueva unidad de Alquilación de la refinería de Barrancabermeja. El paquete termodinámico empleado para la simulación fue Peng Robinson y se tuvieron en cuenta varias consideraciones, que se detallan a fondo en el Apéndice D. Además, las consideraciones para la simulación de cada sección son presentadas en el Apéndice E.

En primer lugar, la simulación fue realizada de izquierda a derecha, comenzando con la sección de carga, siguiendo con la zona de reacción, la zona de refrigeración y finalizando con la zona de fraccionamiento. Para simular los reciclos, se usó una estrategia de simulación, consistente en definir corrientes de reciclo teórico para cada reciclo, de manera que la simulación siempre tuviera la corriente real proveniente de cada sección y los equipos y los efluentes de dichos equipos fuesen simulados de manera más precisa. Finalmente, cuando la simulación de todos los equipos se completó, se procedió a comparar las corrientes de reciclo “real” con las corrientes de reciclo “teórico”, comprobando que todas las condiciones fuesen iguales o muy parecidas. De darse esa condición, se procedía a conectar todos los reciclos reales, remplazándolos por los teóricos y comprobando que las corrientes de salida de la simulación permanecieran inalterables o con cambios insignificantes.

Como se puede observar en la Figura 3, la simulación de la planta consta de las secciones de carga, reacción, refrigeración y fraccionamiento. La sección de carga cuenta con el drum de carga D-4574 y la torre T-4566 como equipos principales. Por su parte, la zona de reacción contiene los dos contactores (R-4561 A y R-4561 B), además del drum D-4562 que consta de un lado flash y un lado trampa. El compresor C-4561 y la torre depropanizadora T-4561 se encuentran simulados en la zona de refrigeración. Finalmente, la sección de fraccionamiento está constituida por un tren de torres de destilación (T-4562, T-4563 y T-4565). En el Apéndice B se especifican las funciones de cada uno de estos equipos junto con la sección a la que pertenecen.

Cabe destacar que las secciones de separación y de tratamiento no fueron simuladas, debido a que en la zona de reacción se usa la herramienta “H₂SO₄ Alkylation” del simulador, la cual considera que el ácido sulfúrico usado como catalizador sólo interviene en la reacción

favoreciendo la formación de alquilato y no aparece en los efluentes de reacción, por lo tanto, estas secciones no eran necesarias, debido a que existen exclusivamente para eliminar el ácido proveniente de la zona de reacción. Sin embargo, estas secciones ocasionan una pérdida de presión que debe ser considerada y para simularla fueron usadas válvulas en caso de que el flujo no tuviera fracción de vapor.

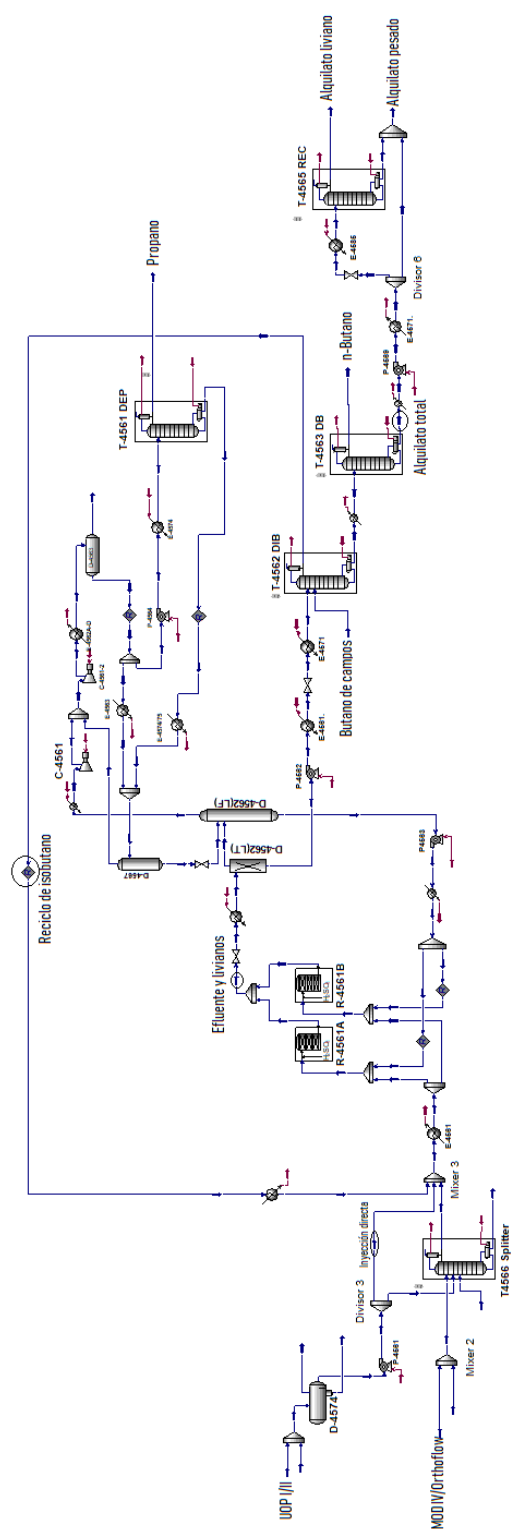


Figura 3. Diagrama de flujo de la unidad U-4560 en el entorno de simulación de Aspen Hysys v10.

Finalmente, se comprobó la validez de los datos arrojados por el simulador comparando los resultados obtenidos con el balance de masa realizado por (STRATCO, 2005), obteniéndose un porcentaje de error menor al 10% en las corrientes de salida del proceso con respecto a aquellas presentadas en el informe como se puede ver en la siguiente tabla.

Tabla 1. Resultados de la validación del balance de masa realizado por (STRATCO, 2005).

Corriente de salida	Balance de masa (STRATCO, 2005)		
	Real	Simulación	% Error
Propano [bpd]	154,000	154,900	0,584%
n-Butano [bpd]	1315,000	1288,000	2,053%
Alquilato pesado [bpd]	5151,000	5323,000	3,339%
Alquilato liviano [bpd]	1782	1850	3,816%
Total Alquilato [bpd]	6934,000	7173,000	3,447%

Con el fin de validar correctamente la simulación, esta debía converger a condiciones de operación de la planta. Primeramente, se realizó un tratamiento de datos, teniendo en cuenta que se disponía de información de los medidores de flujo para los periodos 2017-2, 2018-1 y 2018-2. De esta manera, se seleccionó el periodo 2018-2 como periodo referencia para la validación, ya que en este se alcanzó la mayor producción de alquilato y esto supondría que la unidad se encontraba trabajando de manera óptima y más cercana a lo establecido en el balance de masa realizado por (STRATCO, 2005) y simulado anteriormente. Para elegir el periodo referencia, se graficaron las cantidades totales de alquilato producido durante los 3 semestres mencionados, como se muestra en la Figura 4. Cabe destacar que existe un periodo de tres meses aproximadamente en el que no se registró producción de alquilato debido a que la unidad de alquilación se encontraba en una parada.

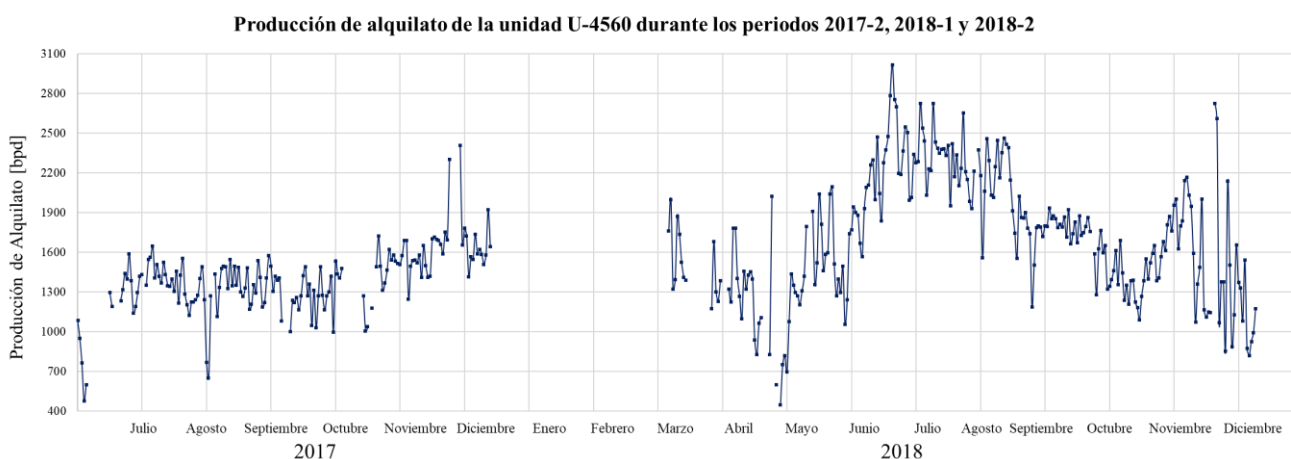


Figura 4. Producción de alquilato de la unidad U-4560 durante los periodos 2017-2, 2018-1 y 2018-2.

Continuando con el tratamiento de datos se establecieron corrientes claves dentro de la unidad de alquilación U-4560, necesarias para llevar a cabo la calibración del modelo simulado, estas fueron las entradas provenientes de UOP I/II, Modelo IV, Orthoflow y butano de campos, la inyección de ácido al reactor y las salidas de alquilato liviano, alquilato pesado, n-butano y propano. Con base en esto se descartaron las corridas de días dentro del periodo 2018-2 en las que no se registraron datos en las corrientes claves debido a errores de calibración en los sistemas de medición de flujo o que el equipo se encontraba fuera de servicio. Como resultado del cumplimiento del criterio se obtuvieron los días 22, 28, 29 y 30 de Julio del 2018. Lo cual coincide con la información presentada en la Figura 4, siendo Julio de 2018 el mes en el cual se registró la mayor producción de alquilato.

La validación consiste en corroborar que el modelo simulado representa la realidad, en este caso las corridas seleccionadas de la unidad de alquilación U-4560. Para esto, se empleó un método que consistió en simular las corridas elegidas, reemplazando en la simulación las condiciones de diseño estipuladas en el balance de masa realizado por (STRATCO, 2005) por las condiciones de

operación registradas por los medidores en cada una de las corridas. Luego de esto se ajustaron los resultados de las corrientes de salida del proceso (Flujo y composición) a los resultados de las corridas reales mediante la modificación de variables que influían directamente en dichas corrientes, manteniendo la simulación dentro de los rangos operacionales de la unidad U-4560.

Para simular cada corrida, se introdujeron los datos de las corrientes de entrada a la unidad U-4560, además del porcentaje de división de los divisores 3 y 6 (ver Figura 3) los cuales definen el flujo proveniente de UOP I/II enviado directo a reacción y la cantidad de alquilato producido enviado a la rectificadora T-4565 respectivamente.

Por otro lado, las variables a modificar seleccionadas fueron el reflujo en las torres del proceso, las cuales son el Splitter (T-4566), la depropanizadora (T-4561), la Deisobutanizadora (T-4562), la debutanizadora (T-4563) y la rectificadora (T-4565), debido a que estas tienen una influencia directa sobre cada una de las corrientes de salida del proceso. Para asegurar una correcta validación, se mantuvieron todas las variables de cada torre dentro de los rangos operacionales, además de la relación I/O en valores entre 12-15 y la velocidad espacial de olefinas entre 0,1 y $0,35 \text{ h}^{-1}$ según la operación real de los contactores. De esta manera, se logró que las corrientes de salida convergieran dentro de un rango de error del 10%, aceptado para este tipo de simulaciones. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 2, comprobándose así la fiabilidad de las simulaciones.

Tabla 2. Resultados de la validación de las corridas de los días seleccionados.

Corriente de salida	28 de Julio de 2018			29 de Julio de 2018		
	Real	Simulación	% Error	Real	Simulación	% Error
Propano [bpd]	43,112	41,184	4,472%	53,096	56,861	7,091%
n-Butano [bpd]	120,363	114,543	4,835%	57,937	57,925	0,021%
Alquilato pesado [bpd]	672,643	620,639	7,731%	469,754	470,291	0,114%
Alquilato liviano [bpd]	2001,359	1860,010	7,063%	2006,619	2077,297	3,522%
Total Alquilato [bpd]	2724,636	2480,649	8,955%	2539,016	2547,589	0,338%

Corriente de salida	22 de Julio de 2018			30 de Julio de 2018		
	Real	Simulación	% Error	Real	Simulación	% Error
Propano [bpd]	127,804	127,741	0,049%	51,098	51,098	0,000%
n-Butano [bpd]	172,368	188,053	9,100%	10,986	10,984	0,023%
Alquilato pesado [bpd]	488,006	516,748	5,890%	368,759	388,677	5,401%
Alquilato liviano [bpd]	1967,336	2100	6,743%	2039,589	2097,991	2,863%
Total Alquilato [bpd]	2505,308	2616,748	4,448%	2440,461	2486,668	1,893%

La corrida escogida para el diagnóstico y posterior optimización de la planta de alquilación U-4560 fue entonces la del 28 de Julio de 2018, debido a que este día se registró el mayor flujo de alquilato producido dentro de las corridas válidas para el estudio, como se puede observar en la Tabla 2. Con esta corrida, se obtuvo un flujo de 2481 bpd de alquilato total, que representa una desviación de 8,9% respecto al flujo real obtenido para ese día de operación (2725 bpd). El balance volumétrico detallado de esta corrida en el ambiente de simulación se encuentra en el Apéndice F.

2.3.3. Diagnóstico a partir de la simulación. El diagnóstico se ejecutó analizando diversas condiciones de operación que influyen en la producción de alquilerato, al ser comparadas con los rangos operacionales normales de la planta, registrados en el manual de esta (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). Los resultados se presentan para cada sección y equipo subsecuentemente, teniendo en cuenta sólo aquellos equipos considerados significativamente influyentes en la producción de alquilerato. Los resultados se muestran en la Tabla 7 del Apéndice G. Es preciso resaltar que los flujos de reflujo de las torres T-4561 y T-4562 se encontraban fuera de rango, ya que manejaban un flujo de 1644 y 12506 bpd respectivamente.

2.3.4. Análisis del diagnóstico. Como resultado del diagnóstico y ejecutando un análisis de las condiciones operacionales de la planta, surgen tres alternativas para el aumento de la producción de alquilerato. En primera instancia se considera la optimización de las condiciones de operación de la planta, modificando las variables consideradas como significativamente influyentes en la producción de alquilerato. Además, fueron tenidas en cuenta las condiciones limitantes explicadas en la sección 2.3.1 como límite para la optimización de la producción. Posteriormente, se contempla el aumento de carga como alternativa para el aprovechamiento de la capacidad de los equipos y finalmente se proponen y analizan alternativas de modificaciones al diseño de la unidad U-4560. A continuación, se explican detalladamente las alternativas planteadas.

2.3.4.1. Optimización de las condiciones de operación. En principio, se evaluó la influencia que tenía la relación I/O sobre la cantidad de alquilato en la corriente de “efluente y livianos” (Ver Figura 3) obtenida en la zona de reacción. Este análisis fue logrado modificando dicha relación en un rango de 12 a 20 y observando como variable respuesta la producción de alquilato. La relación fue variada en este rango, debido a que por seguridad valores menores a 12 no se deben considerar y valores mayores a 20 no son comunes en la literatura. Los resultados se muestran en la Tabla 3 y en la Figura 5.

Tabla 3. Variación en la producción de alquilato respecto a la relación I/O.

Relación I/O	Alquilato - A6: Efluente y livianos [bpd]	Velocidad Espacial Olefina - D5: Dos contactores
11,75	2675,811	0,250
12,53	2532,534	0,236
13,29	2418,428	0,225
13,98	2330,366	0,216
14,42	2330,366	0,210
15,10	2206,810	0,204
15,45	2206,810	0,200
16,11	2119,674	0,196
16,41	2119,674	0,192
17,08	2049,114	0,189
17,35	2049,114	0,186
17,60	2049,114	0,183
18,26	1968,715	0,181
18,47	1968,716	0,179
18,66	1968,716	0,177
18,83	1968,716	0,175
19,48	1896,496	0,174
19,63	1896,496	0,172
19,77	1896,496	0,171
19,89	1896,496	0,170
20,00	1896,496	0,169
20,10	1896,496	0,168

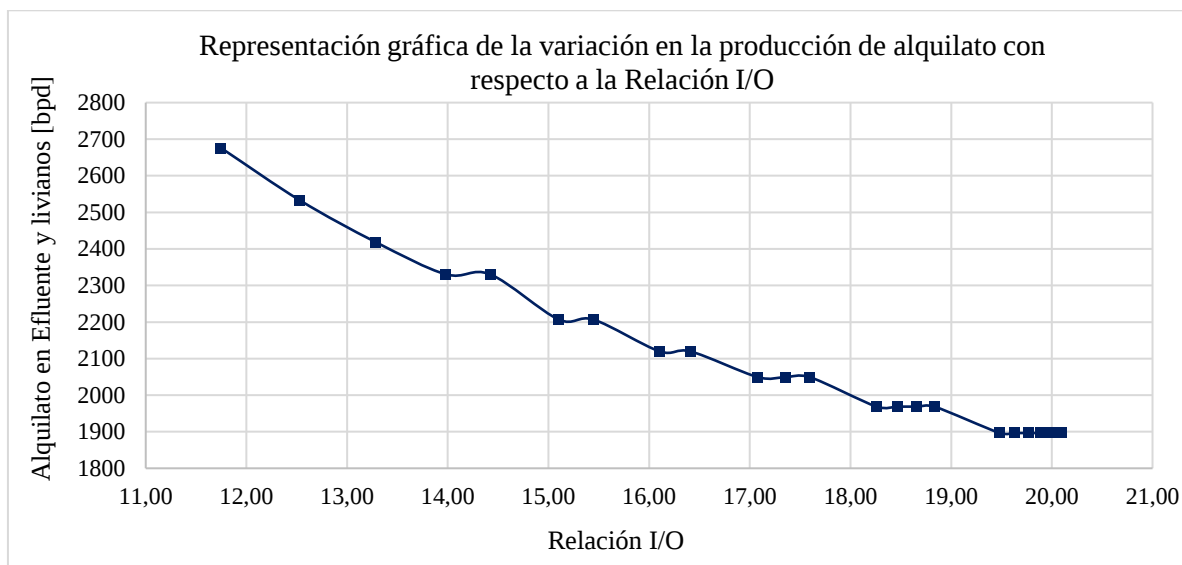


Figura 5. Variación en la producción de alquilato respecto a la relación I/O.

El análisis de esta tabla permite concluir que la relación I/O varía de manera indirecta con la producción de alquilato, es decir, a mayor relación I/O el flujo de alquilato disminuye, siendo la relación óptima, aquella conseguida con una relación I/O de 12. En el caso analizado no es visible un máximo, por esta razón la relación considerada óptima es aquella con la que se consigue la mayor producción de alquilato y además se cumplen los rangos operacionales establecidos para una operación segura.

A continuación, se evaluó la variación del flujo de reflujo de las torres T-4566, T-4562 y T-4561, con el fin de identificar la influencia de estas variables en la relación I/O. Este estudio se realizó únicamente con estas torres debido a que sus corrientes de salida ingresaban directamente o se recirculaban hacia la zona de reacción. Los resultados se muestran a continuación.

