

Estudio técnico para maximizar la recuperación del isobutano presente en las corrientes de olefinas en GRB

Obed Flórez Martínez y Juan Alberto Rivera Gallego

Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de Ingeniero de procesos de refinación y petroquímica

Director

Carlos Augusto Godoy Ruiz

Especialista en Ingeniería del Gas

Codirector

Hernando Guerrero Amaya

PhD. Electroquímica, Ciencia y Tecnología

Tutor ECP

Carlos Alberto Rivera Corredor

Ingeniero Químico

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2022

Dedicatoria

A mi amada madre Trinidad por siempre tenerme en sus oraciones para que Dios me diera sabiduría y entendimiento y notar su alegría de que al fin vería un hijo profesional que fue lo que siempre soñó, pero por su situación económica no nos pudo dar.

A mí querida compañera Luz Stella por apoyarme incondicionalmente y en los momentos al sentir desfallecer escuchar su dicho “hágale que cuando menos piense se gradúa” y llegó ese momento.

A mis hijos Danna y Brian, por su comprensión y motivación al verme con las responsabilidades de familia, trabajo y universidad.

Al Ingeniero Nelson Angulo, por hacerme ver la importancia de la combinación experiencia y conocimiento aplicado no solo al trabajo sino también a la vida diaria. Además, por el auténtico interés en que el grupo de estudiantes que asumimos el reto de hacer esta carrera lográramos ese importante objetivo personal.

A todos los líderes de Ecopetrol Refinería Barrancabermeja como la ingeniera Angela Corrales que creyeron en nosotros e hicieron posible que esta preparación profesional en nuestra profesión como operadores de plantas fuera una realidad.

A los profesores Carlos Augusto Godoy Ruiz y Hernando Guerrero Amaya por su tiempo, apoyo y orientación en la elaboración de nuestro proyecto de grado.

Obed Flórez Martínez

Dedicatoria

Manifiesto en estos renglones el enorme agradecimiento a cada una de las personas que se han involucrado para que este servidor pueda alcanzar este gran logro, sin embargo merece reconocimiento especial mi madre Blanca Emma que me motivó a culminar mi carrera universitaria y me dio el apoyo para no desistir en los momentos que se presentaba alguna barrera.

De igual manera, agradezco infinitamente a mi esposa Claudia, mis hijos Andrea y Juan Alejandro, a mis suegros Fabiola y Francisco que me dieron el ánimo y la motivación suficiente para sentirme orgulloso de lo que soy y de lo que estoy dispuesto a lograr cuando me lo propongo.

También doy mi agradecimiento a los funcionarios de Ecopetrol en cabeza de los Ingenieros Nelson Angulo, Ernesto Gomez, Orlando Diaz, Angela Corrales y todos los compañeros de trabajo, a los compañeros estudiantes de la primera cohorte de ingeniería de procesos de refinación y petroquímicos que me apoyaron incondicionalmente para poder formarme como profesional.

Así mismo, agradezco a los profesores Carlos Godoy y Hernando Guerrero por su tiempo, apoyo y orientación en la elaboración del proyecto de grado, que gracias a sus consejos y correcciones hoy puedo culminar.

A los Profesores de la UIS que con sus conocimientos, experiencia y calidad humana me formaron como profesional.

Juan Alberto Rivera Gallego

Agradecimientos

Presentamos nuestros más sinceros agradecimientos a Dios por darnos la salud para poder culminar esta etapa de estudio, a Ecopetrol y a la Universidad Industrial de Santander, institución a la cual le tenemos gran aprecio por brindarnos durante tantos años las herramientas y oportunidades para ampliar nuestro conocimiento tanto personal como profesional.

A nuestro director, el especialista Carlos Augusto Godoy Ruiz, por depositar su confianza y amistad hacia nosotros y permitirnos hacer parte de este proyecto.

A nuestro codirector, el PhD. Hernando Guerrero Amaya quien en su ardua labor nos brindó el apoyo necesario para desarrollar de una manera eficiente nuestro trabajo de investigación.

A nuestro tutor, el ingeniero Carlos Alberto Rivera Corredor quien nos apoyó en la culminación de este proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander, su grupo de docentes, por las enseñanzas, la orientación y contribución positiva en nuestra formación personal y profesional.

A la empresa de ECOPETROL S.A por la cual nos sentimos orgullosos de ser parte de esta gran familia brindando siempre grandes oportunidades.

A todos nuestros amigos y compañeros por el apoyo incondicional.

A ustedes lectores por confiar en nosotros, por creer en tantos años de esfuerzo y dedicación.

Contenido

	Pág.
Introducción	12
1. Marco Teórico.....	13
1.1 Alquilación.....	13
1.2 Producción de isobutano en la refinería de Barrancabermeja.....	15
1.3 Obtención de isobutano en la GRB (Torre despojadora T-4566).....	16
2. Objetivos.....	18
2.1 Objetivo General.....	18
2.2 Objetivos Específicos.....	19
3. Metodología	19
4. Análisis de Resultados	22
4.1 Histórico de variables de proceso para la torre T-4566.....	22
4.2 Optimización para la torre despojadora T-4566	25
4.2.1 Selección de plato para los flujos UOP I, UOP II y Orthoflow	25
4.2.2 Entrada óptima para mezcla de flujos provenientes de unidades FCC	27
4.2.3 Mezcla de dos flujos alimentados por un plato.....	29
4.2.4 Selección del método óptimo según la operatividad actual	30
4.2.5 Optimización del esquema operativo.....	30
4.2.6 Aprovechamiento del calor suministrado en el rehervidor	32
5. Conclusiones.....	33

6. Recomendaciones 34

Referencias Bibliográficas 36

Apéndices..... 38

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. Diagrama de operaciones para la torre despojadora T-4566.	17
Figura 2. Metodología de desarrollo del proyecto de investigación.....	20
Figura 3. Entorno de simulación empleado en el software Aspen Hysys V11 funcionando con mezcla de tres flujos de GLP.	25

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. Flujos de GLP en bpd provenientes de las unidades de craqueo catalítico.	22
Tabla 2. Cromatografía de las cargas producidas en las unidades FCC.	23
Tabla 3. Operatividad de rehervidor y condensador.	24
Tabla 4. Variable de diseño torre despojadora T-4566.	24
Tabla 5. Datos de composición y recobro para 3000 bpd alimentados de cada GLP por fuente.	26
Tabla 6. Recobro y composición de isobutano empleando mezcla de UOP I, UOP II y Orthoflow	27
Tabla 7. Composiciones de isobutano en destilado y recobro dividiendo en dos flujos.	28
Tabla 8. Composiciones de isobutano en destilado y recobro segregando la entrada en tres flujos.	28
Tabla 9. Composiciones de isobutano en destilado y recobro variando mezclas combinando dos flujos FCC por un plato y el restante por otro.	29
Tabla 10. Composiciones de isobutano, calor de rehervidor y condensador variando el recobro.	31
Tabla 11. Composiciones de isobutano en destilado y recobro trabajando a baja carga de un flujo de GLP.	32

Lista de Apéndices

	Pág.
Apéndice A. Pruebas realizadas junto con los respectivos resultados.....	38
Apéndice B. Composiciones en la corriente de destilado de la T-4566 empleando trimezcla ingresando a plato 22.	50
Apéndice C. Purificación – Recuperación de isobutano.....	51

Resumen

Título: Estudio técnico para maximizar la recuperación del isobutano presente en las corrientes de olefinas en GRB*

Autores: Obed Flórez Martínez, Juan Alberto Rivera Gallego**

Palabras clave: Isobutano, recuperación, simulación, Aspen Hysys, optimización, torre de destilación, alquilato.