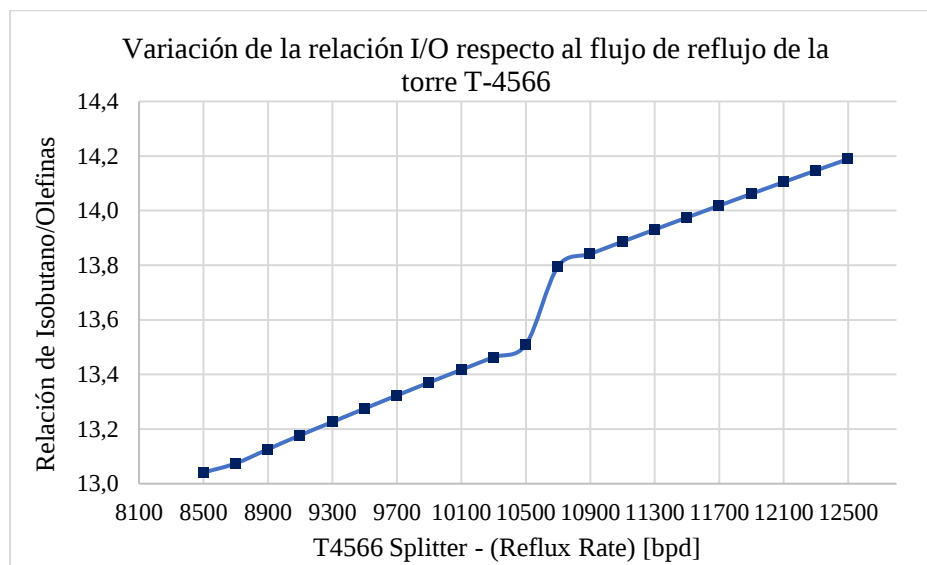


Figura 6. Variación de relación I/O respecto al flujo de reflujo de la torre T-4566.

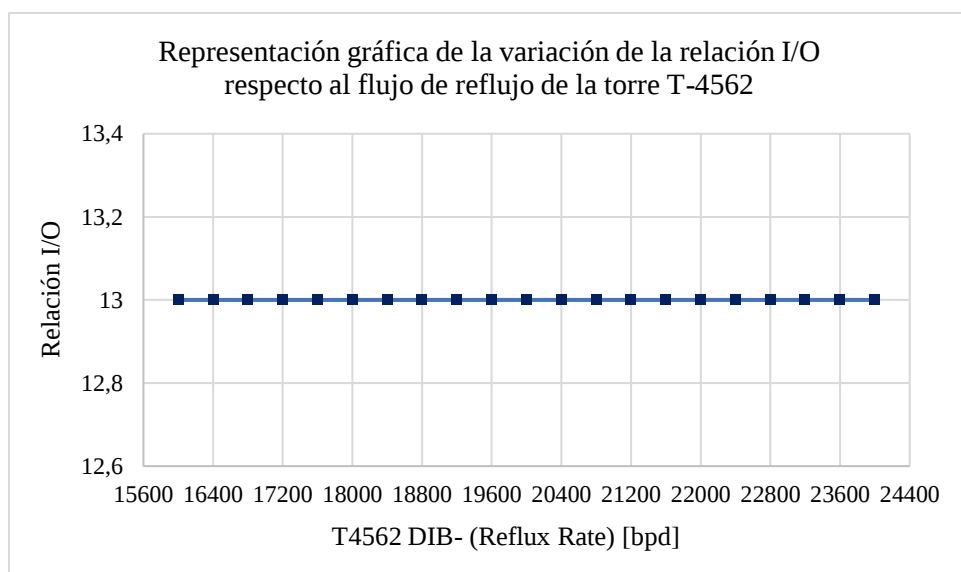


Figura 7. Variación de la relación I/O respecto al flujo de reflujo de la torre T-4562.

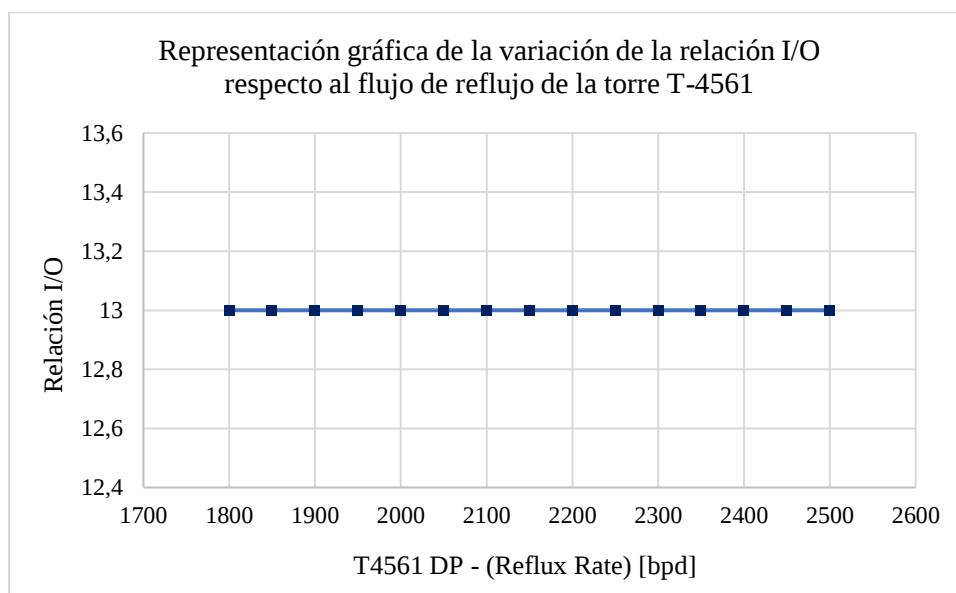


Figura 8. Variación de la relación I/O respecto al flujo de reflujo de la torre T-4561.

Según la Figura 6 es posible concluir que el flujo de reflujo de la torre T-4566 tiene una influencia directa en la relación I/O. Además, debido a que en la gráfica no se aprecia un máximo, se asume que el valor óptimo será aquel en el que se produzca la mayor cantidad de alquilato y en el que se cumplan las especificaciones de la capacidad de la bomba de reflujo. Para el caso de la torre T-4566 el rango operacional establecido en la Tabla 7 del Apéndice G para el flujo de reflujo es de 8500 a 12500 bpd. Por lo tanto, se selecciona un flujo de reflujo de 8500 bpd al lograrse con este la mayor producción de alquilato (2249 bpd).

Una vez fijada la condición óptima para la T-4566, se procede a fijar la condición óptima de reflujo en la torre T-4562, llevando a cabo el mismo análisis que aquel efectuado con el flujo de reflujo de la torre T-4566. Los resultados se muestran en la Figura 7. Como es evidente, el flujo de reflujo de la T-4562 no tiene ninguna influencia sobre la relación I/O dentro de los rangos establecidos como operación normal, es decir para flujos de reflujo de 16000 y 24000 bpd.

Además, como resultado del diagnóstico hecho en la sección 2.3.3, es evidente que el reflujo de la torre se encuentra por fuera del rango normal de operación, por lo que se fija en un valor de 20000 bpd, por encontrarse a la misma distancia del límite inferior y superior de las ventanas operativas.

Luego de analizar la condición óptima para la torre T-4562, se procedió a establecer la influencia del flujo de reflujo de la torre T-4561 en la relación I/O. El resultado fue igual que para el análisis efectuado para el flujo de reflujo de la torre T-4562. El flujo de reflujo no influye directamente sobre la relación I/O, pero al igual que el de la torre T-4562, este se encontraba fuera del rango de operación normal, por lo que se fijó en un valor de 2150 bpd (misma separación de los límites máximo y mínimo), teniendo en cuenta lo mostrado en la Figura 8.

Finalmente, los resultados de esta fase son que la torre T-4566 trabaje a un flujo de reflujo de 8500 bpd y las torres T-4562 y T-4561 dentro de su rango operacional con un flujo de reflujo de 20000 y 2150 bpd respectivamente, para lograr una producción de alquilato de 2601 bpd a la salida de los contactores, lo que significa un total de 121 barriles por encima de la producción original obtenida en la simulación (2128 bpd). Cabe destacar que la velocidad espacial de olefinas, variable mencionada en la sección 2.3.1, permanece en un rango aceptable para la reacción de alquilación entre 0,1 y 0,35, satisfaciéndose siempre para la variación de la relación I/O dentro de los rangos de operación normal (Ver Tabla 3).

2.3.4.2. Aumento de carga. Para el aumento de carga se planteó tomar el 10% por debajo de la capacidad de diseño de los flujos de carga a la unidad, estipulados en el balance de masa hecho por (STRATCO, 2005). Esto por temas de seguridad, con el fin de resguardar la integridad hidráulica de los equipos. Los flujos seleccionados fueron 5131 bpd desde UOP I/II y 3757 bpd desde MOD IV/ORTHOFLOW. Con el fin de obtener la mayor cantidad de flujo de alquilato en la corriente de alquilato total, se fijó que el flujo desde UOP I/II fuese inyectado directamente a reacción (Divisor 3). Además, el divisor 6 (Ver Figura 3), fue fijado en una división de 30% de la corriente “Alquilato total,,” hacia la torre T-4565 con el fin de lograr la mayor cantidad de alquilato liviano, esto debido a que el último ofrece mayor rentabilidad al proceso con respecto al alquilato pesado.

Una vez aumentada la carga, como se puede evidenciar en la Tabla 4 la velocidad espacial de las olefinas se encontraba dentro del rango, específicamente en 0,34 pero la relación I/O se encontraba en 7,2, es decir, por debajo del valor establecido por seguridad (12) y considerado óptimo por el análisis ejecutado en la sección 2.3.4.1.

Para aumentar la relación I/O se dedujo que el flujo de olefinas a reacción permanece constante, debido a que se cuenta simplemente con las olefinas que provienen de las cargas UOP I/II y MODIV/ORTHOFLOW, por lo que para aumentar la relación I/O era necesario aumentar el flujo de isobutano a reacción. Para lograr este acometido, el reflujo de la torre T-4566, se llevó al máximo operacional, ya que como se estableció en la sección 2.3.4.1 esta es la única variable que tiene influencia sobre la relación I/O. Adicionalmente, el flujo de butano de campos que se alimenta a la torre T-4562 se aumentó hasta un valor de 1600 bpd, lo que representa el límite operacional. Este aumento fue debido a que un alto flujo favorece la relación I/O y con ello las

reacciones de alquilación, según lo establecido en (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). Una vez hechos estos cambios, se evidenció que la relación I/O aumentó a 8,1. Este es el valor máximo que se puede lograr realizando cambios operacionales en la unidad, sin embargo, este valor se mantiene por debajo del límite fijado por seguridad.

Los resultados de esta simulación fueron un aumento de flujo de alquilato total de 4112 bpd con respecto a aquel obtenido en la simulación realizada en la sección 2.3.4.1 (2601 bpd) obteniéndose un flujo total de 6714 bpd. Por su lado, el alquilato liviano producido fue de 1850 bpd y el alquilato pesado fue de 4854 bpd. Los resultados de las demás condiciones de la corrida y flujos de subproductos se encuentran listados en la Tabla 4.

2.3.4.3. Alternativas de modificaciones al diseño de la unidad U-4560. Como era previsto, el resultado arrojado por la sección anterior refleja que la mejor opción para aumentar la producción de alquilato es el aumento de carga a la unidad. Sin embargo, esta alternativa no se puede implementar con los flujos de carga disponibles, ya que estos no satisfacen una de las limitantes más importantes en la sección de reacción, la relación I/O. Por lo tanto, se hace necesario implementar una alternativa que modifique el diseño de la unidad para aumentar el flujo de isobutano a reacción y así elevar dicha relación. De esta forma, surge como alternativa la alimentación de una corriente de isobutano con un alto porcentaje de pureza a la unidad.

La corriente de isobutano empleada para el análisis de las alternativas posee una concentración de 98% de isobutano y 2% de n-butano, debido a que el isobutano grado refinería alcanza concentraciones similares o superiores y es preferible evaluar las opciones con una corriente que sea posible encontrar dentro de la GRB o en otra refinería. Además, esta corriente es simulada a

una presión de 97,5 psig y una temperatura de 90 °F, puesto que estas son las condiciones de almacenamiento del isobutano líquido en tanques esféricos.

Como se pudo apreciar en la sección 2.3.4.1 la torre T-4566 es la única que tiene una influencia directa en la relación I/O; y como el objetivo de la facilidad estudiada en esta sección es incrementar dicha relación, en esta torre se plantea la inyección de la corriente de isobutano. El detalle de cómo se efectuó la simulación y los resultados de esta corrida son presentados a continuación.

2.3.4.3.1. Inyección de corriente de isobutano a la torre T-4566. Para la simulación de la alternativa planteada se conectó la corriente de isobutano al mezclador de carga de la torre T-4566 (Mezclador 2), con el fin de alimentar una carga con un porcentaje mayor de isobutano y analizar el incremento en la relación I/O. De esta forma el flujo de isobutano se convertía en la variable a calcular, para lo que fue necesario plantear un análisis de sensibilidad que permitiera identificar el flujo en bpd de la corriente de isobutano que permitiera obtener una relación I/O de 12 en la corriente de entrada a los contactores. Los resultados de este caso de estudio se presentan a continuación.

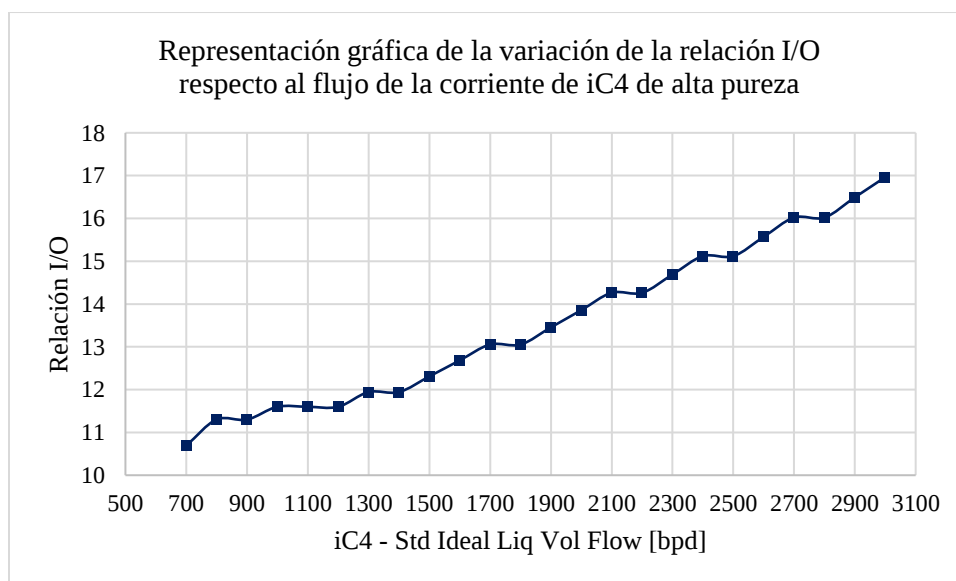


Figura 9. Variación de la relación I/O respecto al flujo de la corriente de iC4 de alta pureza.

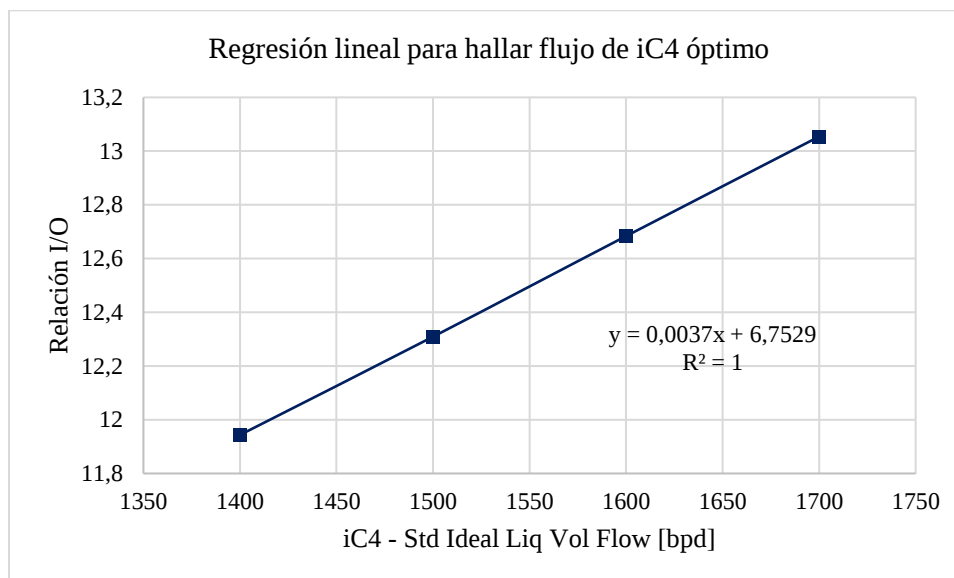


Figura 10. Regresión lineal para hallar flujo de iC4 óptimo.

A partir de la Figura 9 y mediante un tratamiento matemático simple, que consistió en identificar una línea de tendencia entre los valores de 11,94 y 13,05 de relación I/O (Figura 10) se pudo calcular que para lograr la relación I/O de 12 era necesario alimentar un flujo de 1418 bpd de isobutano al mezclador 2 (Figura 3). Además, con esta corrida se logra obtener un flujo de alquilato total de 5260 bpd, lo que representa una disminución en la producción de 1454 bpd con respecto al flujo de alquilato obtenido en la sección 2.3.4.2. Esta disminución era de esperarse por lo analizado en la sección 2.3.4.1, en la cual se concluye que el aumento de la relación I/O disminuía el flujo de alquilato producido, siendo 12 la relación óptima por presentar el mayor flujo de alquilato a condiciones operacionales seguras. Los flujos de subproductos y demás condiciones de la corrida se presentan en la Tabla 4. Cabe resaltar que las condiciones de reflujo de las torres fueron ajustadas para cumplir con criterios de operación como el duty del condensador y del rehervidor. Dichas condiciones pueden ser corroboradas en la Tabla 4. Finalmente, fue evaluado el sistema de fondos de la torre T-4566, con el fin de determinar si la bomba de fondos (P-4581

A/B) era capaz de manejar un flujo de 1540 bpd. Para este caso, el sistema no se ve comprometido debido a que la potencia requerida es satisfecha por el equipo. Sin embargo, para casos diferentes, en los que la división fijada en el divisor 3 sea diferente al 100% a inyección directa (Figura 3), se debe analizar si la potencia de la bomba es suficiente, puesto que el flujo de alimentación hacia la torre aumentaría, ocasionando que el flujo de fondos también aumente (debido a las olefinas presentes en la corriente proveniente del divisor). Por su lado, la torre T-4563 presenta una oportunidad, debido a que en las condiciones a las que trabaja para la alternativa planteada, implican un aumento del flujo de alquilato en el destilado, ocasionando pérdidas de productos valiosos para el proceso. Esta pérdida puede ser corroborada en la Tabla 4, donde el flujo de destilado aumenta a 4068 bpd, llevándose consigo 338 bpd de alquilato y 2162 bpd de isobutano. Este aumento en el isobutano implica que la torre T-4562 no recupera la mayor parte del isobutano por el destilado, sino que lo envía a los fondos, por lo que también se concluye que presenta una oportunidad.