Descripción

Ecopetrol S.A realiza procesos de alquilación de hidrocarburos con el objetivo de desarrollar aditivos (alquilatos) para combustibles con mejor control de ignición, aumentando el índice de octanaje (RON). Dentro de los insumos empleados se encuentra el i-butano, este es producido en la GRB (Gerencia Refinería Barrancabermeja) en las unidades de craqueo catalítico denominadas UOP I, UOP II y Orthoflow. Estas producen GLP con presencia de principalmente i-C₄H₁₀, butenos, entre otros. Este valioso componente es recuperado empleando una columna de destilación (T-4566), la cual recupera entre 1000 bpd a 1200 bpd de isobutano el cual es empleado como reactivo en la nueva planta de alquilación (NPA), la cual en ocasiones debe realizar paradas cuando no existe suministro de i-butanos.

En el presente trabajo se realizó un estudio técnico para optimizar el recobro de isobutano presente en las corrientes de GLP en la torre T-4566 empleando el software Aspen Hysys V11. Se simularon distintos casos de operatividad como mezclar dos, tres corrientes de diferentes fuentes y alimentarlos en distintas relaciones a los platos de alimentación (18, 22 y 38). Se evidenciaron rutas de operación que alcanzaron una composición cercana al 54.65% de isobutano en la corriente de destilado, logrando recuperar entre 60 bpd a 71 bpd más en relación con la ruta actual de operación, empleada en la planta de alquilación.

* Trabajo de grado

** Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dr. Carlos Augusto Godoy Ruíz. Codirector: PhD. Hernando Guerrero Amaya

Asbtract

Title: Technical study to maximize the recovery of isobutane present in olefin streams in GRB*

Authors: Obed Florez Martinez, Juan Alberto Rivera Gallego**

Keywords: isobutane, recovery, simulation, Aspen Hysys, optimization, distillation tower, alkylate.

Description

Ecopetrol SA carries out hydrocarbon alkylation processes in order to develop additives (alkylates) for fuels with better ignition control, increasing the octane number (RON). Among the alkylates used is i-butane, which is produced by the GRB in the catalytic cracking units called UOP I, UOP II and Orthoflow. Furthermore, they produce GLP with the mainly presence of i-C₄H₁₀, butenes, among others. This valuable alkylate is recovered using a distillation column (T-4566), which recovers isobutane between 1000 bpd -1200 bpd that it is used as a reagent in the new alkylation plant (NPA), which sometimes must stop when there is no i-butane supply.

In the present work, a technical study was carried out to optimize the recovery of isobutane founded in GLP streams in the T-4566 tower using the Aspen Hysys V11 software. Different operating cases were simulated, such as mixing two, three flows and feeding them in different ratios to the available trays (18, 22 and 38). Operating methods were achieved a composition close to 54.65% isobutane in the distillate stream, managing to recover about 60 bpd to 71 bpd more than the current operational route used in the alkylation plant.

* Barchelor thesis

** Faculty of Physicochemical Engineering. Cool of Chemical Engineering. Director: Dr. Carlos Augusto Godoy Ruíz.
Co-director: Ph.D. Hernando Guerrero Amaya

Introducción

Actualmente, en la Gerencia Refinería de Barrancabermeja (GRB) de Ecopetrol S.A, se encuentra el departamento de Cracking II. En este último, se localiza la planta de Alquilación U-4560, esta unidad de proceso opera desde finales del año 2002 (Grass Luna, 2015). El objetivo principal de esta planta es procesar materia prima de bajo costo como el GLP (Gas Licuado del Petróleo) hasta convertirlo en alquilato, el cual, es un componente principal para la preparación de gasolinas de alto octanaje como la gasolina de aviación para motores de pistón (AVGAS); el costo del Avgas es cercano a 143 US\$/barril (Ramos Gutiérrez & Texas Jiménez, 2013). Debido al compromiso de ECOPETROL S.A con las normas ambientales sobre el contenido de azufre (máximo 50 ppm) en las gasolinas craqueadas, el alquilato tomó mayor relevancia por ser un producto sin contenido de azufre (Resolución No.40103, 2021). Así mismo, entre los alquilatos más empleados se encuentra este alquilato liviano con índice de octanaje (RON=96), dando como resultados combustibles con mejor control de ignición.

Las unidades de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) dentro de la GRB son denominadas UOP I, UOP II y Orthoflow, estas producen diariamente GLP con contenido de olefinas, butano e isobutano ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$). Dado que, este $i\text{-butano}$ es empleado como reactivo para producir alquilato es preciso recuperarlo de las corrientes de GLP, por ende, se emplea una torre despojadora denominada T-4566 (Ecopetrol S.A., 2013). Actualmente, se obtienen aproximadamente de 1000 bpd a 1200 bpd de $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ recuperados para ser enviados a la planta de alquilación (NPA). Sin embargo, se están perdiendo aproximadamente entre 100 bpd a 300 bpd de este importante reactivo por el fondo debido las condiciones de operación actuales de la torre.

Por consiguiente, en este trabajo se realizó un estudio técnico para maximizar la recuperación del isobutano presente en las corrientes de olefinas en GRB empleando el Software ASPEN Hysys V11. Se obtuvieron registros de la operatividad de la T-4566, se analizaron distintos métodos de operación con base en la simulación, empleando diferentes escenarios. Así mismo, los datos finalmente obtenidos se verificaron comparando la metodología teórica con la operatividad actual en Ecopetrol S.A, con el objetivo de obtener un máximo tanto en recobro como en la composición de isobutano en la corriente de destilado.

1. Marco Teórico

1.1 Alquilación

La alquilación en química se basa principalmente en una serie de reacciones que poseen como característica la incorporación de un grupo alquilo a un agente alquilante que puede ser un alqueno, un alcohol, o un halogenuro de alquilo (Dalla Costa, 2015). No obstante, en la industria petroquímica, principalmente en la refinación del petróleo, la alquilación es un proceso que se realiza principalmente con efluentes de la unidad de craqueo catalítico (FCC). Este proceso consiste en la reacción entre olefinas livianas (C_3 y C_4) e isobutano ($i-C_4H_{10}$) en presencia de catalizadores ácidos (HF, H_2SO_4 , entre otros) para producir isoparafinas (parafinas ramificadas) conocidas como alquilatos (Cerón, 2016). Ver ecuación 1.