Una vez logradas todas las condiciones de operación en la simulación de aumento de carga planteada en la sección 2.3.4.2 se propone una alternativa adicional en aras de purificar la corriente de “isobutano de recicló” y mejorar la relación I/O en las corrientes de entrada a los contactores.

2.3.4.3.2. Purificación de la corriente de reciclo de isobutano con la torre T-4566. Para esta alternativa, se tomó la simulación realizada en la sección 2.3.4.3.1 y se cambió la conexión del reciclo de ic4 del mezclador 3 al mezclador 2 (Mezclador de la carga a la torre T-4566), con el fin de purificar la corriente de reciclo de isobutano (Figura 3), generada por el destilado de la torre T-4562, y evaluar si existía alguna influencia de esta en la relación I/O. El resultado obtenido es que la relación I/O disminuye a 7,468 al plantear la facilidad, obteniéndose así un flujo mayor de alquilato a la salida del reactor, esto justificado por los resultados obtenidos en la sección 2.3.4.1, en los que una disminución de la relación I/O conlleva a un aumento en el flujo de alquilato producido en la zona de reacción. En este caso, el aumento fue de 709 bpd con respecto a la corrida anterior, obteniéndose un flujo de alquilato de 5969 bpd. Adicionalmente, es conveniente precisar que la relación I/O sale del rango establecido por seguridad y además sería necesario realizar un análisis de la capacidad de la bomba de fondos, puesto que esta alternativa implica el aumento de flujo de alimentación a la torre T-4566.

A continuación, se presenta una tabla resumiendo los resultados de las simulaciones usadas para optimizar la producción de alquilato de la unidad U-4560, con el fin de evidenciar el aumento de producción a lo largo de las diferentes corridas.

Por lo tanto, la mejor alternativa para la maximización de la unidad de alquilación U-4560 es el aumento de carga, pero para esto se requiere de la creación de una facilidad para la inyección de una corriente de isobutano de alta pureza en la alimentación de la torre T-4566, debido a que se consigue el mayor flujo de alquilato como se puede evidenciar en la Tabla 4, conservando los flujos de reflujo de las torres dentro de los rangos operacionales establecidos en el diagnóstico (Sección 2.3.3) al igual que los parámetros claves establecidos en la sección 2.3.1.

Tabla 4. Resultados de las simulaciones de las alternativas planteadas.

	Variable	Rango de operación	Operación del día 28/07/2018	Optimización de variables operacionales	Optimización con aumento de carga	Optimización con corriente de i-Butano de alta pureza
Limitaciones	Relación I/O	8 - 20	13,54	13,04	8,10	12,17
	Velocidad espacial de Olefina	0,1 - 0,35	0,1977	0,2092	0,3345	0,3345
	UOP I/II [bpd]	Máx. 5500	2898	2898	5131	5131
Flujos de Entrada	Orthoflow/ MOD IV [bpd]	Máx. 5000	1587	1587	3757	3757
	Butano de campos [bpd]	Máx. 1600	469,1	469,1	1477	1477
	Flujo de ácido [gpm]	1 - 6	4,99	4,99	6	6
	Flujo de reflujo [bpd]	8500-12500	12000	8504	12500	9999
T-4566	Duty condensador [MMBtu/h]	Máx. - 17,40	-15,12	-11,43	-16,40	-15,28
	Duty Rehervidor [MMBtu/h]	Máx. - 18,15	15,61	11,91	17,00	16,14
	Flujo de reflujo [bpd]	1800-2500 bpd	1644	1900	1849	1501
T-4561	Duty condensador [MMBtu/h]	Máx. - 1,844	-1,588	-1,827	-1,81	-1,49
	Duty Rehervidor [MMBtu/h]	Máx. 2,039	1,706	1,946	1,91	1,69
	Flujo de reflujo [bpd]	16000-24000	12506	20000	20000	16000
T-4562	Duty condensador [MMBtu/h]	Máx. - 39,934	-23,78	-32,05	-38,50	-35,01
	Duty Rehervidor [MMBtu/h]	Máx. 45,634	26,40	34,85	44,98	39,53
	Flujo de reflujo [bpd]	1800-3600	2551	2551	2551	18000
T-4563	Duty condensador [MMBtu/h]	Máx. - 8,50	-3,296	-3,296	-3,294	-8,40
	Duty Rehervidor [MMBtu/h]	Máx. 5,71	3,434	3,527	2,625	5,485
	Propano [bpd]	-	41,184	53,689	84,485	91,561
Flujos de Salida	n-Butano [bpd]	-	114,543	114,999	115,001	4068,415
	Alquilato pesado [bpd]	-	620,639	741,579	4853,634	3435,724
	Alquilato liviano [bpd]	-	1860,010	1859,981	1859,995	1824,281
	Total Alquilato [bpd]	-	2480,649	2601,561	6713,629	5260,005

3. Conclusiones

En este proyecto se logró simular y validar exitosamente la simulación de la unidad de alquilación U-4560 de la refinería de Barrancabermeja a condiciones de diseño y operación, utilizando el software Aspen Hysys v10, obteniéndose un error menor al 10% en los flujos de salida de la unidad.

La simulación de la unidad U-4560 sirvió como herramienta para realizar un diagnóstico de la planta y encontrar las alternativas operacionales y de diseño para la maximización de la producción de alquilato en la unidad de alquilación U-4560 de la refinería de Barrancabermeja.

De las alternativas planteadas, sólo la optimización de las condiciones de operación de las torres de destilación de la unidad y el aumento de carga sumado a una facilidad para la alimentación de una corriente de isobutano de alta pureza, resultaron factibles operacionalmente al cumplir con las condiciones limitantes del proceso (Relación isobutano/olefinas y velocidad espacial de las olefinas).

El análisis de las alternativas arrojó como resultado que la mejor opción para lograr una optimización considerable en la unidad U-4560, es la que propone el aumento de carga junto con la construcción de la facilidad de inyección de isobutano de alta pureza, la cual incrementa la producción hasta 5260 bpd de alquilato total, lo que representa un aumento del 47% respecto a los 2481 bpd producidos en la corrida del 28 de Julio de 2018.

4. Recomendaciones

De acuerdo con los objetivos de este proyecto, con el fin de aprovechar al máximo el rendimiento de la unidad de alquilación, se recomienda la consideración del sistema de tratamiento y separación de ácido sulfúrico en la simulación, por tener una incidencia directa sobre el consumo de ácido, y este a su vez sobre el margen económico generado por la unidad, debido a que al optimizar este proceso se reduciría el gasto que implica la inyección de ácido sulfúrico fresco a la unidad y se mejoraría el aprovechamiento de este reactivo.

Por medio de la evaluación de la inyección de isobutano de alta pureza a la torre T-4566 realizada en la sección 2.3.4.3.1, se encuentra una posible limitación en la potencia de la bomba P-4581 A/B, lo que restringiría la proporción de aumento en la carga a la torre. Por lo que se propone realizar un análisis exhaustivo del sistema de fondos de la torre T-4566 y su perfil hidráulico, para hallar así el flujo límite de carga que maneja la torre y de ser necesario sugerir el cambio de la bomba por una de mayor potencia.

Para la alternativa que se plantea en la sección 2.3.4.3.1 se presentan varias oportunidades en las torres T-4562 y T-4563, ya que las condiciones a las que trabajan se encuentran en el límite y no es posible cumplir con éxito los niveles de separación requeridos por el proceso. Por lo anterior se recomienda un análisis más profundo del rehervidor y condensador de las torres, además de la hidráulica de las mismas, puesto que dicho análisis se encontraba por fuera del alcance de este estudio.

Referencias Bibliográficas

- Aldossary, M. (2018). *The Alkylation of 2-Butene with Isobutane over Large-Pore Zeolites*. Manchester: The university of Manchester.
- Al-Matar, A. (2015, Octubre). *Selecting Fluid Packages (Thermodynamic Model) for HYSYS/ Aspen Plus/ ChemCAD Process Simulators*. Retrieved from Research Gate: https://www.researchgate.net/publication/283259774_Selecting_Fluid_Packages_Thermodynamic_Model_for_HYSYS_Aspen_Plus_ChemCAD_Process_Simulators
- Aspen technology, Inc. (2017). Aspen HYSYS Property Package Selection Assistant. Bedford, USA.
- Fahim, M., Alsahhaf, T., & Elkilani, A. (2010). *Fundamentals of petroleum refining*. Oxford: Elsevier.
- Grupo de excelencia operacional, & RWD Technologies. (2009). *Manual de descripción del proceso de la unidad - GRB - Unidad de Alquilación*. Barrancabermeja: ECOPETROL S.A.
- Hatch, L., & Matar, S. (2001). *Chemistry of petrochemical processes*. Woburn: Butterworth-Heinemann.
- Instituto Francés del Petróleo. (2001). *Petroleum Refining*. Paris: Editions TECHNIP.
- Kranz, K. (2008). *Intro to Alkylation Chemistry: Mechanisms, operating variables, and olefin interactions*. Leawood: DuPont™ STRATCO® Clean Fuel Technology.
- Lieberman, N. (2009). *Troubleshooting process operations*. Tulsa: Penn Well Corporation.
- Liolios, G. (2001). *Acid Runaways In A Sulfuric Acid Alkylation Unit*. Leawood: STRATCO, Inc.

- Maples, R. (2000). *Petroleum Refinery Process Economics*. Tulsa: PennWell Corporation.
- Meyers, R. (2003). *Handbook of petroleum refining processes*. San Francisco: McGraw-Hill.
- Muñoz, O. A., Díaz, J. M., Navarro, F. A., Caballero, H. N., & Ulloa, R. V. (2016). *INFORME DE CORRIDA DE VERIFICACIÓN POSTERIOR A LA PARADA DE ALQUILACIÓN 2015*. Barrancabermeja: ECOPETROL S.A.
- Murzin, D. Y. (2015). *Chemical Reaction Technology*. Berlín: De Gruyter.
- Pulley, A., & Wong, K. (2008). *Acid Consumption And Acid Runaway In A Sulfuric Acid Alkylation Unit*. Leawood: DuPont™ STRATCO® Clean Fuel Technology.
- Speight, J. (1999). *The chemistry and technology of petroleum*. Boca Raton : Marcel Dekker.
- STRATCO. (2005). *HEAT & MATERIAL BALANCES - New Alkylation Unit*. Barrancabermeja.
- Urzola , P., Siachoque , C., & Pico, L. (2015). Optimización del proceso de alquilación mediante la determinación de parámetros a partir del método simplex en la refinería de ECOPETROL S.A en Barrancabermeja. *Revista Citecsa*, 58-77.

Apéndices

Apéndice A. Recuento histórico

Según (Aldossary, 2018) “los primeros experimentos para la reacción de isoparafinas con olefinas para producir alquilatos se reportaron en 1935 por la UOP, ésta utilizó catalizadores de Friedel-Crafts, cloruro de aluminio (AlCl_3) con ácido clorhídrico (HCl) y trifluoruro de boro (BF_3) con ácido fluorhídrico (HF)”. Además, (Speight, 1999) declara que “El proceso con ácido sulfúrico se introdujo en 1938 y la alquilación con fluoruro de hidrógeno se introdujo en 1942” con el fin de suplir las necesidades militares requeridas durante la segunda guerra mundial, provocando que al finalizar la guerra muchas de las plantas fueran clausuradas.

A mediados de la década de 1950, la demanda de gasolina de aviación comenzó a disminuir y los requisitos de calidad de la gasolina para motores aumentaron considerablemente, en consecuencia, el punto final⁵ del alquilato se incrementó para este servicio. Por lo tanto, para ayudar a mejorar la economía del proceso de alquilación se añadieron gradualmente olefinas adicionales a la alimentación del proceso, construyéndose nuevas plantas para alquilar el propileno y los butilenos (butanos) producidos en la refinería en lugar de la corriente de butano-butileno utilizada anteriormente. Recientemente, la isomerización de n-butano se ha utilizado para producir isobutano adicional para la alimentación de alquilación. (Speight, 1999)

Históricamente el alquilato no sólo se ha destacado entre los combustibles para motor por su estabilidad o el alto índice de octano; obtenido al controlar de manera eficiente las condiciones del

⁵ Temperatura máxima de ebullición del producto de refinación, se establece como parámetro de calidad ya que la volatilidad de los hidrocarburos tiene un efecto importante en la seguridad y desempeño de estos. A mayor punto final, mayor calidad del producto terminado.

proceso, sino que ambientalmente ha sido preferido por su bajo contenido de contaminantes, como lo mencionan los autores (Hatch & Matar, 2001), quienes señalan que las regulaciones establecidas por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA, por sus siglas en inglés) para eliminar gradualmente el plomo en la gasolina en los años 70 y 80, causaron un aumento en la demanda de alquilatos.

En la actualidad las unidades de alquilación con H_2SO_4 y con HF tienen prácticamente dividida la producción mundial, aunque la tendencia actual es reducir las nuevas unidades de alquilación con HF debido a la severidad del ácido. (Hatch & Matar, 2001) mencionan en sus escritos que un inconveniente de usar H_2SO_4 y HF en la alquilación es el peligro asociado. Por esta razón “se han hecho muchos intentos de usar catalizadores sólidos tales como zeolitas, alúmina y resinas de intercambio iónico pero ningún proceso resultó exitoso debido a la rápida desactivación del catalizador. También se probaron ácidos sólidos fuertes como la Zirconia sulfatada y SbF_5 / resinas de ácido sulfónico, que a pesar de ser activos carecían de estabilidad también. Por último, un nuevo proceso que puede tener una posibilidad comercial utiliza ácido trifílico líquido ($\text{CF}_3\text{-SO}_2\text{OH}$) en un lecho sólido poroso. Usando isobutano y olefinas ligeras, los intermedios son: isopropilo, sec-butilo, 2-pentilo y 3-pentil ésteres del ácido trifílico”.

Apéndice B. Etapas de la planta de alquilación U-4560

De acuerdo con lo manifestado, la unidad de alquilación U-4560 presenta la configuración de “refrigeración del efluente” de su diseñador STRATCO y emplea el ácido sulfúrico como promotor de la reacción (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). En la Figura 11 se presenta un diagrama de bloques que ilustra la configuración de la planta y la distribución de las diferentes etapas del proceso, cada una se detalla a continuación. Asimismo, al final de este apéndice se puede consultar el diagrama de control que especifica todos los equipos que conforman cada sección de la planta, se recomienda hacer la lectura de esta sección acompañada de la visualización de los diagramas para mejor entendimiento de los procesos.

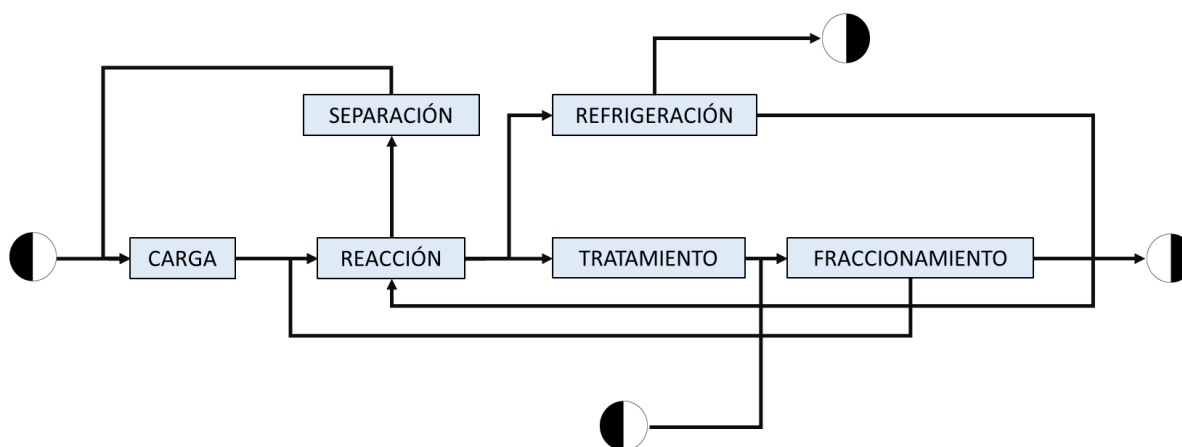


Figura 11. Diagrama de bloques de la Unidad de Alquilación U-4560.

Sección de carga. En la sección de carga se balancean las corrientes que alimentan la unidad para obtener una composición adecuada de olefinas e isobutano para la producción de alquilato (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). Para hacerlo se dispone de dos facilidades, una que permite cargar los reactivos directamente a reacción y otra en la que antes de cargarlos a reacción se los hace pasar por la torre separadora de Isobutano/Butilenos T-4566, donde se separa por la cima la mayoría de isobutano con trazas de butileno. Por otro lado, el agua se

considera un contaminante ya que su presencia en los contactores disminuye la concentración de ácido y el rendimiento de la reacción. Por esta razón, en esta sección también se retira el agua presente en la corriente de carga hacia los contactores a través del Coalescedor de Carga D-4568, en el que el agua presente en el fondo se acumula debido a la gravedad.

En la torre T-4566 se separa el exceso de olefinas presentes en la carga a la unidad, enviando parte de los butilenos en exceso al fondo de la torre con el fin de obtener una relación adecuada de isobutano/olefinas para la reacción de alquilación (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). Por esta razón, dicha torre se convierte en un punto clave del proceso en el cual es importante monitorear la presión, la temperatura, la relación de reflujo y demás parámetros que serán aclarados en próximas secciones.

Sección de Reacción. En la reacción de alquilación se usa H_2SO_4 como catalizador. El rol del catalizador es favorecer la reacción de alquilación aumentando la velocidad y la selectividad de esta. La función principal del ácido es proveer un protón que al reaccionar con la olefina forma un carbocatión (Murzin, 2015). A continuación, se analiza cómo se lleva a cabo la reacción de alquilación industrialmente en la unidad U-4560 y los distintos parámetros a tener en cuenta para lograr una operación eficiente. Para un mayor entendimiento se recomienda realizar la lectura del mecanismo de reacción que sigue la reacción de alquilación expuesta en el Apéndice C de este proyecto.

Reacción en la unidad U-4560. En la zona de reacción de la U-4560, se encuentran los contactores horizontales o reactores de alquilación. El reactor o contactor (Figura 12) según (Meyers, 2003) es el “corazón” del proceso y de la tecnología de efluente refrigerado de STRATCO. El mismo autor indica que se trata de un recipiente de presión horizontal que contiene un tubo de circulación

interior, un haz de tubos para eliminar el calor de reacción y un impulsor de mezcla. La alimentación de hidrocarburos y el ácido sulfúrico entran en el lado de succión del impulsor dentro del tubo de circulación. A medida que las alimentaciones pasan a través del impulsor, se forma una emulsión de hidrocarburo y ácido. La emulsión en el reactor de contactor circula continuamente a velocidades muy altas.