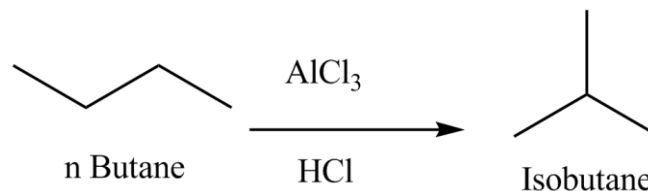
Al realizar adición de alquilatos como el isooctano en la gasolina, se aumenta el índice de octanos conocidos como RON (Research octane number), dando como resultado la producción de combustibles con un mayor control de ignición como la gasolina de motor regular (GMR) y la gasolina de avión. Vehículos de transporte aéreo como pequeñas aeronaves, aeronaves deportivas, entre otras, con motores de tipo pistón toman beneficio de los alquilatos presentes en la gasolina de aviación (AVGAS), ya que estos contienen un alto nivel de octano (RON = 90-96) y bajas cantidades tanto de azufre como aromáticos (Gutiérrez Ramos & Texas Jiménez, 2013). De igual forma, la industria petroquímica considera la AVGAS como un combustible de alto costo (143 USDT/bbl), por ende, para las refinerías su producción genera un aumento en la rentabilidad (Soria & Barrientos, 2022).

Actualmente, la refinería de Ecopetrol Barrancabermeja cuenta con la producción de alquilato a través de la nueva planta de alquilación (NPA), la cual se localiza en el departamento de Cracking II. La NPA funciona desde el año 2002 con aproximadamente 3100 barriles por día (bpd) de carga que comprende el GLP (butano, butileno, entre otros) producidos en las cracking de la refinería de Barrancabermeja y una corriente de butanos de campo producido por los campos (Payoa y Provincia). En la NPA se consiguen producir 2,000 bpd de alquilato a condiciones de baja carga (Zamudio & Rivera, 2014). De igual manera, se debe trabajar a baja carga por motivos como bajo inventario de ácido sulfúrico fresco o altos inventarios de ácido sulfúrico gastado.

1.2 Producción de isobutano en la refinería de Barrancabermeja.

Con el objetivo de producir el alquilato se requieren olefinas procedentes del GLP, así como isobutano, ambos con una relación 1:7-1:10 barriles, por lo tanto, la re (Ec.2) contar con suficiente cantidad de isobutano para mantener la operatividad de la NPA (Grass Luna, 2015).

La producción del isobutano se desarrolla en las refinerías como un método para suplir la necesidad en la unidad de alquilación. Principalmente, se ha empleado el proceso Butamer desarrollado por la empresa multinacional UOP (Universal Oil products) desde 1959, el cual tiene el alcance de isomerizar butano (Meyers, 1986). El proceso Butamer emplea un catalizador de hidroisomerización bifuncional (hidrogenación y control de acidez) con alta actividad, el cual permite la conversión de n-butano ($n\text{-C}_4\text{H}_{10}$) en isobutano ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) a bajas temperaturas entre 40°C a 50°C . Los rangos sugeridos de temperatura varían según el catalizador (cloruro de aluminio, zirconia sulfatada, entre otros). Sin embargo, en procesos comerciales se emplea una temperatura cercana a 220°C debido a que la isomerización del butano es exotérmica, es decir, su alta producción puede generar sobrecalentamiento en el reactor. A continuación, se muestra el proceso de isomerización en donde se emplea un catalizador de cloruro de aluminio (AlCl_3) y ácido clorhídrico (HCl) (Potter et al., 2020).



Adicionalmente, uno de los requerimientos del proceso Butamer es la implementación de una carga de hidrógeno (H_2) que reacciona con las olefinas, y así, evita la formación de polímeros, con la relación recomendada por la UOP de $0,03 \text{ mol H}_2/\text{mol}$ de hidrocarburos (HC) en el reactor.

De igual forma, el catalizador usado en el proceso Butamer puede perder eficiencia debido al envenenamiento del catalizador con azufre (inmerso en la corriente de GLP), por lo que ésta sustancia requiere ser separada antes de ingresar la corriente de GLP al reactor, empleando mallas moleculares (Meyers, 1986).

1.3 Obtención de isobutano en la GRB (Torre despojadora T-4566).

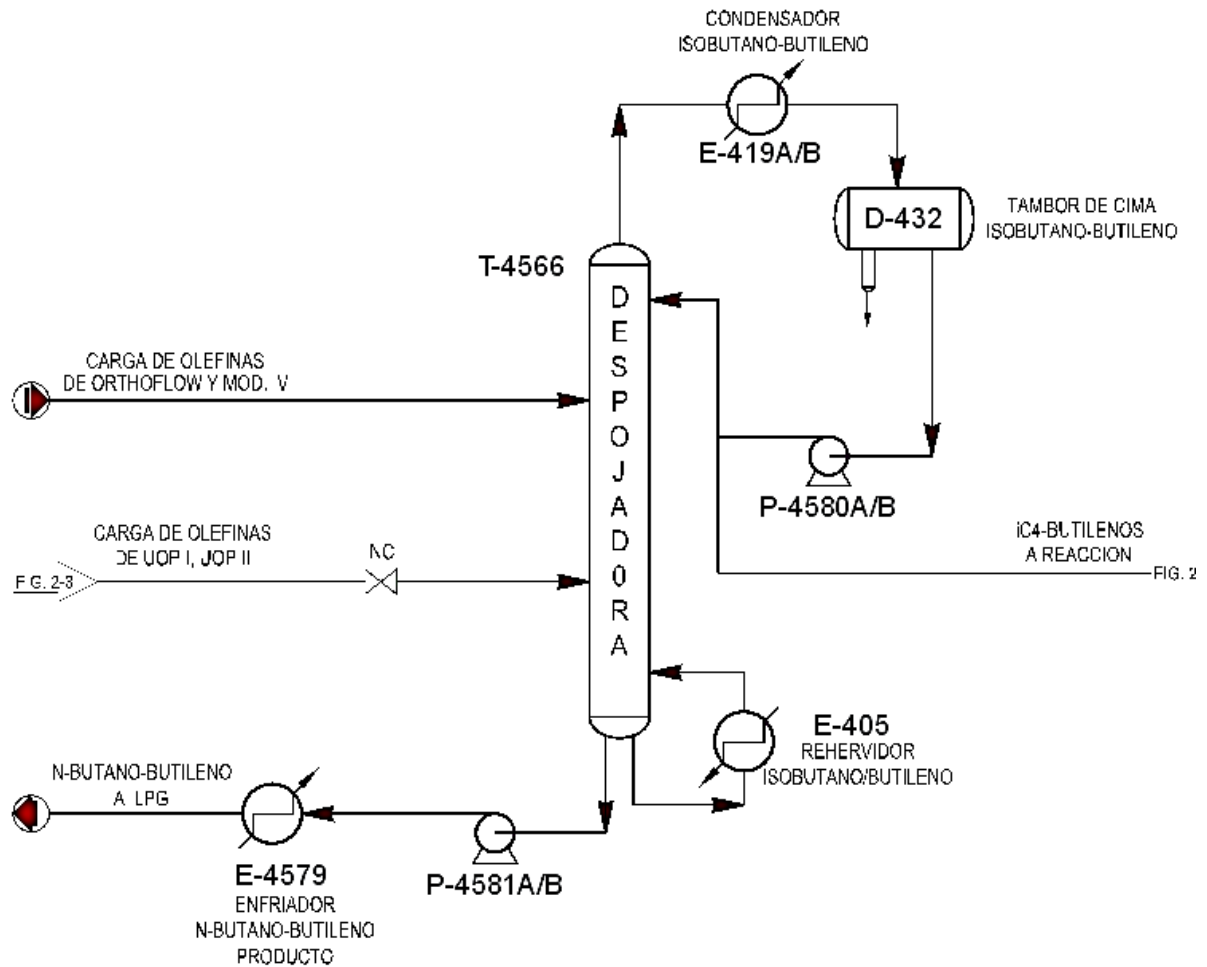
La dificultad que tiene el proceso de isomerización de butano se evidencia en la sección 1.2, en donde se requiere el uso de catalizadores, limitado rango de temperatura (40 °C a 50°C) e inclusive hasta dos reactores con el fin de obtener el mayor aprovechamiento del catalizador (Meyers, 1986).

Actualmente, la unidad de alquilación en GRB está alimentada por corrientes de GLP provenientes de las unidades de craqueo catalítico (FCC) denominadas Orthoflow, UOP I, UOP II.

Estas corrientes de GLP (iC_4H_{10} , C_4H_8 , entre otros) se llevan hasta la torre de destilación (despojadora) T-4566, cuyo objetivo principal es separar el isobutano (saliente del tope) de otros compuestos pesados, ver figura 1.

Figura 1.

Diagrama de operaciones para la torre despojadora T-4566.



Nota: Tomado de Ecopetrol S.A, (2008)

La despojadora T-4566 cuenta con tres entradas de alimentación (platos 18, 22 y 38) con una capacidad máxima de carga, por diseño, de 4173 bpd de GLP. La alimentación de la torre presenta en promedio 31,6% v/v de isobutano. Esta unidad de destilación consigue recuperar entre el 55% y 60% del producto de interés, operando con una relación de reflujo de 3.5 de diseño (Grass Luna, 2015).

Cuando alguna de las unidades de Craqueo catalítico fluidizado (FCC) permanece inactiva por mantenimiento, reparaciones y daños/averías, la producción de GLP es insuficiente para cubrir la alimentación necesaria en la T-4566, por ende, se estaría afectando la producción de alquilato en NPA. Por lo tanto, en un principio se tiene como alternativa importar el isobutano desde la refinería Ecopetrol Cartagena hasta la GRB, lo cual genera aumento en los costos por transporte del insumo (Zamudio & Rivera, 2014). De igual forma, existen tambores de almacenamiento de GLP denominados D-3160, D-3161, D-3162, D-3163 en la NEGLP (Nueva estación de GLP) con capacidad de alimentar la T-4566.

En un segundo escenario, se pueden presentar problemas en la unidad de alquilación NPA (Nueva planta de alquilación) por paradas no programadas, lo cual genera altos inventarios de GLP en la NEGLP.

2. Objetivos

2.1 Objetivo General

Realizar un estudio técnico que permita la máxima recuperación del isobutano presente en las corrientes de olefinas en GRB operando la torre Splitter T-4566 durante parada no programada de alguna de las unidades Cracking o de la planta de alquilación de la GRB. La torre continuaría operando con el fin de disminuir los inventarios de GLP y aumentar la recuperación de isobutano.

2.2 Objetivos Específicos

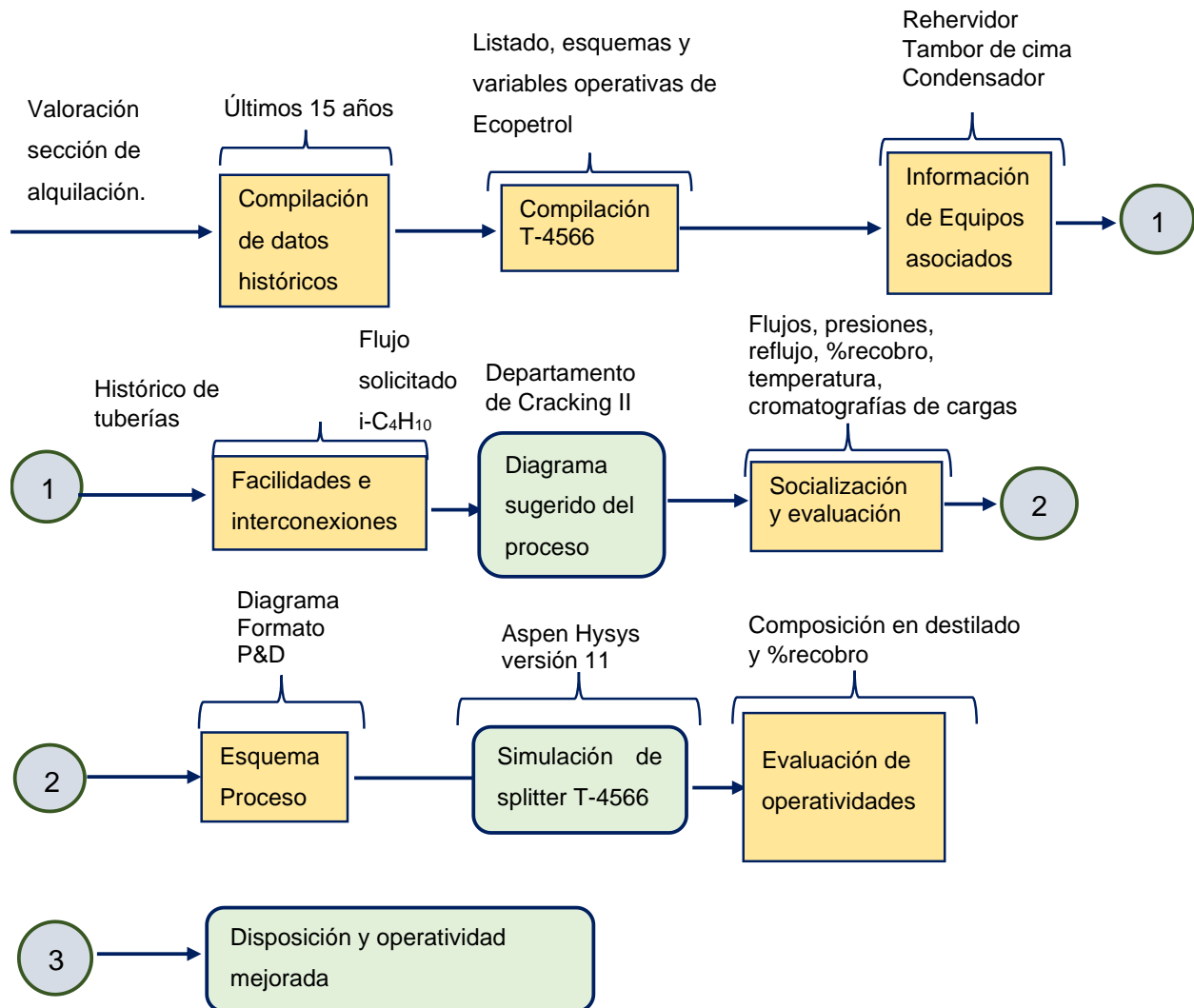
Caracterizar el proceso actual en la torre despojadora, mediante levantamiento de información de campo, con el fin de obtener una línea base en términos de recobro del isobutano contenido en el GLP producto de las FCC de la GRB.