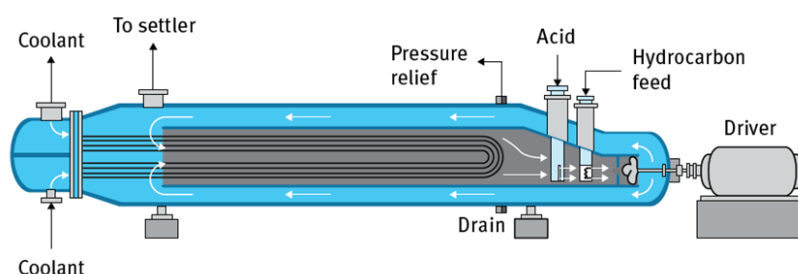


Figura 12. Reactor horizontal de alquilación. Tomado de http://www.treccani.it/export/sites/default/Portale/sito/altre_aree/Tecnologia_e_Scienze_applicate/enciclopedia/inglese/inglese_vol_2/181-192_ING3.pdf.

El reactor Stratco permite que el tiempo de contacto entre la alimentación y el catalizador se mantenga al mínimo, minimizando así la extensión de las reacciones secundarias que conducen a la formación de aceites solubles en ácido (ASA). Una tasa de reciclaje interno muy alta de la emulsión permite una dilución adecuada de la olefina en el volumen de reacción y el control de la temperatura de la emulsión con una precisión de 1 °C. El reactor es horizontal, y las dos fases son agitadas por una turbina. La reacción tiene lugar casi instantáneamente cuando las dos fases, ácido e hidrocarburos, entran en contacto mientras pasan a través de las hélices de la turbina. El calor de reacción es eliminado por un haz de tubos dentro del reactor (Fahim, Alsahhaf, & Elkilani, 2010).

Las fases de ácido e hidrocarburos se separan en un tambor de decantación ubicado encima del reactor (sedimentador), el tiempo de residencia en el sedimentador es de aproximadamente 1 hora. Todo el ácido circula entre el reactor y el sedimentador. La fase de hidrocarburo rica en isobutano

proveniente del precipitador, se expande a través de una válvula a una presión de aproximadamente 0.6 bar. A esta presión, parte de los hidrocarburos se vaporizan y la temperatura de la fase líquida cae a -7 °C. Este hidrocarburo líquido frío se utiliza como refrigerante para eliminar el calor de reacción. (Fahim, Alsahhaf, & Elkilani, 2010)

Otro factor a tener en cuenta en la zona de reacción es la concentración del ácido, la cual según (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009) al incrementarse por encima del valor óptimo favorece la alquilación sobre la polimerización. En teoría, los altos rendimientos y la mejor calidad son obtenidos con ácidos con concentraciones entre el 93 y 96% en peso de ácido, 0.5 a 1.5% en peso de agua y el restante en aceites solubles ácidos (ASA). En el caso de la Unidad de Alquilación U-4560, los valores óptimos de ácido gastado se encuentran en el rango entre 91 y 93% (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009).

Además de los tres contactores disponibles en la unidad de alquilación U-4560, en la zona de reacción cabe destacar la presencia de un tambor que conecta la zona de reacción con la de refrigeración, este cuenta con un lado trampa y uno flash (D-4562), y recibe la corriente de efluente neto y las separa en las fases de vapor y líquido. Este equipo es un recipiente de dos compartimentos con un espacio de vapor común. Tal y como lo menciona (Meyers, 2003) la bomba de efluente neto transfiere el líquido del lado de la trampa de succión (efluente neto) a la sección de tratamiento del efluente a través de los intercambiadores de alimentación/efluente. El refrigerante de la sección de refrigeración fluye hacia el lado del tambor de la trampa de succión/flash. Finalmente, la corriente de vapor combinada se envía a la sección de refrigeración.

Por otro lado, aunque teóricamente un catalizador no se consume en una reacción, en la reacción de alquilación el ácido se consume debido a la complejidad y cantidad de reacciones colaterales

existentes. Por lo tanto, es necesario reponer el ácido fresco y purgar el ácido gastado para mantener las condiciones de reacción (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). Este ácido gastado contiene trazas de hidrocarburo que deben ser recuperadas en la sección de separación.

Sección de separación. La sección de separación permite separar el hidrocarburo del ácido gastado procedente de los sedimentadores y recircular corrientes de hidrocarburo y ácido hacia el sistema contactores-sedimentadores. El ácido gastado se envía a almacenamiento, el hidrocarburo se recircula hacia los contactores y los vapores se envían a neutralización con soda y seguidamente a la tea (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009).

Sección de Refrigeración. “En esta sección se consigue la temperatura requerida para la reacción de alquilación y también se purga el propano que pueda estar presente en la carga a la unidad. Cuando el refrigerante se comprime, se aumentan la presión y temperatura a medida que este pasa a través del Compresor de Refrigerante C-4561” (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009). El aumento en presión aumenta la temperatura de condensación del refrigerante haciendo posible su condensación con agua de enfriamiento. A medida que el refrigerante pasa por las válvulas de control LIC-45607/8, la caída de presión hace que gran parte del refrigerante se vaporice, enfriando el flujo de refrigerante. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009) refiere que el compresor de refrigerante es considerado un equipo crítico en esta unidad ya que regula el sistema de refrigeración, el cual permite controlar la temperatura promedio de los contactores. Además, y como es de esperarse, el desempeño operacional y mecánico de este equipo es fundamental para lograr la eficiencia requerida del ciclo de refrigeración. Cualquier tipo de modificación en los parámetros operacionales y mecánicos del

compresor impactará en la temperatura de los contactores y por esta razón deberán controlarse parámetros como: Flujo volumétrico, temperatura de succión y presión de succión, con el fin de garantizar la operación eficiente de la sección de refrigeración.

Además de la compresión, cabe resaltar que en esta sección se encuentra una torre depropanizadora (Figura 16), la cual elimina las trazas de propano (producto secundario de la planta) presentes en la carga a la unidad. Para controlar de manera eficiente este proceso, es necesario inspeccionar los parámetros claves de una torre de destilación, estos son relación de reflujo, temperatura y presión mayoritariamente.

Sección de Tratamiento. Como su nombre lo indica en la sección de tratamiento se trata el efluente neto de reacción con el fin de remover los contaminantes ácidos y sulfatos de alquilo, para así minimizar el ensuciamiento y corrosión de los equipos en la sección de fraccionamiento. En primer lugar, se hace pasar el efluente por un Coalescedor de ácido que elimina la mayor parte del ácido remanente en el efluente y luego el producto se hace pasar por los tratadores de bauxita, con el fin de remover cualquier remanente de sulfatos de alquilo y ácido libre que no hayan sido extraídos en el Coalescedor de ácido. Como lo refiere (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009):

“En los Tratadores de Bauxitas D-4570A/B, los sulfatos de alquilo y el ácido libre presentes en la corriente líquida de efluente neto son adsorbidos en los lechos de bauxita haciendo que la corriente saliente de los tratadores quede libre de estos contaminantes. La bauxita reacciona con los sulfatos de alquilo y el ácido libre formando sulfato de aluminio los cuales quedan adsorbidos en los lechos de bauxitas”.

Sección de Fraccionamiento. La sección de fraccionamiento de la U-4560 dispone en su totalidad de 3 torres: Una deisobutanizadora (T-4562), una debutanizadora (T-4563) y una rectificadora de alquilato (T-4565). La primera cumple la función crucial de generar el reciclo de isobutano necesario para mantener la relación I/O óptima. De esta forma, lograr la mayor eficiencia en la reacción y conseguir consecuentemente un aumento de carga. La T-4563 separa el alquilato del butano, otro producto secundario del proceso. Por último, la T-4565 se encarga de separar el alquilato liviano y el alquilato pesado.

Como se menciona anteriormente, los parámetros a controlar serán aquellos propios de una operación unitaria de destilación, garantizando siempre la mayor obtención de productos valiosos sin comprometer mecánica o hidráulicamente los equipos. Dichos parámetros serán relación de reflujo, temperatura y presión mayoritariamente.

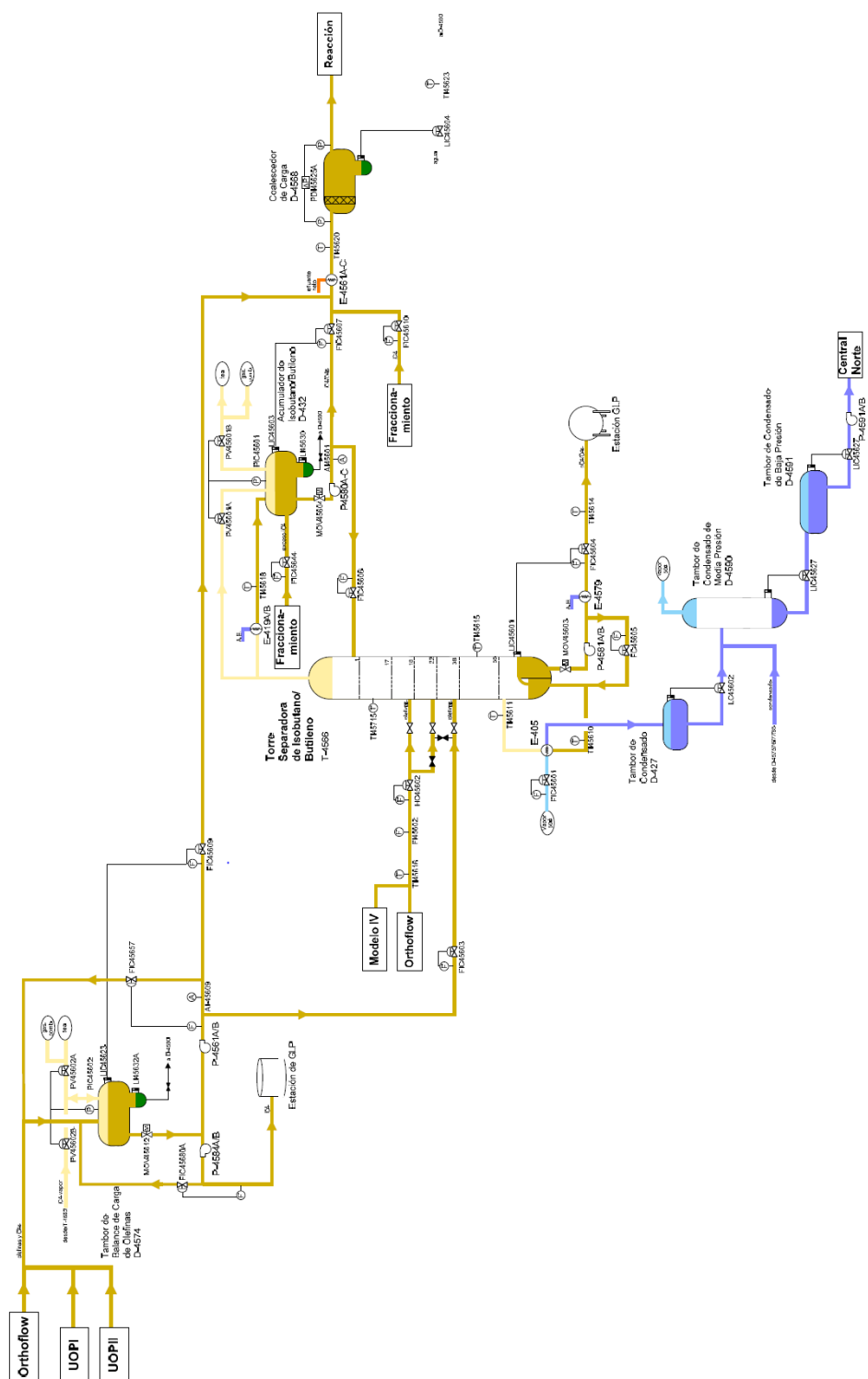


Figura 13. Sección de carga. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)

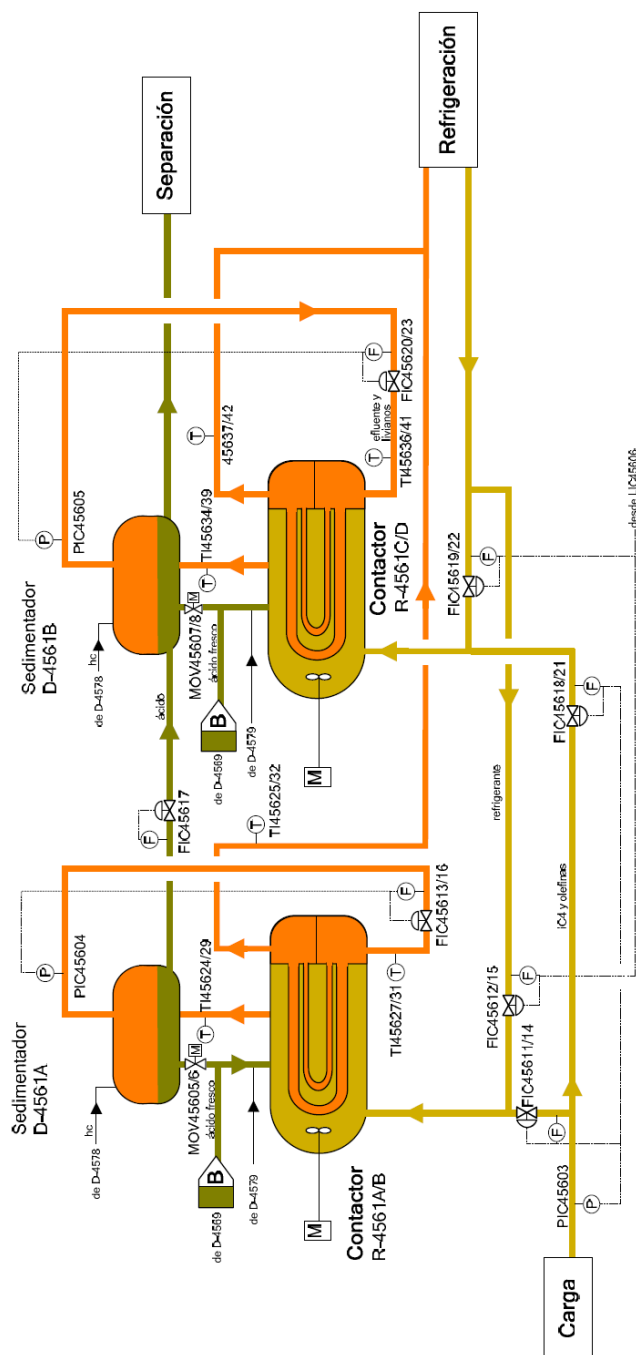
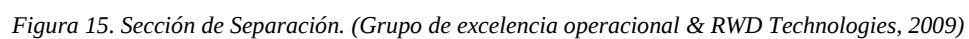


Figura 14. Sección de Reacción. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)



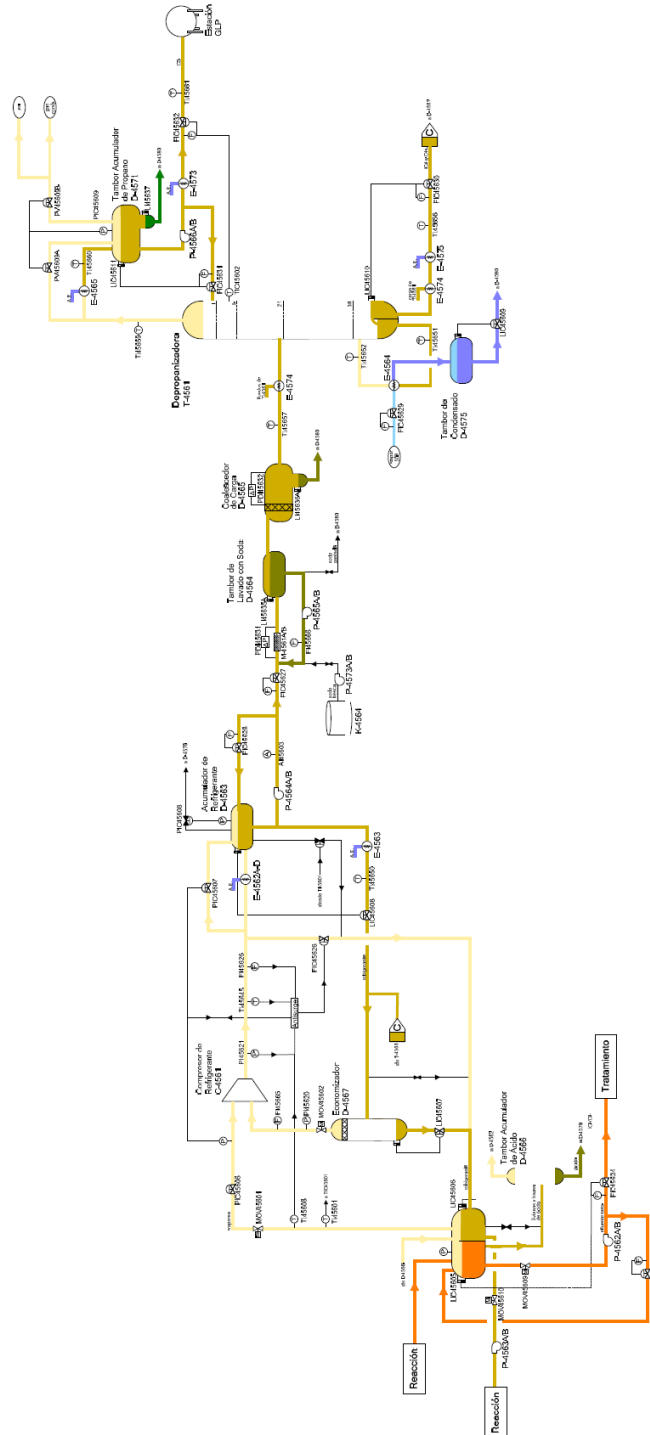


Figura 16. Sección de Refrigeración. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)

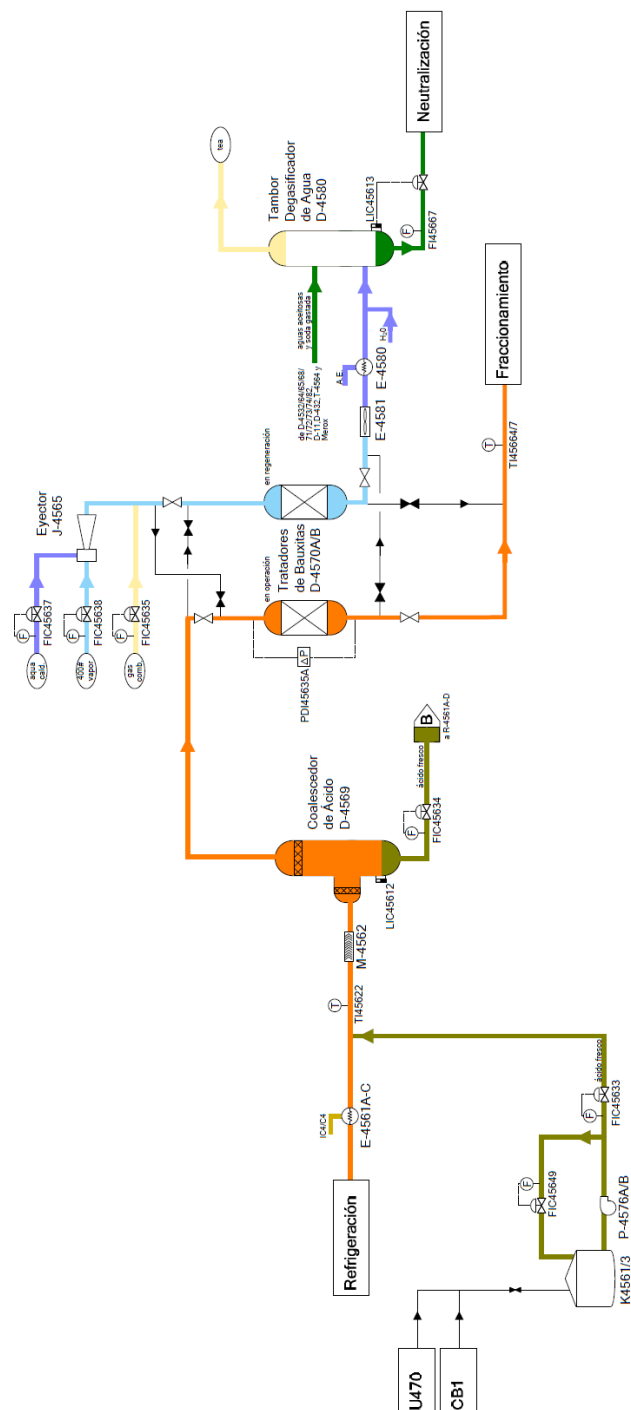


Figura 17. Sección de Tratamiento. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)