Plantear una propuesta en términos de procesos, para la adecuación del actual esquema de operación en la sección de alquilación que mejore la disponibilidad de isobutano en relación con las actuales condiciones.

Realizar un análisis técnico entre el actual esquema de operación y el propuesto con el fin de evidenciar las ventajas y desventajas.

3. Metodología

A continuación, se presenta la metodología empleada para la resolución de los objetivos planteados en el proyecto, ver figura 2.

Figura 2.*Metodología de desarrollo del proyecto de investigación*

Fase 1: Valoración inicial operación de la sección de alquilación comprendida entre la torre despojadora (T-4566), junto con la alimentación proveniente de las FCC como efluente hacía la nueva planta de alquilación.

Actividad 1.1. En esta etapa se compiló un histórico de datos sobre las variables operativas actuales que interactúan con la T-4566 (flujos, presiones, temperaturas, cromatografías de cargas y productos).

Actividad 1.2. Se recolectó información de datos de diseño de la T-4566, además, el conjunto de equipos asociados a la misma (rehervidor, condensador de vapor de agua, condensadores de cima, tambor de cima, enfriador de la corriente de fondo).

Actividad 2.1. En esta etapa se propusieron y evaluaron distintas opciones de operatividad con el objetivo de optimizar la producción de i-butano, con soporte del grupo de ingeniería del departamento de Cracking II. De esta forma, se evaluó la operación implementando mezclado de tres y dos de los flujos de GLP provenientes de las FCC, así como divisores de corriente antes de la entrada a los platos de la T-4566, adicionalmente la variación en las entradas y salidas de calor (Rehervidor y condensador).

Fase 3: Simulación de la torre Splitter T- 4566 aplicando las sugerencias de operación.

Actividad 3.1. Teniendo en cuenta las nuevas facilidades que se desean instalar, se realizó la simulación de la operación de la torre Splitter T-4566 en el software de simulación de procesos Aspen Hysys versión 11. De igual manera, se registraron datos de composición en el flujo de destilado y el recobro teniendo como compuesto de interés el $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$

Actividad 3.2. Los datos recopilados durante las simulaciones fueron comparados con la operatividad actual para analizar su viabilidad operacional, ventajas y desventajas.

4. Análisis de Resultados

A continuación, se presenta la compilación histórica de datos sobre las variables operativas actuales que interactúan con la T-4566 (flujos, presiones, temperaturas, cromatografías de cargas) (Ver Apéndice A). Así mismo, se consignaron los casos de optimización junto con la correspondiente recuperación porcentual y composición de i-butano en la corriente de destilado en la T-4566.

4.1 Histórico de variables de proceso para la torre T-4566.

En la tabla 1 se puede observar el flujo anual promedio durante los últimos cuatro años con el objetivo de conocer la carga de GLP en barriles por día (bpd) proveniente de las tres unidades de craqueo catalítico hacía la torre despojadora T-4566.

Tabla 1.

Flujos de GLP en bpd provenientes de las unidades de craqueo catalítico.

Año	Orthoflow [bpd]	UOP I [bpd]	UOP II [bpd]
2019	1579,405	984,836	1976,657
2020	1205,726	705,450	2448,994
2021	978,725	1020,633	2386,132
2022	807,601	795,377	3202,464
Promedio 4 años	1142,864	876,574	2503,562
Total GLP T-4566		4523,01	

Nota: Tomado de Sistema PI Datalink para Ecopetrol S.A., (2022).

Para calcular el isobutano total encontrado en las últimas cargas, se recopiló información de las cromatografías realizadas a las corrientes UOP I, UOP II y Orthoflow. En la tabla 2, se muestran las composiciones promedio calculadas a partir del histórico de composiciones desde el 1 de enero hasta el 22 de junio del 2022.

Tabla 2.

Cromatografía de las cargas producidas en las unidades FCC.

Ud. Craqueo Componente	Orthoflow %v/v	UOP I %v/v	UOP II %v/v
1,3-Butadieno	1,2	1,12	0,48
1-Buteno	17,89	15,43	12,73
C5 Y Mas Pesados	0	0	0,57
Cis-2-Buteno	4,21	4,67	8,05
Isobutano	31,85	31,07	31,88
Isobutileno	29,55	23,8	17,79
Isopentano	0	0	0,33
N-Butano	4,87	13,09	12,51
N-Pentano	0	0	0,02
Propano	0,28	0,03	2,18
Propileno	0,17	0,01	0,55
Trans-2-Buteno	9,99	10,79	13,26

Nota: Tomado de Laboratorio de análisis fisicoquímico Ecopetrol S.A. (2022).

Antes de ingresar en la T-4566, se mezclan los tres flujos de GLP, por lo tanto, se puede deducir que el promedio de la composición es cercano al 31,6% V/V de isobutano para esta mezcla a partir de las cromatografías, junto con un total a recuperar de aproximadamente 1430 bpd.

A continuación, se presentan los datos de calor del rehervidor y en el condensador total en millones de Btu (MMBtu), calculados a partir de los flujos de vapor (293 °F, 50 psig) y agua

(82°F, 80 psig) fluyendo en los tubos. De igual manera, por carcasa se tienen como fluido la corriente de tope y de fondos de la torre para el condensador y rehervidor, respectivamente.

Tabla 3.

Operatividad de rehervidor y condensador.

Equipo	Presión carcasa [psig]	ΔP carcasa [psi]	ΔT agua [°F]	ΔP tubos [psi]	Q [MMBtu/h]
Condensador	84	1	21	0	-17,40
Rehervidor	94	6	58	0	18,82

Nota: Tomado de Ecopetrol S.A., (2022).

También, se han obtenido los siguientes valores de diseño, junto con sus variables operativas:

Tabla 4.

Variable de diseño torre despojadora T-4566.

Torre T-4566	Platos de válvulas	50
	Relación reflujo	5.6
	Platos de entrada	18-22-38
	Diámetro [ft]	6
	Altura [ft]	117
	Temp cima [°F]	116,07
	Temp fondo [°F]	144,52

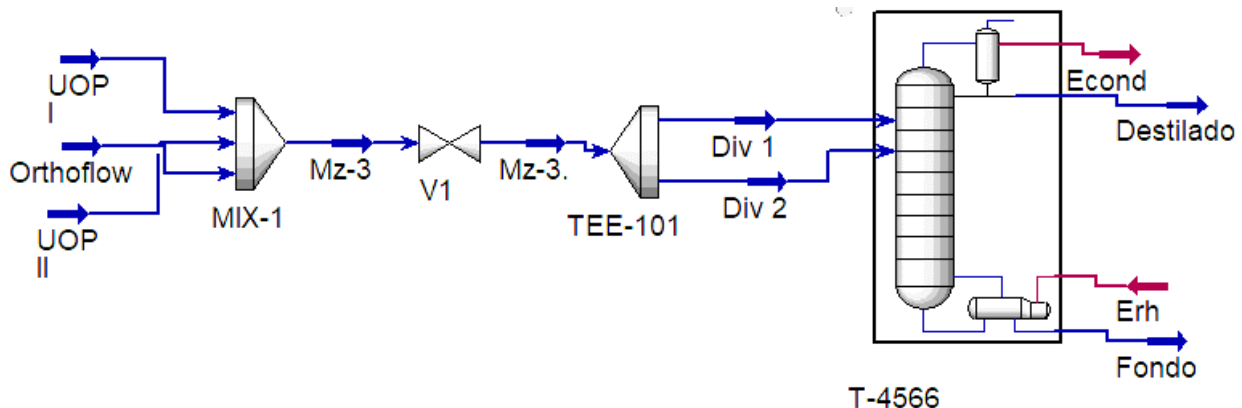
Nota: Tomado de: Manual de operaciones de Ecopetrol S.A. (2002).

4.2 Optimización para la torre despojadora T-4566

Con el objetivo de optimizar la operatividad de la torre, se realizó la simulación en el software Aspen Hysys V.11. Se puede apreciar en la figura 3 el entorno de simulación según el diagrama P&D, (ver Apéndice C), en donde se aprecian las diferentes corrientes, así como distintos equipos tanto mezcladores (MIX), divisores (TEE), válvulas (V), junto con los flujos de calor del condensador (Econd) y rehervidor (Erh).

Figura 3.

Entorno de simulación empleado en el software Aspen Hysys V11 funcionando con mezcla de tres flujos de GLP.



4.2.1 Selección de plato para los flujos UOP I, UOP II y Orthoflow

Inicialmente, se ha realizado el análisis del comportamiento de cada materia prima entrante a la torre. Por ende, se proporcionó un flujo de 3000 bpd de cada flujo líquido en forma individual, en donde para la corriente de destilado se han realizado los registros tanto de recobro del i-butano

(moles salientes por tope / moles entrantes) y su composición en la corriente de destilado. En la tabla 5 es posible apreciar en mayor detalle cada uno de estos parámetros.

Tabla 5.

Datos de composición y recobro para 3000 bpd alimentados de cada GLP por fuente.

Flujo de GLP	UOP I		UOP II		Orthoflow	
	Composición [V/V]	Recobro [%]	Composición [V/V]	Recobro [%]	Composición [V/V]	Recobro [%]
Plato 18	0,3985	99,97	0,4109	99,99	0,4063	99,8
22	0,3983	99,94	0,411	99,97	0,406	99,72
38	0,3943	98,81	0,408	99,15	0,4006	98,21

A partir de los datos que se evidencian anteriormente, es posible deducir que el recobro al ingresar por los tres platos ha presentado diferencias menores al 1%, en donde se obtuvieron recobros de aproximadamente el 99%, esto se debe a la baja cantidad de flujo entrante (3000 bpd), considerando que el flujo promedio trabajado de GLP es de 4523 bpd, es decir, se está aprovechando más el calor suministrado en el rehervidor. Adicionalmente, la composición en la corriente de destilado varía menos del 0.5% debido a la alta presencia de impurezas en tope (butenos, butilenos, entre otros).

Así mismo, se aprecia que los flujos UOP I y UOP II logran recuperar más isobutano al ingresar a la torre por el plato 18. De igual forma, se aprecia que al ingresar los flujos de UOP I y Orthoflow por el plato 18 se va a obtener la mayor composición de isobutano. Por lo tanto, se concluye que los platos óptimos para priorizar tanto la composición como el recobro para estos flujos es el plato número 18.

4.2.2 Entrada óptima para mezcla de flujos provenientes de unidades FCC

Durante estas pruebas se realizó la simulación analizando el comportamiento de los tres flujos, en donde el objetivo era trabajar como una única mezcla líquida por los diferentes platos. En la tabla 6 se presentan los datos obtenidos colocando como entrada un único plato, en donde se registraron los datos de recobro (moles salientes por tope / moles entrantes) y composición del compuesto de interés ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) en la corriente de destilado.

Tabla 6.

Recobro y composición de isobutano empleando mezcla de UOP I, UOP II y Orthoflow

Plato	Composición [V/V]	Recobro [%]
18	0,5448	87,934
22	0,5465	88,272
38	0,5332	86,000

Por lo tanto, a partir de estos datos obtenidos evidenciados en la tabla 6 que es posible concluir que el plato 22 favorece el recobro y aumento en la composición del $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ en la corriente de destilado. Así mismo, se muestra el crecimiento de impurezas, si se realiza la alimentación en plato 38, esto se debe a la presencia de butenos que ascienden empleado el calor suministrado en el rehervidor.

Estos últimos muestran la mayor composición después del isobutano. (Ver Apéndice B).

Se ensayó el comportamiento al dividir el flujo de mezcla con distintas relaciones de flujo. En la tabla 7, se muestra el mejor de estos resultados, en el cual se envió el 20% del flujo másico de mezcla hacia el plato 18 y el restante al plato 22.

Tabla 7.

Composiciones de isobutano en destilado y recobro dividiendo en dos flujos.

		Flujo [bpd]	Composición [V/V]	Recobro [%]
Plato 18 [20%]	UOP I - UOP II - Orthoflow	904,6	0,546	88,16
Plato 22 [80%]	UOP I - UOP II - Orthoflow	3618,4		

De igual forma, se envió la mezcla a los tres platos usando un divisor. En este último, se varió la relación de flujo hacia cada uno de los platos. Así mismo, se presenta a continuación una de las pruebas realizadas y el registro para las variables de optimización, ver tabla 8.

Tabla 8.

Composiciones de isobutano en destilado y recobro segregando la entrada en tres flujos.

		Flujo [bpd]	Composición [V/V]	Recobro [%]
Plato 18 [15%]	UOP I - UOP II - Orthoflow	678,45	0,5457	88,12
Plato 22 [80%]	UOP I - UOP II - Orthoflow	3618,4		
Plato 38 [5%]	UOP I - UOP II - Orthoflow	226,15		

En la prueba en donde se emplearon relaciones de 15%, 80%, 5% a los platos 18, 22, 38, se observaron los mejores resultados en cuanto a composición (54,57% V/V) y recobro (88.12%) de $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ para la mezcla (UOP I, II y Orthoflow), ver tabla 8. De igual forma, se considera relevante recuperar el mayor porcentaje de isobutano sin desmejorar la composición del destilado.

Dividir la mezcla no resulta conveniente, debido a que se obtiene un mejor recobro y composición del $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ enviando toda la mezcla a través del plato 22, según los datos obtenidos anteriormente.

4.2.3 Mezcla de dos flujos alimentados por un plato.

Durante esta prueba se observó el comportamiento al combinar dos de los flujos de GLP entrantes por uno de los platos. Igualmente, el GLP no empleado en mezcla se alimentó por uno de los dos platos restantes. A continuación, se muestra el mejor comportamiento, donde se observa que se mezclan UOP I y Orthoflow entrantes al plato 18, mientras que el flujo UOP II ingresa por el plato 22.