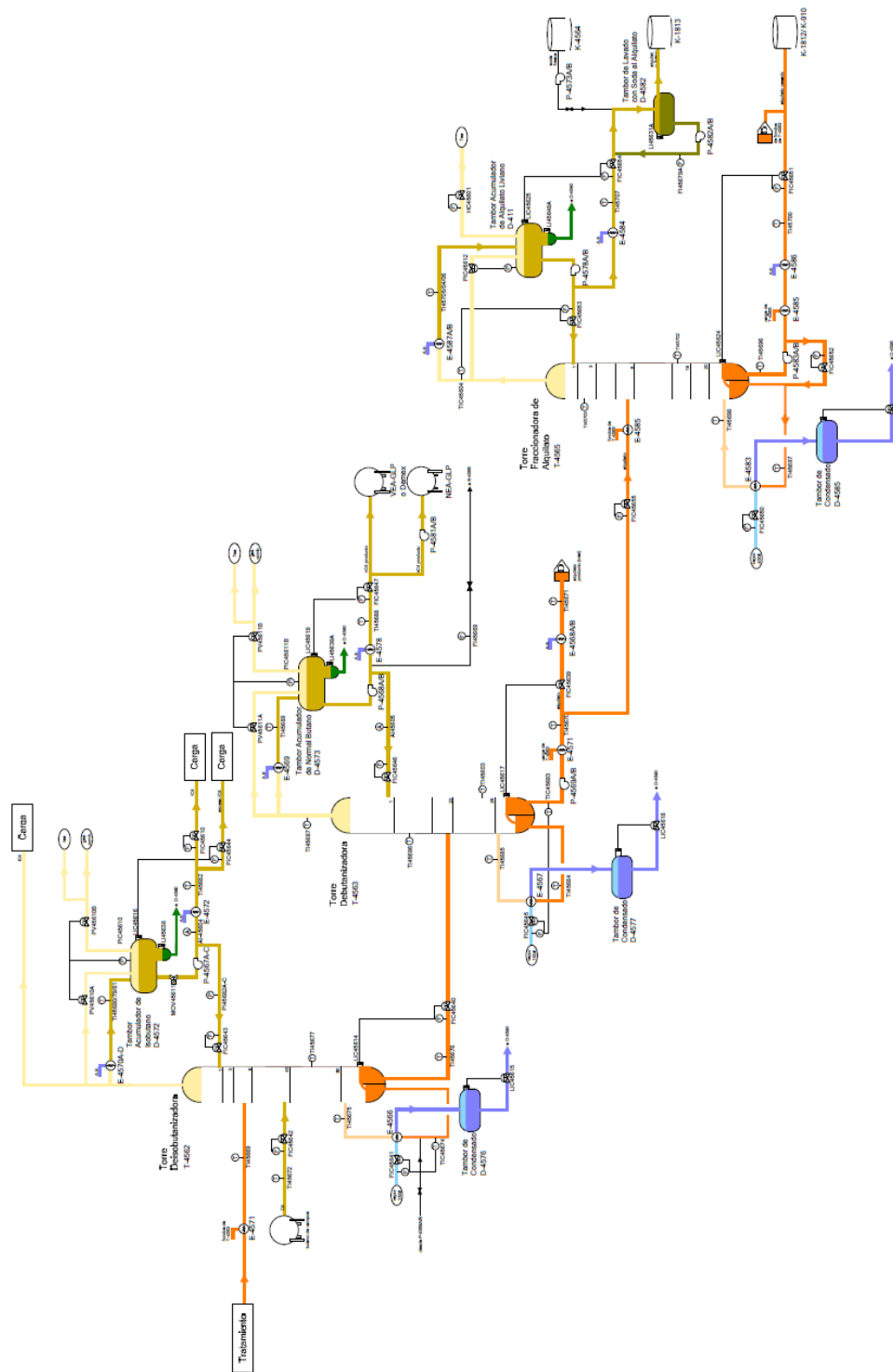


Figura 18. Sección de Fraccionamiento. (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009)

Apéndice C. Mecanismo de reacción de la reacción de alquilación.

(Pulley & Wong, 2008) establecen que “se puede considerar que la reacción de alquilación ocurre en tres pasos: Primero, la olefina se absorbe en el ácido formando un sulfato de alquilo o un intermediario catiónico (absorción de olefina). Segundo, el isobutano reacciona con el intermedio para formar un catión alquilato (reacción de isobutano). El catión alquilato puede isomerizarse a un catión más estable, dependiendo de la resistencia del ácido. En tercer lugar, el catión alquilato sufre una transferencia de hidruro para convertirse en alquilato”.

(Murzin, 2015) afirma que, entre las parafinas, solo las que tienen un átomo de carbono terciario pueden sufrir alquilación. En general, se podrían aplicar diferentes olefinas, pero en la práctica, se utilizan principalmente butenos (o fracción de butano-buteno después del craqueo y la separación del butadieno), que reaccionan con isobutano y producen hidrocarburos C8 (Alquilato), como se ilustra en la Figura 19.

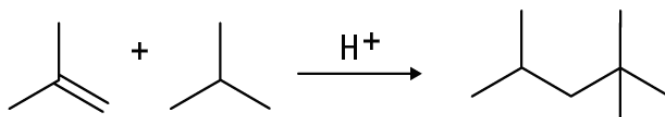


Figura 19. Alquilación de isobuteno con isobutano con formación de 2,2,4-trimetilpentano. Tomado de (Murzin, 2015)

Como Murzin establece “Un exceso de isoparafina es beneficioso desde el punto de vista de la selectividad porque suprime las reacciones secundarias y mejora el índice de octano”. De lo contrario, la polimerización de olefinas produce componentes indeseables de bajo octanaje y alto punto de ebullición. También afirma que “los productos de polimerización más pesados (con más de 10 átomos de carbono) conocidos como aceites ácidos solubles (ASA) tienden a desactivar el catalizador. Al mismo tiempo, si el exceso es demasiado alto, se producirían costos innecesarios

para el reciclaje”. En condiciones industriales, por lo general, el exceso molar de isoparafina varía de 6 a 20 según el proceso. Este exceso se conoce como relación I/O, cuyo valor habitual varía de 5 a 8 en plantas de ácido sulfúrico.

Como en otros procesos de alquilación, la reacción comienza con la generación de una carbonación por protonación de la olefina. Después de eso, puede extraer un hidruro del isobutano, formando un ión terc-butilcarbenio:

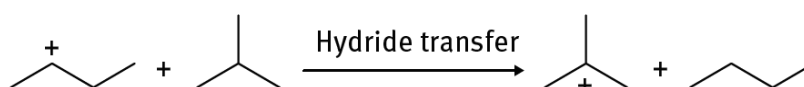


Figura 20. Protonación de la olefina. Tomado de (Murzin, 2015).

A esto le sigue una etapa exotérmica de adición electrofílica a otra olefina, que proporciona un ión carbenio más grande:

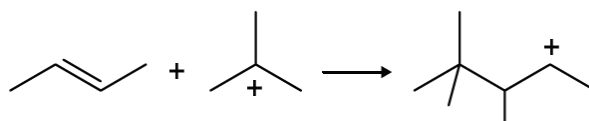


Figura 21. Adición electrofílica a olefina. Tomado de (Murzin, 2015).

La posterior transferencia de hidruro sostiene el ciclo catalítico, dando como resultado principalmente 2,2,3 trimetilpentano:

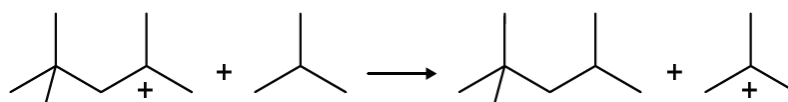


Figura 22. Transferencia de hidruro. Tomado de (Murzin, 2015).

Las reacciones de alquilación son altamente exotérmicas (en promedio, 75–96 kJ / mol); por lo tanto, la eliminación de calor es esencial. Se prefieren temperaturas bajas, entre los 0-10 ° C, pues estas minimizan la formación de subproductos de polimerización y craqueo. Un aumento de la temperatura conduciría a la formación de alquitranes y dióxido de azufre. Sin embargo, una temperatura muy baja daría lugar a un aumento no deseado de la viscosidad. La influencia de la presión en el equilibrio de la reacción es menos directa. Desde el punto de vista de la termodinámica, se debe aplicar una presión alta, ya que influye de manera negativa en las reacciones secundarias; por lo tanto, en la práctica, se utilizan presiones ligeramente elevadas (0.2–2 MPa). (Murzin, 2015)

Apéndice D. Elección del método termodinámico

La elección del modelo termodinámico correcto es esencial en cualquier simulación de procesos, debido a que como lo menciona (Al-Matar, 2015) “de esto depende la correcta predicción de las propiedades físicas de las mezclas como una función de la temperatura y la presión. De forma que elegir el método equivocado podría conllevar a resultados erróneos de la simulación”.

En primera instancia se acudió al asistente de métodos del simulador Aspen Hysys para determinar el método termodinámico correcto para la simulación. Dicha herramienta funciona mediante la formulación de varias preguntas para definir las características de la simulación y sugerir el uso de un método u otro. El asistente tiene dos rutas para la determinación del método idóneo (Especificando el tipo de componente y especificando el tipo de proceso). En la Figura 23 se muestra el camino recorrido para la elección del paquete termodinámico de la simulación tomando el camino del tipo de componente según (Aspen technology, Inc., 2017).

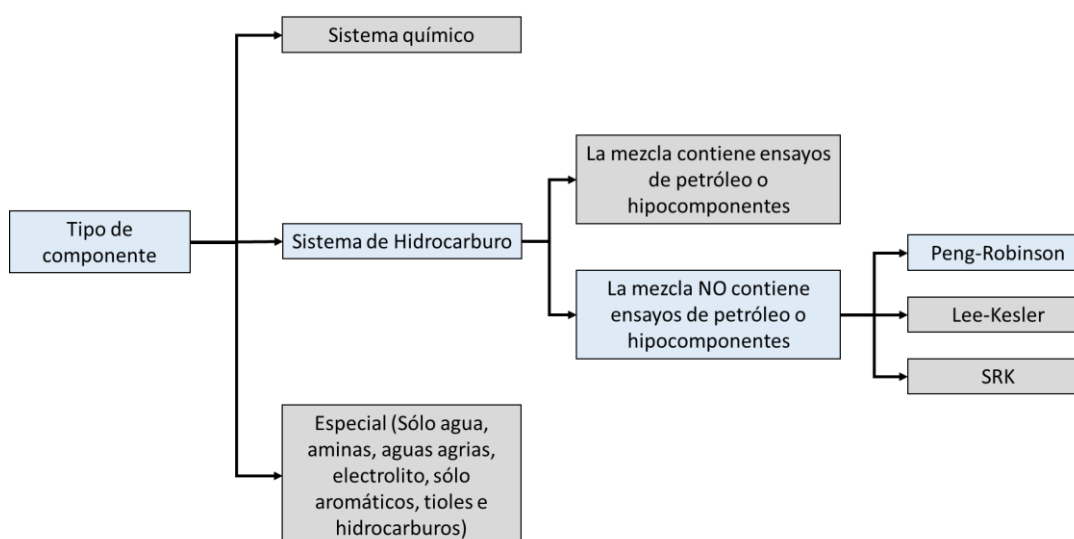


Figura 23. Ruta de elección de paquete termodinámico PR, a través del asistente de métodos de Aspen Hysys (Aspen technology, Inc., 2017)

Como se puede observar el asistente aconseja el uso de los métodos Peng-Robinson (PR en adelante), SRK (Soave-Redlich-Kwong) o Lee-Kesler, según las respuestas proporcionadas a la herramienta. Sin embargo, el método termodinámico de Lee-Kesler es recomendado para torres de etileno o procesos enmarcados en el área de petroquímica, por lo que se descarta ya que la alquilación hace parte de los procesos de refinación. Por otro lado, el método termodinámico SRK a pesar de proveer resultados similares al PR, es aplicable a un rango de temperaturas y presiones significativamente más limitado (Aspen technology, Inc., 2017). La Tabla 5 muestra los rangos de temperatura y presión en los que se puede aplicar cada método. De esta forma, a pesar de que en la unidad 4560 se manejan presiones máximas de 300 psia, alcanzadas en la zona de compresión y temperaturas moderadas, que se encuentran dentro del rango de los dos métodos, se prefiere el PR por tener una mayor flexibilidad.

Tabla 5. Rangos de temperatura y presión para los métodos PR y SRK.

Paquete termodinámico	Rango de temperaturas	Rango de presiones
Peng Robinson (PR)	> -456°F	< 15000 psia
Soave-Redlich-Kwong (SRK)	> -225 °F	< 5000 psia

En la Figura 24 se muestra la ruta de elección del método termodinámico al proporcionar el tipo de proceso a la herramienta. Como se puede ver, el tipo de proceso llevado a cabo en alquilación es de refinación, por lo que se aconseja el uso de PR como método, una concordancia con la ruta mostrada en la Figura 23. No obstante, se puede ver que el asistente brinda una opción adicional para casos especiales como torres de vacío, torres atmosféricas o alquilación con HF. A pesar de que en la unidad de alquilación U-4560 se emplea como catalizador el ácido sulfúrico (H_2SO_4) y no el ácido fluorhídrico (HF), se llegaría a pensar que los métodos termodinámicos aconsejados

por la herramienta servirían para modelar un proceso que a fin de cuentas sólo cambia de catalizador pero que involucra las mismas reacciones, suponiendo que idealmente el catalizador no reacciona.

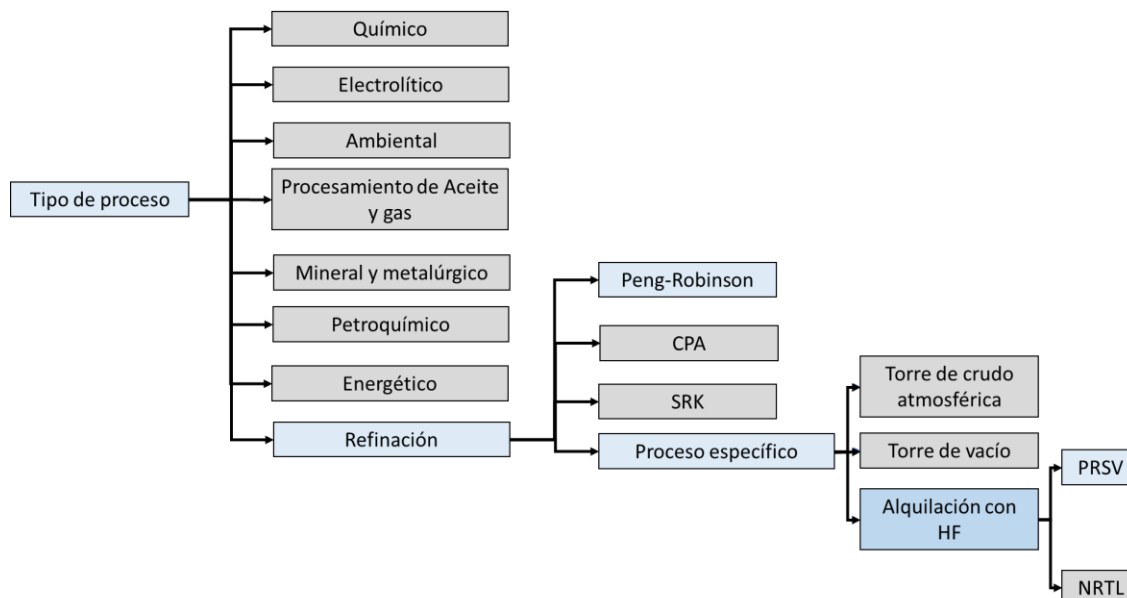


Figura 24. Ruta de elección del método termodinámico especificando el tipo de proceso según (Aspen technology, Inc., 2017)

De esta forma, los métodos termodinámicos aconsejados son el PRSV (una variación del PR) y el NRTL (Non-Random-Two-Liquid). De estos dos modelos, se prefiere el uso del PRSV por ser un método que tiene el potencial de predecir con mayor precisión el comportamiento de fase de los sistemas de hidrocarburos, en particular para sistemas compuestos por componentes de naturaleza diferente (ácido-hidrocarburo en este caso), ventaja que no ofrece el NRTL. Además, el método PSRV se extiende con éxito para manejar sistemas no ideales que dan resultados tan buenos como los que se obtienen al utilizar funciones de energía Gibbs en exceso, como las ecuaciones de Wilson, NRTL o UNIQUAC (Aspen technology, Inc., 2017).

Así, los métodos termodinámicos que parecían ser los idóneos para la simulación eran el PR y el PRSV, por lo que se procedió a realizar la elección simulando sólo la zona de reacción de la unidad U-4560. Esto debido a que dentro de las aplicaciones y usos regulares de estos dos métodos termodinámicos se encontraban el fraccionamiento (sección de fraccionamiento) y tratamiento de gases criogénicos (sección de refrigeración) por lo que dichas secciones no tendrían ningún inconveniente al ser simuladas usando un método u otro.

En la Figura 25 se muestra la simulación de la zona de reacción empleando el método termodinámico PR y en la Figura 26 se muestra la misma zona de reacción, pero calculada usando el método termodinámico PRSV.

Los resultados de las simulaciones se resumen en la Tabla 6 para la corriente denominada “Efluente y livianos”.

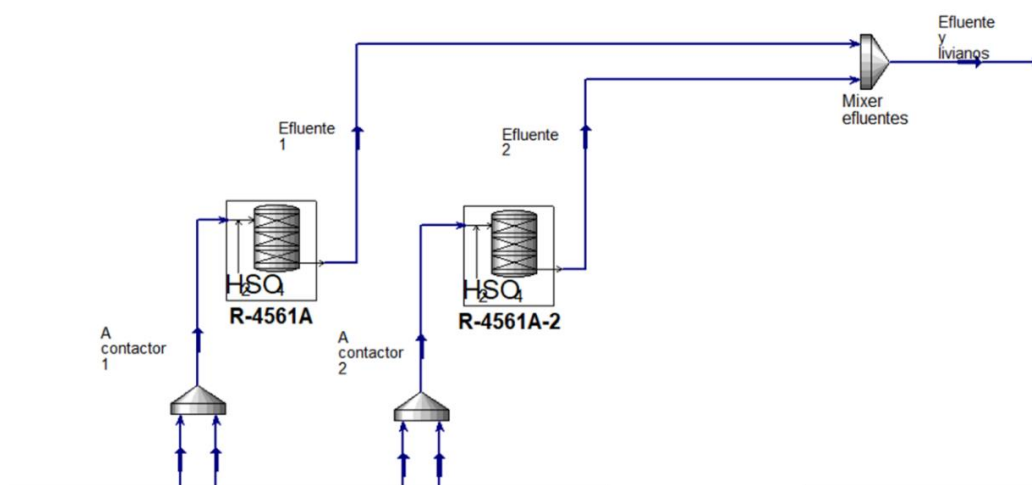


Figura 25. Simulación de la zona de reacción empleando PR.