Tabla 9.

Composiciones de isobutano en destilado y recobro variando mezclas combinando dos flujos FCC por un plato y el restante por otro.

Flujo / (Plato)	Flujo [bpd]	Composición [V/V]	Recobro [%]
UOP I / (22)	876.57		
ORTHOFLOW / (22)	1142.86		
Mezcla / (22)	2019,44	0,5488	88,93
UOP II (18)	2503,56		

De todas las pruebas realizadas se concluye que se está consiguiendo recobro del 88.93% y una composición de 54.88% V/V como máximo empleando mezcla de UOP I y Orthoflow por plato de alimentación 22 y el restante UOP II por el plato de alimentación 18. La mezcla con UOP II no resulta conveniente por presencia de butenos que al recuperarse disminuyen la composición de i-butano en el flujo de destilado, ver tabla 2.

4.2.4 Selección del método óptimo según la operatividad actual

Comparando cada una de las pruebas desde la sección 4.2.1 a 4.2.3 respecto al recobro y la composición de i-butano en el destilado, fue posible inferir que el esquema de operación más eficiente con los tres flujos entrantes es utilizando el plato de alimentación 22 para UOP I y Orthoflow y posteriormente el plato de alimentación 18 para el GLP de UOP II. Sin embargo, actualmente se están mezclando mediante un depósito los tres flujos de GLP (UOP I, II y Orthoflow) antes de ser enviados a la T-4566. Por lo tanto, el esquema de operación descrito en la sección 4.2.3 no sería conveniente, debido que implicaría cambios en equipos, tuberías, sensores, entre otros.

Finalmente, tomando en consideración lo anteriormente mencionado, se opta por seleccionar el modo de operación de la sección 4.2.2, en donde se alimenta la mezcla de todo el GLP hacia el plato 22. De igual forma, esto implica que la composición de i-C₄H₁₀ alcanzaría una fracción en el destilado del 54.65% con una recuperación de 1262,19 bpd.

4.2.5 Optimización del esquema operativo

Se planteó un esquema de optimización empleando el programa Aspen Hysys V11 donde, en la ventana de especificaciones del equipo, pestaña monitor, se ingresaron las condiciones de recobro de 40%-100% respecto al compuesto de interés (i-C₄H₁₀). El objetivo era tratar de recuperar más isobutano que en la sección 4.2.2. En la tabla 10, se muestra el cambio del flujo y composición de i-butano en la corriente de destilado, junto con los cambios de calor de rehervidor y condensador.

Tabla 10.

Composiciones de isobutano, calor de rehervidor y condensador variando el recobro.

Plato 22	Flujo [bpd]	Composición [V/V]	Recobro [%]	Calor Condensador [MMbtu/H]	Calor Rehervidor [MMbtu/H]
		0,5435	40	-7,97	9,237
UOP I	876,57	0,5477	50	-9,836	11,09
Orthoflow	1142,86	0,5469	80	-15,54	16,78
UOP II	2503,56	0,5320	90	-17,86	19,09
MEZCLA	4523.1	0,5099	95	-19,62	20,9
		0,325	100	-34,6	35,65

Por lo tanto, es posible concluir que el calor de rehervidor incrementa con el aumento del recobro, esto debido al requerimiento energético necesario para el ascenso del $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ por la torre y obtener finalmente salida de más flujo en la corriente de destilado. Así mismo, se aprecia que para recobros del 40-90% la composición de i -butano en destilado varía menos del 1% v/v. Por lo tanto, no es recomendable perder tanto recobro en búsqueda de aumentar la pureza de $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ por la corriente de destilado, ver Apéndice B.

Respecto al condensador, este requiere una mayor salida de calor para conseguir enfriar la corriente de tope quien aumenta su flujo másico con el incremento de recobro.

Se evidencia que la composición de $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ disminuye para recuperación mayor al 90% como resultado del aumento en la recuperación principalmente de butenos y n -butano. Así mismo, requiere de un aumento en los flujos de vapor y agua en el rehervidor y condensador respectivamente.

4.2.6 Aprovechamiento del calor suministrado en el rehervidor

En la sección 4.2.1 se mostró que una disminución en la carga entrante a la torre acrecienta el recobro. Por lo tanto, se propuso usar una menor carga para el sistema operativo optimo, (ver sección 4.2.2). Estas pruebas se realizaron disminuyendo en un 50% el flujo volumétrico entrante para cada una de las cargas, (ver tabla 11). Simultáneamente, este arreglo proporciona la posibilidad de observar el comportamiento del sistema bajo condiciones de baja carga en caso de fallas en la productividad de las unidades FCC.

Tabla 11.

Composiciones de isobutano en destilado y recobro trabajando a baja carga de un flujo de GLP.

Plato 22	Flujo [bpd]	Composición [V/V]	Recobro [%]	bpd
UOP I ↓	438,29	0,5253	0,9516	1233
Orthoflow	1142,86			
UOP II	2503,56			
UOP I	876,57	0,4377	99,66	1031
Orthoflow	1142,86			
UOP II ↓	1251,78			
UOP I	876,57	0,5132	97,15	1205
Orthoflow ↓	571,43			
UOP II	2503,56			

Efectivamente, con la disminución de la carga se consiguió aumentar el recobro, no obstante, la producción decrece debido a la menor entrada de carga de i-C₄H₁₀. De igual forma, se probó en condiciones de falla de una de las unidades FCC, es decir, con entrada de 0 bpd de GLP, en donde se evidenció la disminución de la composición con valores hasta del 31% V/V de i-

butano en flujo de destilado como resultado del incremento de impurezas (butenos, butano, entre otros).

5. Conclusiones

-Los platos óptimos para ingresar cada flujo individual de GLP presente en los flujos UOP I, UOP II y Orthoflow son 18, 22 y 18 respectivamente, en caso de que las condiciones de operatividad así lo requieran.

-Mediante el software (Aspen Hysys) fue posible encontrar el mejor método para maximizar la recuperación del isobutano en la torre T-4566, en donde se debe mezclar UOP I y Orthoflow antes de ingresar al plato 22, a su vez el flujo restante de UOP II se debe alimentar al plato 18, esta operatividad consigue aproximadamente 1271 bpd de isobutano, es decir aproximadamente 71 bpd de más en comparación con el esquema actual.

-Al tener en cuenta la actual operatividad de la torre T-4566, la opción óptima de producción es emplear la mezcla (UOP I, UOP II y Orthoflow) alimentada en su totalidad a través del plato 22, esta consigue recuperar 1261.64 bpd del alquilato de interés($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) con una composición en la corriente de destilado de 54.65%.

-Ante una operatividad de baja carga o en fallo de alguna de las unidades de FCC se deben disminuir los flujos de calor en el rehervidor y condensador con el objetivo de recuperar el isobutano con baja presencia de impurezas de butenos, n-butano, entre otros.

Realizando una comparación con los mejores resultados del modelo de simulación y las actuales facilidades del proceso, se logró evidenciar que se presentan limitaciones (desventajas) para el esquema propuesto de segregar las corrientes a diferentes platos de alimentación, debido a la ausencia de facilidades mecánicas y de proceso que permitan la implementación de esta ruta de obtención.