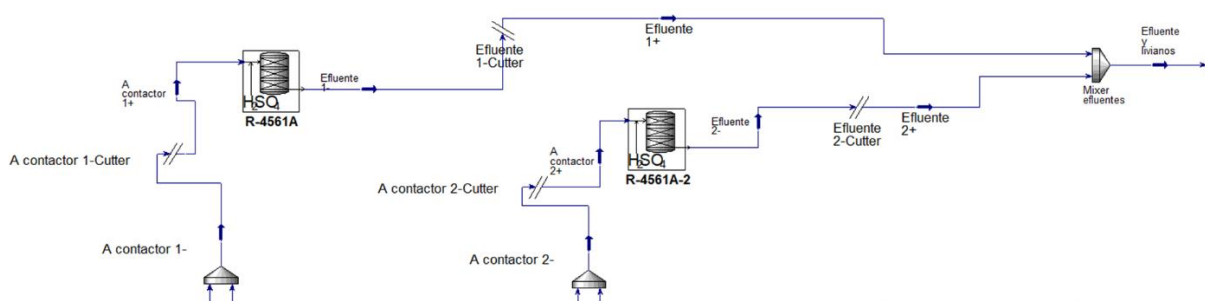


Figura 26. Simulación de la zona de reacción empleando PRSV.

Tabla 6. Comparación de la corriente resultado de las simulaciones de la zona de reacción realizadas con los métodos PR y PRSV.

Variable	Paquete termodinámico		Diferencia absoluta
	PR	PRSV	
Temperatura	33,39	33,39	0
Presión	59,3	59,3	0
Flujo molar [kgmol/h]	1670	1670	0
Flujo volumétrico líquido estándar [bpd]	2,57E+04	2,57E+04	0
Fracciones volumétricas	PR	PRSV	Diferencia absoluta
i-Butano	0,707	0,7069	1E-04
n-Butano	0,0254	0,0254	0
Propano	0,1998	0,1997	0,0001
223-Mpentano	0,358	0,358	0
24-Mhexano	0,0226	0,0226	0

Como se puede observar, la diferencia entre los resultados de una simulación y otra es prácticamente nula, lo que permitió concluir que cualquiera de los dos métodos probados podría ser utilizado para simular la planta de alquilación 4560. Finalmente, se seleccionó el paquete PR porque la ecuación de estado del PRSV implica un tiempo computacional aumentado y se requiere un parámetro de interacción adicional (Aspen technology, Inc., 2017).

Adicionalmente, el software Aspen Hysys, viene con una carpeta de ejemplos de procesos simulados, en la Figura 27, se muestra dicha carpeta y su contenido. Cabe destacar la presencia de un ejemplo denominado alquilación de ácido sulfúrico con reciclo, un ejemplo en el que se simula un esquema de alquilación con H_2SO_4 y el método termodinámico empleado es PR, una razón más para escoger dicho método como el idóneo para la simulación de la unidad 4560.

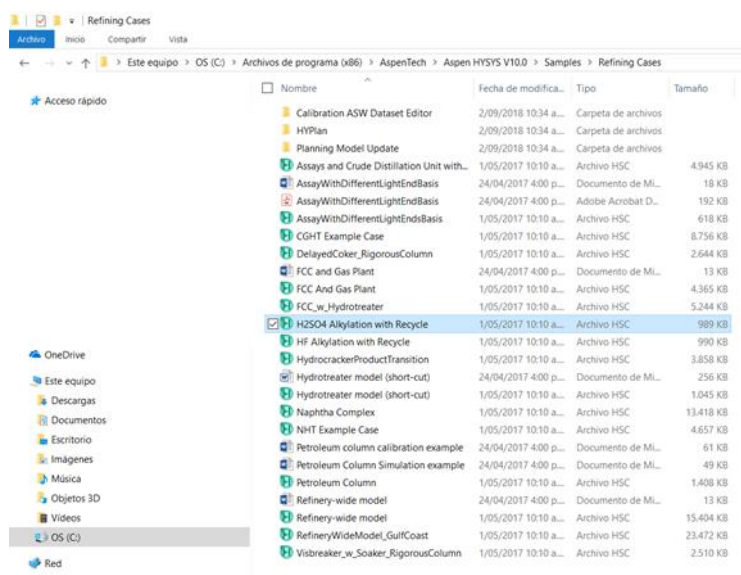


Figura 27. Ejemplos de simulaciones de proceso de Aspen Hysys v10.

Apéndice E. Estrategia de simulación de la unidad U-4560

A continuación, se presenta la estrategia de simulación de las secciones de la planta de alquiler, la cual incluye algunas consideraciones adicionales propias de cada sección y que igualmente serán mencionadas. Al final de cada una, se presenta el diagrama de flujo de la sección en el entorno de simulación, mostrando el nombre de las corrientes con su respectivo flujo volumétrico. Se recomienda hacer la lectura de la sección acompañada de la visualización de la figura para mayor entendimiento del proceso.

Sección de carga. Como se menciona en la sección 2.1.3, la unidad de alquilación U-4560 recibe cargas de UOP I, UOP II, MOD IV y Orthoflow y el esquema de carga permite enviar la carga proveniente de UOP I/II directa a reacción o a la torre T-4566. La carga de UOP I/II es de 5701 bpd, los cuales pasan por un drum de alimentación en el que a 100 °F de temperatura y 48,5 psig de presión la fase vapor de la corriente se separa y la parte líquida continúa al divisor 3 que permite enviar la carga a la torre T-4566 o directa a reacción. En el caso del balance realizado por (STRATCO, 2005) toda la corriente es enviada a reacción. Por otro lado, la carga de Orthoflow es de 4174 bpd y se envía como alimento a la torre T-4566 por el plato 22 a una temperatura de 100 F y 104,4 psig de presión. La simulación de la torre fue hecha definiendo la razón de reflujo en 3,538 y un recobro de IC4 en la cima de 91,63%. El flujo de destilado proveniente de la torre es de 2678 bpd, los cuales se envían a la zona de reacción, no sin antes combinarse con la corriente proveniente del divisor 3 (5701 bpd), definida como “Inyección directa” y con el reciclo de isobutano (corriente “Reciclo de IC4”) que tiene un flujo volumétrico de 19122 bpd.

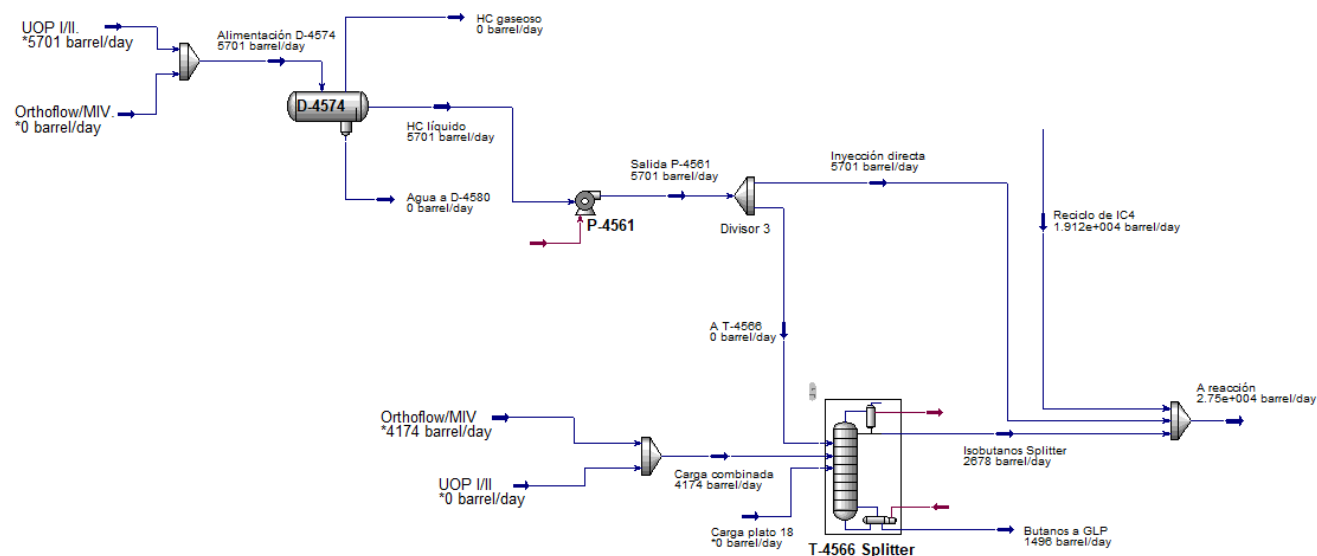


Figura 28. Balance volumétrico de la sección de carga simulado según (STRATCO, 2005)

Sección de reacción. El efluente proveniente de la zona de carga es de 27500 bpd aproximadamente y se envía a un intercambiador en el que se aprovecha el calor que trae esta corriente para calentar el efluente neto de reacción. Para simular el intercambiador se define la temperatura de salida y la caída de presión. La corriente sale del intercambiador a una temperatura de 57 °F y se divide en dos partes iguales para ser enviada a los dos contactores (R-4561 A y R-4561 B), estas corrientes antes de entrar a los contactores son mezcladas con una corriente de recirculación de isobutano que actúa como refrigerante (Ref 1 y Ref 2) bajando la temperatura hasta 41,57 °F. La corriente total de entrada a cada contactor queda finalmente a una temperatura de 41,57 °F y una presión de 70 psig con un flujo de aproximadamente 23600 bpd. Para simular los contactores, primero se debe calibrar la unidad con una corrida existente. Como se contaba con la información de los balances de masa realizados por (STRATCO, 2005), se procedió a introducir los datos de alimentación de esa corrida. Estos fueron: Flujo, temperatura, presión y composición de la alimentación al reactor, volumen y temperatura de salida del reactor y Flujo y concentración de la alimentación de ácido sulfúrico a reacción. En la Figura 29 se muestran los datos proporcionados al simulador.

H2SO4 Alkylation Unit: R-4561A

Simulation Calibration Worksheet Solver

Pull Data from Simulation

Calibration

Feed/Operation
Light Ends
Alkylates
Run Calibration
Kinetic Factors
Parameters
Obj Function

Feed Stream Specifications

Temperature [F]	41.59
Pressure [psig]	70.00
Mass Flow [kg/h]	4.422e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/d]	1.183e+004

Feed Composition Liquid Vol%

propane	4.470
propene	5.900e-002
n-butane	6.040
isobutane	80.91
1-butene	1.971
cis-2-butene	0.8708
trans-2-butene	1.551
isobutene	3.593
1,3-butadiene	1.602e-002
n-pentane	0.0000
i-pentane	0.3503
1-pentene	0.0000
cis-2-pentene	0.0000
trans-2-pentene	0.0000
2-methyl-2-butene	0.0000
2-methyl-1-butene	0.0000
3-methyl-1-butene	0.0000
isoprene	0.0000
C6+	0.1702
Total	100.0

Reactor Specifications

Volume [ft3]	1537
Outlet Temperature [F]	33.39
Cooling Duty [MMBtu/hr]	4.811

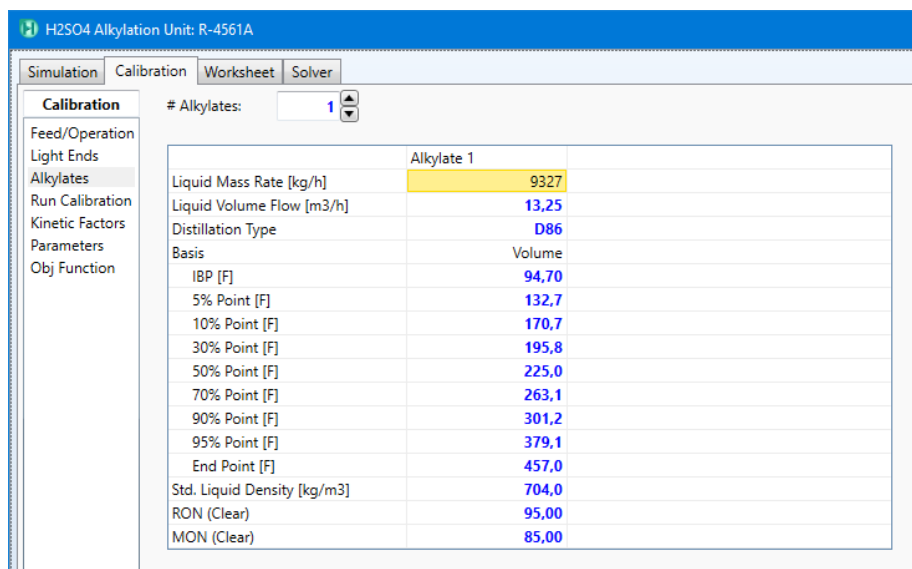
H2SO4 Acid Feed

Mass Flow [kg/h]	2958
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	246.9
H2SO4 Concentration [wt %]	98.00

Calibrated factors transferred

Figura 29. Datos suministrados al reactor para calibración según (STRATCO, 2005)

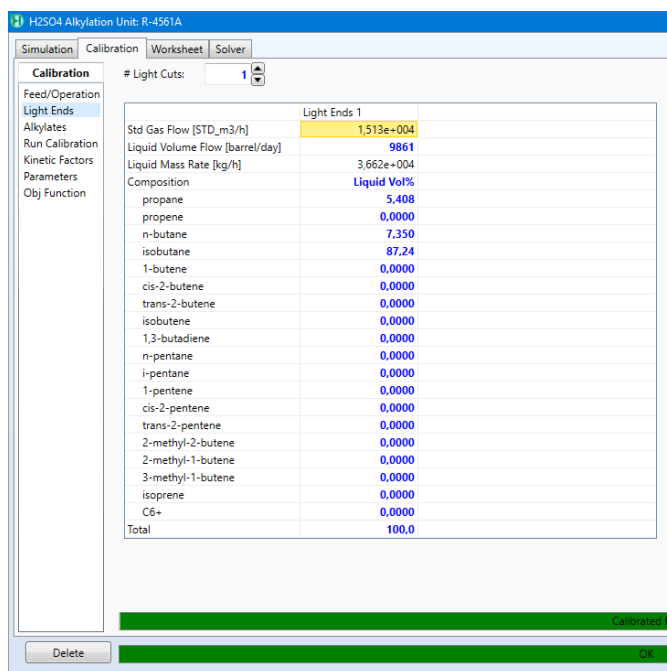
Además, se suministraron los datos de la cola de livianos para el alquilato producido, y condiciones como flujo, destilación D86, RON y MON del mismo. Los datos son presentados en la Figura 30 y la Figura 31.



The screenshot shows the 'Calibration' tab of the 'H2SO4 Alkylation Unit: R-4561A' software. The left sidebar lists various options, with 'Alkylates' selected. The main area displays a table for 'Alkylate 1' with the following data:

Alkylate 1	
Liquid Mass Rate [kg/h]	9327
Liquid Volume Flow [m3/h]	13,25
Distillation Type	D86
Basis	Volume
IBP [F]	94,70
5% Point [F]	132,7
10% Point [F]	170,7
30% Point [F]	195,8
50% Point [F]	225,0
70% Point [F]	263,1
90% Point [F]	301,2
95% Point [F]	379,1
End Point [F]	457,0
Std. Liquid Density [kg/m3]	704,0
RON (Clear)	95,00
MON (Clear)	85,00

Figura 30. Flujo, destilación D86, RON y MON del alquilato producido según (STRATCO, 2005)



The screenshot shows the 'Calibration' tab of the 'H2SO4 Alkylation Unit: R-4561A' software. The left sidebar lists various options, with 'Light Ends' selected. The main area displays a table for 'Light Ends 1' with the following data:

Light Ends 1	
Std Gas Flow [STD_m3/h]	1,513e+004
Liquid Volume Flow [barrel/day]	9861
Liquid Mass Rate [kg/h]	3,662e+004
Composition	Liquid Vol%
propane	5,408
propene	0,0000
n-butane	7,350
isobutane	87,24
1-butene	0,0000
cis-2-butene	0,0000
trans-2-butene	0,0000
isobutene	0,0000
1,3-butadiene	0,0000
n-pentane	0,0000
i-pentane	0,0000
1-pentene	0,0000
cis-2-pentene	0,0000
trans-2-pentene	0,0000
2-methyl-2-butene	0,0000
2-methyl-1-butene	0,0000
3-methyl-1-butene	0,0000
isoprene	0,0000
C6+	0,0000
Total	100,0

At the bottom of the window, there are buttons for 'Delete', 'Calibrated for', and 'OK'.

Figura 31. Cola de livianos para el alquilato producido según (STRATCO, 2005)

Finalmente, luego de suministrar los datos de entrada y salida del reactor, se lleva a cabo la corrida de calibración, obteniéndose las diferentes actividades de cada componente en la reacción

y con ello los factores de división en cada compuesto producido. Los resultados de la calibración se presentan en la siguiente figura.

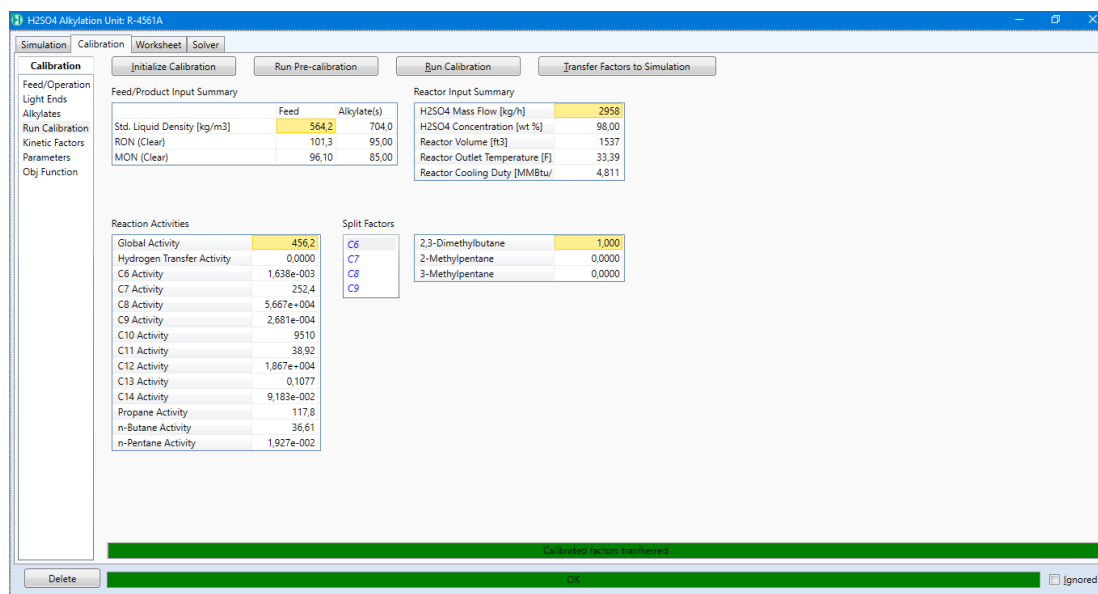


Figura 32. Resultados de la calibración del reactor.

Una vez obtenida la información de la reacción en base a la corrida de calibración, los datos son transferidos a la simulación, la cual cuenta con los datos “reales” de alimentación. Así, el simulador a partir de los datos originados en la calibración y los datos de alimentación reales es capaz de generar la corriente de salida de los reactores. El efluente de los reactores se mezcla obteniéndose una corriente de 45820 bpd a una temperatura de 33,39 °F y una presión de 70 psig. Esta corriente, denominada “Efluente y livianos” es alimentada a la zona de separación la cual no es simulada, sino representada mediante una caída de presión y una variación de temperatura.

Posteriormente, el efluente de reacción que contiene el alquilato es alimentado a un drum (D-4562), compuesto por un lado trampa y un lado flash. El simulador Aspen Hysys no contiene un equipo de estas características, por lo que se recurrió a simularlo como dos equipos, simulando el lado trampa y el lado flash por separado.

Para simular el lado trampa se usó un “Component Splitter” el cual requiere como información los porcentajes de división de los componentes de la alimentación en las distintas corrientes de salida, además de las presiones de tope y fondo del equipo. Una vez obtenidos los resultados de este equipo se simuló el lado flash con un separador flash, que requiere solamente las corrientes de alimentación (“Vapores” con flujo de 19980 bpd y “A D-4562 LF” con flujo de 21610 bpd) definiendo presión, temperatura, flujo y composición de estas. El efluente en fase vapor del drum D-4562 se usa para la zona de refrigeración, en la que un flujo de aproximadamente 21700 bpd sirve de alimentación (corriente “vapores,”). Por su parte, el primer efluente líquido del drum D-4562 (corriente “Efluente neto” con flujo de 25850 bpd) se alimenta a la zona de tratamiento, la cual como se menciona anteriormente no se simula, sino que se modela como una pérdida de presión mediante una válvula. Mientras que el otro efluente líquido del D-4562 (Corriente “Refrigerante” con flujo de 19850 bpd) se recircula y se mezcla con la alimentación a los contactores como se mencionó previamente.

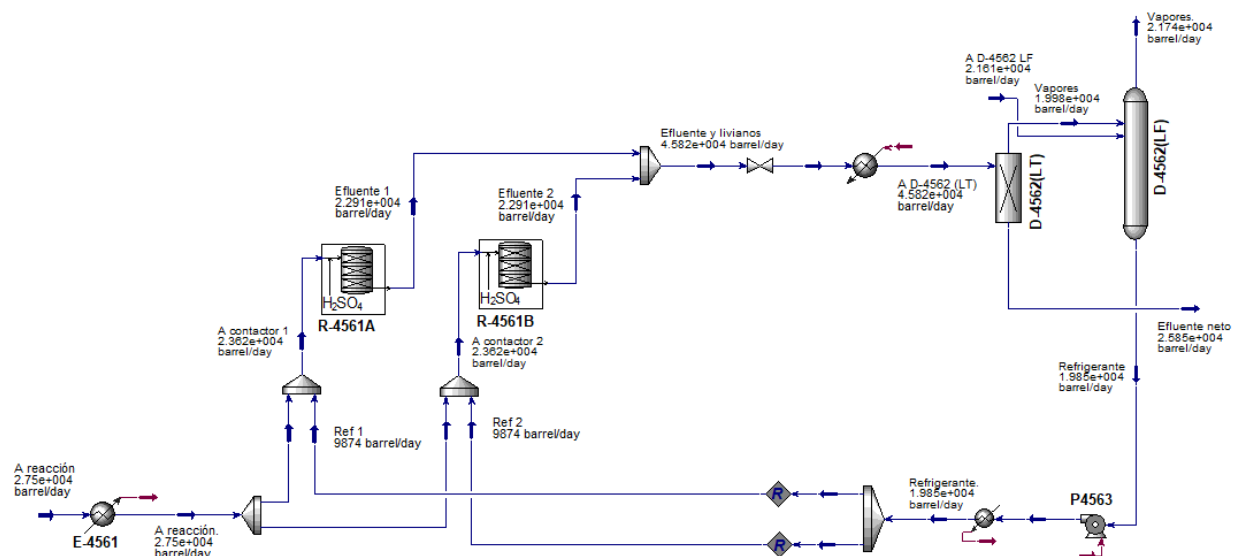


Figura 33. Balance volumétrico de la sección de reacción simulado según (STRATCO, 2005)

Es preciso mencionar, que a lo largo de la simulación y en especial en la zona de reacción se encuentran varios equipos simulados como válvulas e intercambiadores que pretenden representar las pérdidas de calor y presión generadas por las tuberías y demás accesorios. Dichos equipos no cuentan con nombres y los flujos de calor son denominados imaginarios. Esto se hace porque las pérdidas son considerables y es necesario tenerlas en cuenta para alimentar las corrientes a los equipos a las condiciones reales y evitar errores en la simulación.

Sección de Refrigeración. En la sección de refrigeración los vapores provenientes del D-4562 se alimentan a un compresor (C-4561), el cual en dos etapas eleva la presión de 3 psig a 94,5 psig de un flujo de 21700 bpd para la primera etapa y un flujo de 25200 bpd para la segunda etapa. Posteriormente, el flujo es alimentado a un drum (D-4563) en el que se separan las fases vapor y líquido de la corriente mencionada y parte del líquido es alimentado a la torre depropanizadora (corriente “A P-4564” con flujo de 1546 bpd, mientras que la otra parte es enviada a recirculación como alimento para el economizador D-4567 (Corriente “A E-4563” con flujo de 23710 bpd).

Para simular la depropanizadora se fija el reflujo en 11,43 y el recobro de propano en la cima de 88,48%. El flujo de destilado de esta torre es de 154,9 bpd y está compuesto mayoritariamente de propano. Por otro lado, los fondos de la torre (Corriente “IC4 y C4S” con flujo de 1391 bpd) son recirculados para unirse con la corriente “A D4567” para servir de alimento al economizador (Corriente “A economizador” con flujo de 25100 bpd), el cual es un separador flash que divide la fase vapor y líquida de la corriente de entrada. La fase vapor se alimenta a la segunda etapa del compresor (Corriente “A etapa 2 C4561” con flujo de 3489 bpd) y la fase líquida se alimenta al lado flash del drum D-4562 (Corriente “A D-4562 LF” con flujo de 21610 bpd).

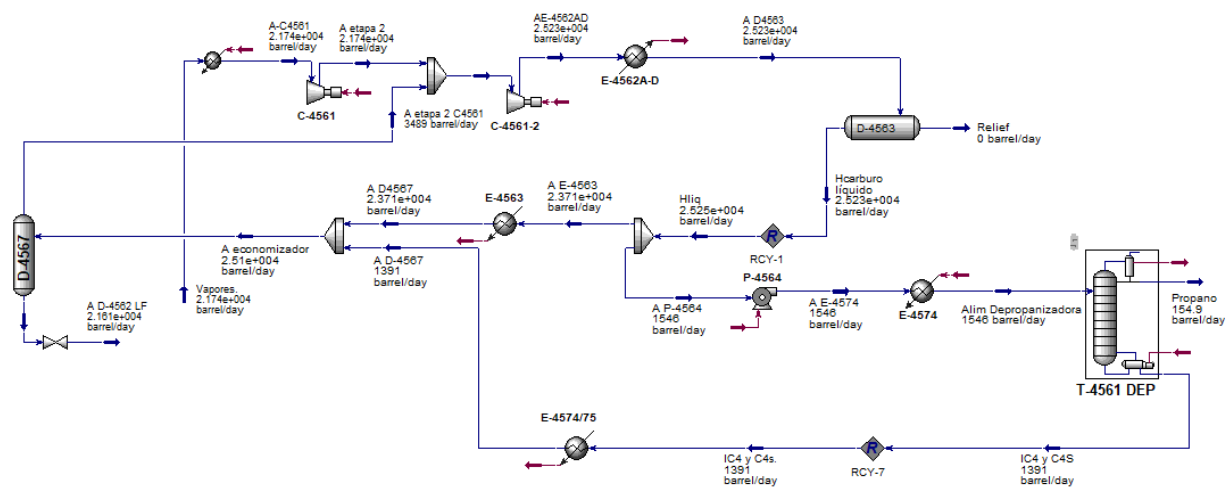


Figura 34. Balance volumétrico de la sección de refrigeración simulado según (STRATCO, 2005)

Sección de Fraccionamiento. El efluente líquido proveniente del drum D-4562 (corriente “Efluente neto” con flujo de 25850 bpd) luego de pasar por la zona de tratamiento es alimentado a la zona de fraccionamiento, en la cual primero se trata mediante una torre Deisobutanizadora (torre T-4562). La alimentación de esta torre es denominada “Carga a T-4562”, tiene un flujo de 25850 bpd y es alimentada por el plato 8. Además, se alimenta la corriente denominada “Butano de campos” por el plato 45 con un flujo de 1641 bpd. Para simular la torre se fijaron el reflujo en 0,8413 y el recobro de IC4 en la cima de 93,6%. El destilado proveniente de esta torre se recircula a la zona de reacción, corriente “Reciclo de IC4” que tiene un flujo volumétrico de 19122 bpd. Por su lado, los fondos (Corriente “Alquilato total” con un flujo de 8460 bpd) son alimentados a la torre debutanizadora (T-4563) por el plato 23. Las condiciones fijadas para la simulación de esta torre fueron, una razón de reflujo de 1,772 y un recobro de nC4 por la cima de 51,44%. El destilado de la torre (corriente “nC4” con flujo de 1288 bpd) está compuesto mayormente por n-butano y constituye uno de los subproductos del proceso. Por su parte, los fondos de la torre son divididos en un 29% hacia la torre T-4565 o rectificadora de alquilato (Corriente “Alquilato a T-4565” con un flujo de 2073 bpd) y en un 71% hacia el final del proceso (Corriente “Alquilato a producto” con un flujo de 5100 bpd), siendo mezclados con los fondos de la torre T-4565 (Corriente “Alquilato pesado” con flujo de 223 bpd) para generar la corriente “Alquilato pesado,” con un flujo de 5323 bpd. La torre T-4565 fue simulada fijando un reflujo de 0,008 y un recobro en la cima del componente 223-Mpentano de 91,63%. El flujo de destilado de esta torre es denominado “Alquilato liviano” y tiene un flujo de 1850 bpd.

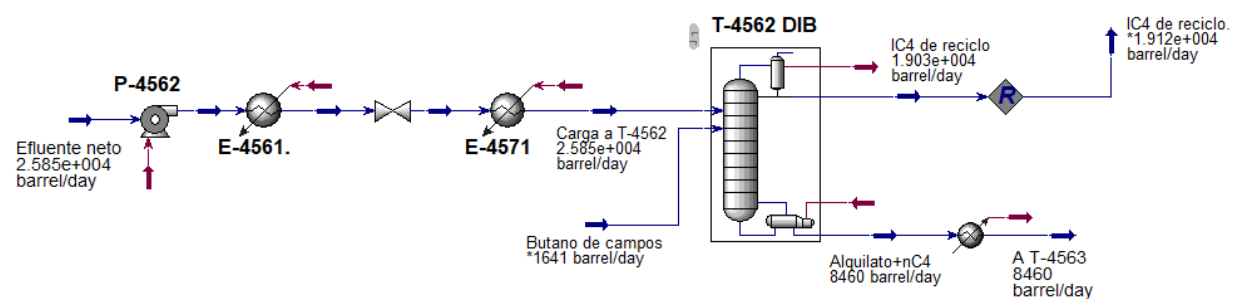


Figura 35. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 1) simulado según (STRATCO, 2005)

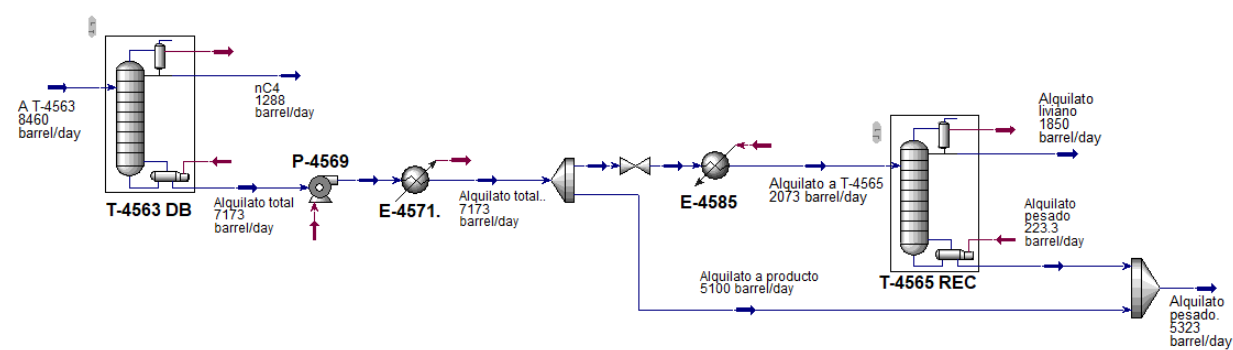


Figura 36. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 2) simulado según (STRATCO, 2005)

Apéndice F. Balance volumétrico de la corrida del 28 de Julio de 2018 de la planta de alquiler U-4560

A continuación, se presenta el balance volumétrico sección por sección de la simulación realizada con base en la corrida registrada el día 28 de Julio de 2018, ya que esta corrida es la que registra mayor producción entre las que cumplen con todos los parámetros de selección para la validación, por esta razón fue seleccionada para realizar el diagnóstico y la maximización de la producción de alquilerato de la unidad de alquiler U-4560. Para mayor entendimiento el balance se presenta por secciones, acompañadas del diagrama de flujo de esta en el entorno de simulación, mostrando el nombre de las corrientes con su respectivo flujo volumétrico. Se recomienda hacer la lectura de la sección acompañada de la visualización de la figura para mayor entendimiento del proceso.

Sección de carga. El 28 de Julio de 2018 la unidad de alquiler U-4560 recibe una carga de 2898 barriles a través del drum de alimentación D-4574 provenientes de UOP I/II, el divisor 3 separa dicha corriente en dos y envía el 45% de esta como alimentación al Splitter (T-4566) por el plato 38 a una temperatura de 101,1 F y 135 psig de presión, al mismo tiempo dicha torre recibe una carga de 1587 bpd provenientes de MOD IV y Orthoflow por medio del plato 22 a una temperatura de 100 F y 104,4 psig de presión.

El flujo de destilado resultante de la torre “Isobutanos Splitter” es de 1588 bpd, los cuales se combinan con el reciclo de isobutano “Reciclo de IC4” que tiene un flujo volumétrico de 9707 bpd y con 1594 bpd de la otra corriente resultante del divisor 3, definida como “Inyección directa”.

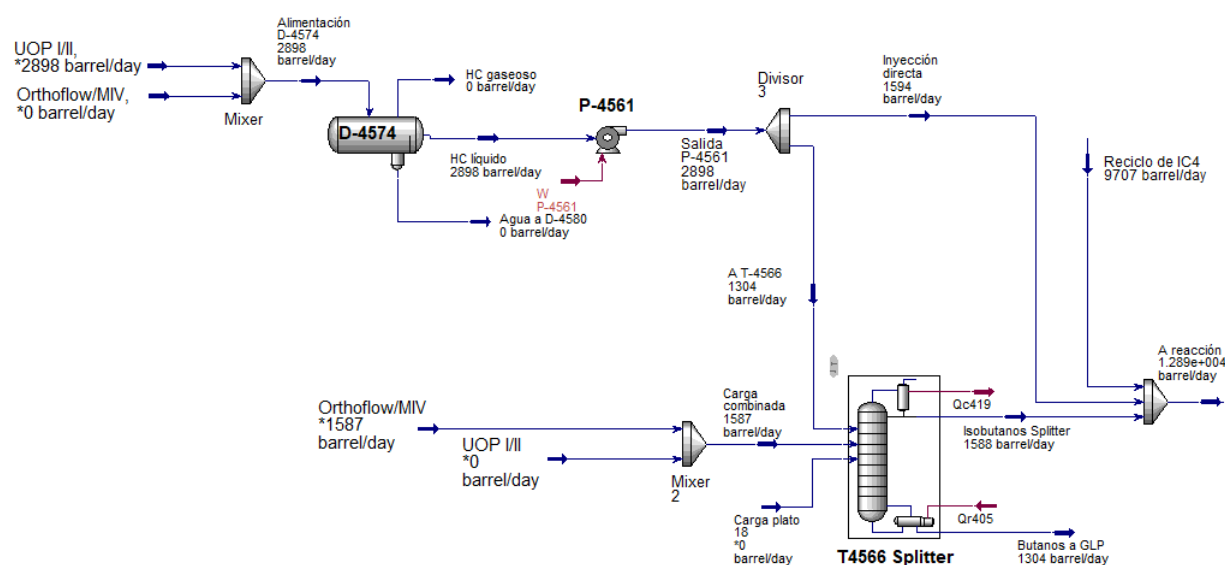


Figura 37. Balance volumétrico de la sección de carga simulado según datos registrados el 28/07/2018.

Sección de reacción. A reacción ingresan 12890 bpd provenientes de la zona de carga y se envían al intercambiador E-4561, este disminuye la temperatura de la corriente hasta 57 °F, seguidamente la corriente de salida del intercambiador se divide en dos partes iguales que se mezclan con las corrientes de recirculación de isobutano “Ref 1” y “Ref 2”, las cuales actúan como refrigerante bajando la temperatura de las corrientes resultantes “A contactor” y “A contactor 2” hasta 41,57 °F. Cada una de las corrientes de entrada a los contactores tiene un flujo volumétrico de 11250 bpd aproximadamente.

Los efluentes de los reactores se mezclan, obteniéndose la corriente “Efluente y livianos” con un flujo de 21550 bpd a una temperatura de 33,39 °F y una presión de 70 psig. Dicha corriente pasa a través de una válvula y un intercambiador, los cuales representan la caída de presión y la variación de la temperatura de la zona de separación no simulada.

Finalmente, el efluente de reacción es alimentado al lado trampa del drum D-4562, el cual tiene una salida en una fase líquida llamada “Efluente neto”, con un flujo de 11830 bpd que pasan a la zona de tratamiento, la cual fue modelada como una pérdida de presión mediante una válvula. La salida en fase vapor proveniente del lado trampa alimenta el lado flash del drum D-4562, que a su vez tiene un efluente en fase vapor “vapores,” que con un flujo de 13280 bpd sirve como alimentación a la zona de refrigeración. Por su parte, el efluente en fase líquida del lado flash del drum D-4562 “Refrigerante” tiene un flujo de 9665 bpd y se recircula para mezclarse con la alimentación a los contactores como se mencionó anteriormente.

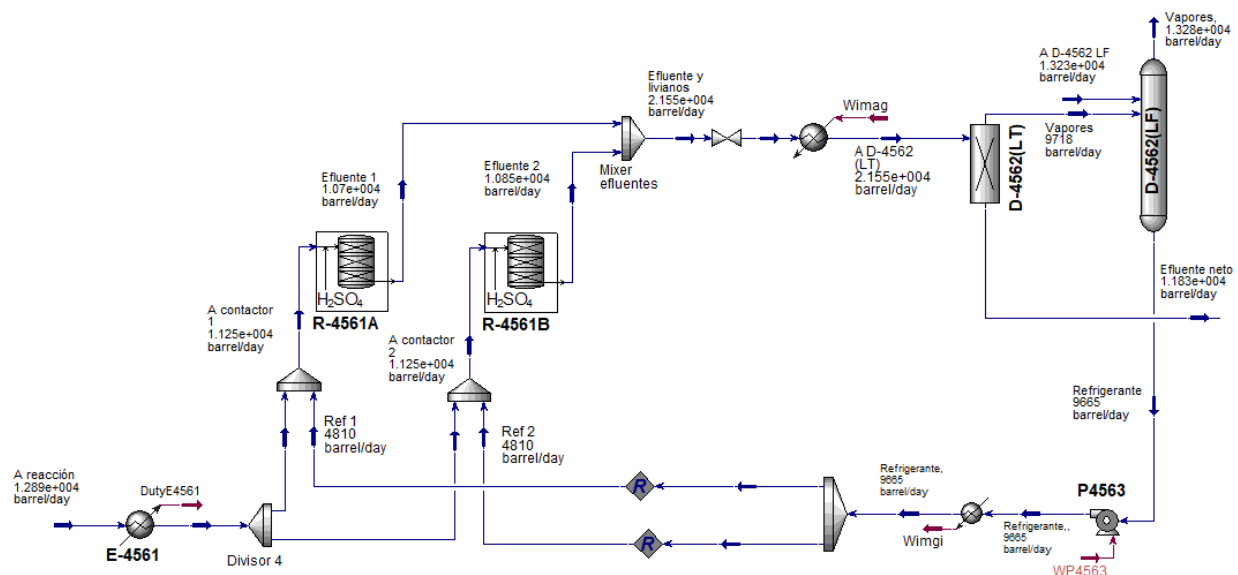


Figura 38. Balance volumétrico de la sección de reacción simulado según datos registrados el 28/07/2018.

Sección de Refrigeración. La corriente “vapores,” proveniente del D-4562 alimenta el compresor C-4561, que eleva la presión de esta a 29,2 psig en la primera etapa y luego a 94,5 psig en la segunda etapa. Seguidamente, el flujo pasa por una serie de intercambiadores E-4562A-D que aumentan la temperatura de la corriente a 112 °F antes de ser alimentada al drum D-4563, el cual separa las fases vapor y líquido. La corriente líquida se divide en dos, una es la corriente “A P-4564” que con un flujo de 818 bpd es alimentada a la torre Depropanizadora (T-4561), mientras que la otra es la corriente “A E-4563” que con un flujo de 12550 bpd es recirculada como alimento para el economizador D-4567.

El flujo de destilado de la depropanizadora es de 42 bpd y está compuesto en un 100% de propano. Por otro lado, los fondos de la torre “IC4 y C4S” tienen un flujo de 777 bpd, los cuales son recirculados y mezclados junto con la corriente “A D4567” para obtener la corriente “A economizador”, la cual sirve de alimento al economizador con un flujo de 13320 bpd. El economizador D-4567 es un separador flash que divide la fase vapor y fase líquida la corriente de entrada. La salida en fase vapor es la corriente “A etapa 2 C4561” que alimenta un flujo de 92 bpd a la segunda etapa del compresor y la salida en fase líquida es la corriente “A D-4562 LF” que alimenta un flujo de 13230 bpd al lado flash del drum D-4562.

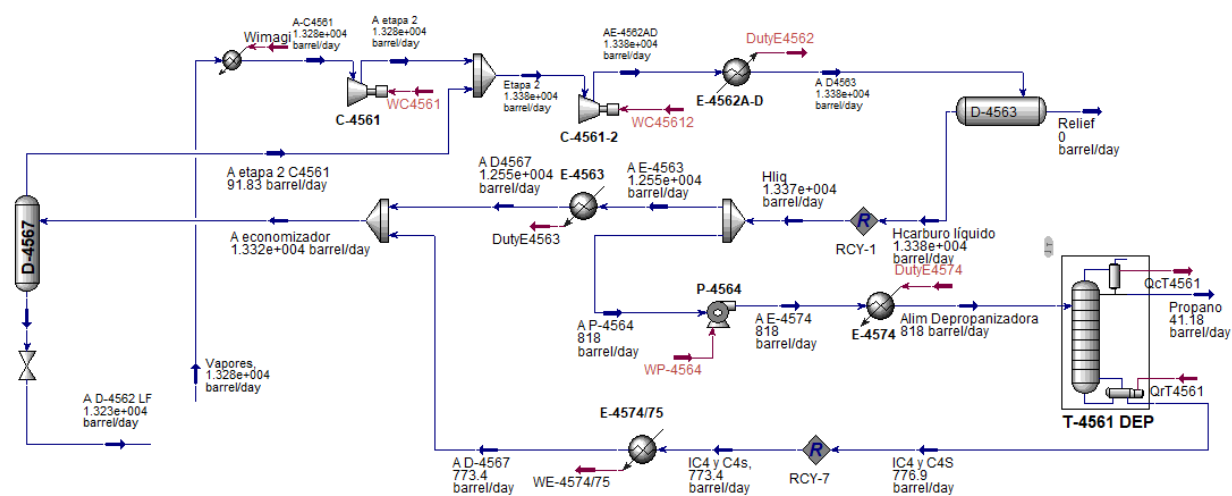


Figura 39. Balance volumétrico de la sección de refrigeración simulado según datos registrados el 28/07/2018.

Sección de Fraccionamiento. La corriente proveniente del drum D-4562 “Efluente neto”, luego de pasar por la zona de tratamiento, se alimenta a la zona de fraccionamiento donde es tratada mediante la torre Deisobutanizadora (T-4562). La torre es alimentada por el plato 8 con 11830 bpd mediante la corriente “Carga a T-4562” y también se alimenta por el plato 45 con la corriente denominada “Butano de campos” que tiene un flujo de 469 bpd. El destilado de esta torre “Reciclo de IC4” tiene un flujo volumétrico de 9707 bpd y se recircula a la zona de reacción. Por otro lado, los fondos “Alquilato+nC4” tienen un flujo de 2595 bpd y son alimentados a la torre Debutanizadora (T-4563) por el plato 23. El destilado de la torre es la corriente “nC4” con un flujo de 114 bpd compuestos en un 99.6% por n-butano, los fondos de la torre “Alquilato total” tienen un flujo de 2481 bpd y son divididos en un 85% hacia Rectificadora de alquilato (T-4565) mediante la corriente “Alquilato a T-4565” y en un 15% hacia el final del proceso mediante la corriente “Alquilato a producto”, esta última es mezclada con los fondos de la torre T-4565 para generar la corriente “Alquilato pesado,” con un flujo de 621 bpd. El flujo de destilado de esta torre es denominado “Alquilato liviano” y tiene un flujo de 1860 bpd.

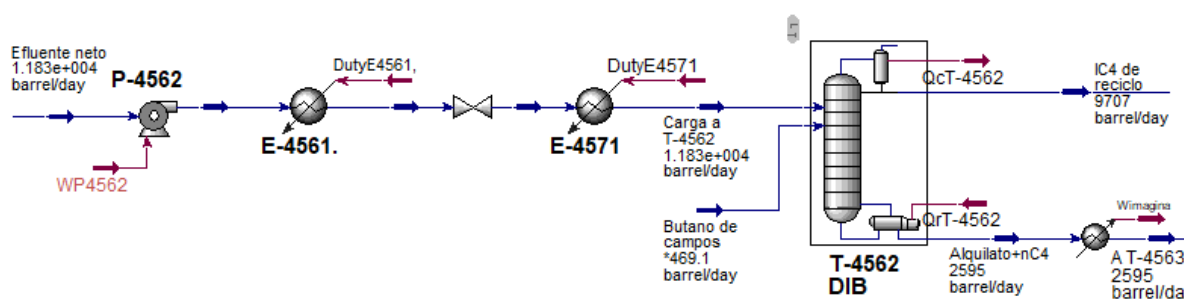


Figura 40. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 1) simulado según datos registrados el 28/07/2018.

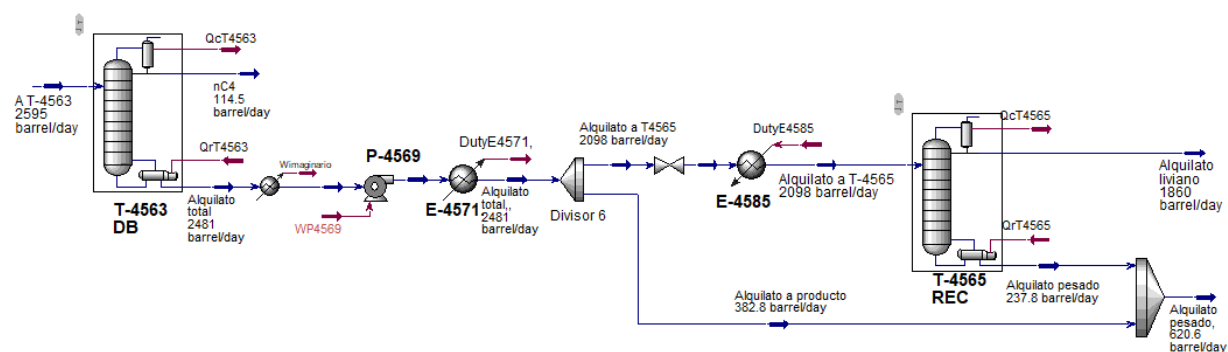


Figura 41. Balance volumétrico de la sección de fraccionamiento (Parte 2) simulado según datos registrados el 28/07/2018.

Apéndice G. Diagnóstico a partir del balance volumétrico de la corrida del 28 de Julio de

2018

Tabla 7. Diagnóstico de la operación del día 28/07/2018 según parámetros establecidos por (Grupo de excelencia operacional & RWD Technologies, 2009).

Diagnóstico						
Equipo	Variable	Operación 28/07/2018	Rango de operación (Normal)	Estado	Consecuencias de desviación	
Sección de carga	Carga a U-4560	Flujo desde UOP I/II	2898 bpd	Máx. 5500 bpd	Dentro de rango	Alto flujo: Se compromete el perfil hidráulico de los equipos de la unidad al exceder su capacidad de diseño.
		Flujo desde Orthoflow/ MOD IV	1587 bpd	Máx. 5000 bpd	Dentro de rango	
		Flujo de carga desde D-4574	1304 bpd	1000-2500 bpd	Dentro de rango	Alto Flujo: Disminuye el perfil de temperatura de la torre y composición más pesada en la cima y fondo. Cambio en la composición de carga a la sección de reacción por presencia de material olefínico en la cima de la torre.
	T-4566	Temperatura de carga desde Orthoflow/ MOD IV	100 °F	90-110 °F	Dentro de rango	Bajo Flujo: Alta temperatura en el fondo de la torre y posible cavitación de la P-4581 por bajo nivel en la torre. La temperatura de la corriente de alimentación favorece la separación de los componentes si se acerca a la temperatura de saturación del clave liviano a separar.
		Flujo de destilado	1583 bpd	Máx. 4500 bpd	Dentro de rango	Alto Flujo: Disminuye el nivel de D-432 y el reflujo hacia la T-4566. Aumenta la relación de isobutano a olefinas hacia la sección de reacción. Bajo Flujo: Disminuye la relación de isobutano a olefinas hacia la sección de reacción.

Sección de reacción		Flujo de reflujo (Capacidad de la bomba de reflujo)	12000 bpd	8500-12500 bpd	Dentro de rango	Alto Flujo: Pérdida de nivel del Tambor Acumulador D-432 y enfriamiento de la torre. Posible inundación de los platos de la torre y pérdida de perfiles a través de la torre. Bajo Flujo: Mala rectificación de los productos de cima y fondo. Aumento de temperaturas en la torre y composición más pesada. Aumento de olefinas hacia la sección de reacción.
		Duty condensador	-15,12 MMBtu/h	Máx. -17,40 MMBtu/h	Dentro de rango	Usando los mismos servicios industriales de calentamiento y enfriamiento, el flujo de calor especificado será el máximo que puede entregar el intercambiador.
		Duty Rehervidor	15,61 MMBtu/h	Máx- 18,15 MMBtu/h	Dentro de rango	Alto Flujo: La disminución de la temperatura favorece las reacciones de alquilación. Una disminución de temperatura por debajo de los 40°F afecta la velocidad de sedimentación en los Sedimentadores D-4561A/B debido al aumento en la viscosidad del ácido. Aumento de ácido en la sección de tratamiento del efluente debido al arrastre de ácido. Corrosión de equipos aguas abajo por presencia de compuestos azufrados. Bajo Flujo: Aumento de temperatura en los reactores favoreciendo la polimerización y craqueo. Bajo exceso requerido de isobutanos para completar reacciones deseables en los contactores. Disminuye la
	R-4561A/B	Flujo de refrigerante	4848 bpd	2500-5000 bpd	Dentro de rango	

[illegible]

Sección de refrigeración					
C-4561	Presión de succión	5 psig	4-10 psig	Dentro de rango	Alta Presión: Alta temperatura del efluente del reactor, y por lo tanto, alta temperatura de operación de contactores desfavoreciendo reacciones de formación de alquilato. Baja Presión: Baja temperatura de efluente del reactor, y por lo tanto, baja temperatura de operación de contactores. Alta viscosidad de efluente y condiciones para reacciones de degradación. Las bajas temperaturas incrementan la viscosidad del ácido y reducen la velocidad de sedimentación en los D-4561A/B, disminuyendo la separación y aumentando el arrastre de ácido.
	Presión de descarga	94,5 psig	85-100 psig	Dentro de rango	
	Temperatura de descarga	149 °F	135-150 °F	Dentro de rango	
P-4564	Flujo mínimo	808,4 bpd	1000-1500 bpd	Fuera de rango	Alto Flujo: Sobrecarga eléctrica al motor de las P-4563. Bajo Flujo: Posible daño mecánico a las P-4563 debido a flujo por debajo del mínimo requerido. Alto Flujo: Lavado pobre y neutralización de la corriente de hidrocarburo hacia la depropanizadora. Arrastre de soda hacia la torre. Bajo Flujo: Podría resultar en acumulación de propano en el refrigerante, causando alta presión de succión y descarga del compresor.
T-4561	Flujo de carga	808,4 bpd	1200-1700 bpd	Fuera de rango	

Sección de Fraccionamiento	T-4562	Flujo de destilado	41 bpd	100-250 bpd	Fuera de rango	Alto Flujo: Pérdida de nivel del Tambor Acumulador D-4571 y reflujo a la torre. Bajo Flujo: Aumento de nivel del Tambor Acumulador D-4571 y posible pérdida de hidrocarburo hacia la tea o red de gas combustible. Alto Flujo: Pérdida de nivel del Tambor Acumulador D-4571 y enfriamiento de la torre. Posible inundación de los platos de la torre y pérdida de perfiles a través de la torre. Bajo Flujo: Mala rectificación de los productos de cima y fondo. Aumento de temperaturas en la torre y composición más pesada. Pérdida de refrigerante al ser enviado hacia la cima de la torre junto con el propano presente. Usando los mismos servicios industriales de calentamiento y enfriamiento, el flujo de calor especificado será el máximo que puede entregar el intercambiador. Alto Flujo: Aumenta el perfil de temperatura de la torre y composición más pesada en cima y fondo. Envío de n-butano hacia la cima de la torre. El flujo excesivo puede causar inundación de los platos y pérdida de perfiles en la torre. Bajo Flujo: Disminución de recuperación de isobutano hacia la sección de reacción.
		Flujo de reflujo (Capacidad de la bomba de reflujo)	1644 bpd	1800-2500 bpd	Fuera de rango	
		Duty condensador	-1,588 MMBtu/h	Máx. -1,844 MMBtu/h	Dentro de rango	
		Duty Rehervidor	1,706 MMBtu/h	Máx. 2,039 MMBtu/h	Dentro de rango	
		Flujo de carga Butano de campos	469,1 bpd	Máx. 1600 bpd	Dentro de rango	

T-4563	Flujo de destilado	9707 bpd	5000-10000 bpd	Dentro de rango	Alto Flujo: Disminuye el nivel en D-4572. Aumenta el flujo de isobutano hacia los contactores y disminuye la transferencia de calor en los E-4561A/B/C. Un alto flujo favorece las reacciones de alquilación. Bajo Flujo: Disminuye el flujo de isobutano hacia los contactores y la relación de isobutano a olefinas hacia los contactores.
	Flujo de reflujo (Capacidad de la bomba de reflujo)	12506 bpd	16000-24000 bpd	Fuera de rango	Alto Flujo: Pérdida de nivel del D-4572 y enfriamiento de la torre. Posible inundación de los platos de la torre y pérdida de perfiles a través de la torre. Bajo Flujo: Mala rectificación de los productos de cima y fondo. Aumento de temperaturas en la torre y composición más pesada. Contaminación del isobutano con butanos y alquilato en la cima. Disminución de la relación de isobutano a olefinas hacia los contactores.
	Duty condensador	-23,78 MMBtu/h	Máx. -39,934 MMBtu/h	Dentro de rango	Usando los mismos servicios industriales de calentamiento y enfriamiento, el flujo de calor especificado será el máximo que puede entregar el intercambiador.
	Duty Rehervidor	26,40 MMBtu/h	Máx. 45,634 MMBtu/h	Dentro de rango	
	Flujo de carga	2595 bpd	3000-8500 bpd	Fuera de rango	Alto Flujo: Disminución del nivel de la torre. Aumenta el envío de fondos hacia la T-4563 disminuyendo la temperatura en los fondos de la Debutanizadora. Bajo Flujo: Disminución de flujo hacia la T-4563 y disturbio en la T-4563 por carga baja.

				Posible pérdida de sello de líquido en el fondo de la torre.
Flujo de destilado	115 bpd	100-1500 bpd	Dentro de rango	Alto Flujo: Disminuye el nivel en el D-4573 y posible daño en la P-4568 por NPSH insuficiente. Aumenta el flujo de n-butano hacia los tanques de almacenamiento. Bajo Flujo: Disminuye el flujo de n-butano hacia los tanques de almacenamiento. Alto Flujo: Pérdida de nivel del D-4573 y enfriamiento de la torre. Posible inundación de los platos de la torre y pérdida de perfiles a través de la torre. Bajo Flujo: Mala rectificación de los productos de cima y fondo. Aumento de temperaturas en la torre y composición más pesada. Pérdida de alquilato hacia la cima de la torre.
Flujo de reflujo (Capacidad de la bomba de reflujo)	2551 bpd	1800-3600 bpd	Dentro de rango	Usando los mismos servicios industriales de calentamiento y enfriamiento, el flujo de calor especificado será el máximo que puede entregar el intercambiador.
Duty condensador	-3,296 MMBtu/h	Máx. -8,5 MMBtu/h	Dentro de rango	
Duty Rehervidor	3,434 MMBtu/h	Máx. 5,71 MMBtu/h	Dentro de rango	