6. Recomendaciones

Con el objetivo de motivar a futuros trabajos de investigación en busca del progreso en el desarrollo de recuperación de isobutano en Ecopetrol S.A se dejan las siguientes recomendaciones.

Realizar un análisis técnico y económico para observar la viabilidad de cambiar la actual operatividad por la mejor de la sección 4.2.4, es decir, ingresar la mezcla UOP I y Orthoflow por palto 22, junto con UOP II por 18.

Desarrollar un modelo de simulación para estudiar y analizar el comportamiento operativo de la torre, realizando una recirculación del destilado con las corrientes de carga de GLP antes del ingreso a la torre.

Analizar la viabilidad técnica y requerimientos para emplear los tambores D-3163 o D-3164 ubicados en la NEGLP para almacenar destilado, producto de cima de la torre T-4566, como un esquema de procesamiento alternativo ante eventualidades de la nueva planta de alquilación NPA (i.e. salida de servicio de la unidad por algún evento operacional).

Realizar un estudio conceptual para en condiciones de baja carga, enviar GLP desde los tanques de almacenamiento D-3160, D-3161, D-3162 ubicados en la NEGLP, hacia la torre T-4566, con el fin de recuperar el isobutano e impedir la parada de la nueva planta de alquilación (NPA).

Referencias Bibliográficas

- Cerón, B. (2016). *Refinación Ingeniería en Petróleos*.
- Dalla Costa, B. O. (2015). *Alquilación de Isobutano con Olefinas: Estudio de Catalizadores Sólidos Ácidos*. Universidad Nacional de Litoral.
- Ecopetrol S.A. (2013). *Manual de operación EGLP*.
- Grass Luna, L. D. (2015). *Estudio Técnico-Económico para la maximización de carga de Isobutano a la nueva planta de alquilación de la gerencia refinería de Barrancabermeja, Ecopetrol S.A.*
- Gutiérrez Ramos, J. A., & Texa Jiménez, A. L. (2013). *Análisis comparativo de datos reales contra la simulación mediante un software comercial por cambio del tipo de crudo en una planta combinada*.
- Meyers, R. A. (1986). *Manual de procesos de refinación de petróleo*.
- Resolución 40103 (2021). *Por la cual se establecen los parámetros y requisitos de calidad del combustible diésel (ACPM), los biocombustibles para uso en motores de encendido por compresión como componentes de mezcla en procesos de combustión y de sus mezclas y, de las gasolinas básicas y gasolinas oxigenadas con etanol anhidro, combustible para uso en motores de encendido por chispa, y se adoptan otras disposiciones* <https://www.suin-juriscal.gov.co/viewDocument.asp?id=30043913>
- Potter, M. E., le Brocq, J. J. M., Oakley, A. E., McShane, E. B., Vandegheuchte, B. D., & Raja, R. (2020). Butane isomerization as a diagnostic tool in the rational design of solid acid

catalysts. In *Catalysts* Vol. 10, Issue 9, pp. 1–35. MDPI.
<https://doi.org/10.3390/catal10091099>

Ramos Gutiérrez, J. A., & Texas Jiménez, A. L. (2013). *Análisis comparativo de datos reales contra la simulación mediante un software comercial por cambio del ipo de crudo en una planta combinada*. Universidad Nacional Autónoma de México.

Soria, C., & Barrientos, M. (2022, February). *Gasolina de aviación - Precio Mensual - Precios de Materias Primas*. Index Mundi. <https://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=gasolina-de-aviacion&moneda=cop>

Zamudio, L., & Rivera, C. (2014). *Gerencia Refinería Barrancabermeja GRB Gerencia técnica GTE*.

Apéndices

Apéndice A. Pruebas realizadas junto con los respectivos resultados

A continuación, se presentan todas las pruebas realizadas junto con los respectivos resultados.

- Fallo de una de las unidades Cracking (UOP I).

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18			
UOP I	0,00	0,5047	95,85
UOP II	2503,56		
ORTOFLOW	1142,86		
Mezcla	3646,43		

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22			
UOP I	0,00	0,5013	95,39
UOP II	2503,56		
ORTOFLOW	1142,86		
Mezcla	3646,43		

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 38			
UOP I	0,00	0,4785	90,51
UOP II	2503,56		
ORTOFLOW	1142,86		
Mezcla	3646,43		

- Fallo de una de las unidades Cracking (UOP II).

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18			
UOP I	876,57	0,5164	91,45
UOP II	0,00		
ORTOFLOW	1142,86		
Mezcla	2019,44		

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22			
UOP I	876,57	0,5136	91,12
UOP II	0,00		
ORTOFLOW	1142,86		
Mezcla	2019,44		

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 38			
UOP I	876,57	0,489	86,32
UOP II	0,00		
ORTOFLOW	1142,86		
Mezcla	2019,44		

- Fallo de una de las unidades Cracking (Orthoflow).

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18			
UOP I	876,57	0,3153	100
UOP II	2503,56		
ORTOFLOW	0,00		
Mezcla	3380,14		

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22			
UOP I	876,57	0,3153	100
UOP II	2503,56		
ORTOFLOW	0,00		
Mezcla	3380,14		

	Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 38			
UOP I	876,57	0,3159	100
UOP II	2503,56		
ORTOFLOW	0,00		
Mezcla	3380,14		

- **Trimezcla a dos platos diferentes**

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5	0,5455	88,06
Plato 22 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,5453	88,03
Plato 22 [40%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1809,2		

		FLUJO	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,5451	88,00
Plato 22 [30%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1356,9		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3618,4	0,545	87,98
Plato 22 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5	0,539	86,93
Plato 38 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,5407	87,24
Plato 38 [40%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1809,2		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,5423	87,51
Plato 38 [30%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1356,9		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3618,4	0,5435	87,70
Plato 38[20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

Plato 22 Mayor

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5	0,5396	87,07
Plato 38 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,5414	87,40
Plato 38 [40%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1809,2		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,5431	87,68
Plato 38 [30%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1356,9		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3618,4	0,5445	87,90
Plato 38[20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5	0,5455	88,06
Plato 22 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [40%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,5456	88,09
Plato 22 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1809,2		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [30%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,5458	88,13
Plato 22 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1356,9		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3618,4	0,546	88,16
Plato 22 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5	0,546	86,9323
Plato 38 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [40%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,54	86,700546
Plato 38 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1809,2		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [30%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,5356	86,38475
Plato 38 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1356,9		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3618,4	0,5344	86,1867
Plato 38 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5	0,5466	87,07
Plato 38 [50%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2261,5		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [40%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,5379	86,78
Plato 38 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1809,2		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [30%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,5363	86,47
Plato 38 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1356,9		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 22 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3618,4	0,535	86,24
Plato 38 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

- Trimezcla a tres platos

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [33,33%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1507,5159	0,542	87,47
Plato 22 [33,33%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1507,5159		
Plato 38 [33,33%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	1507,5159		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1	0,544	87,79
Plato 22 [15%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	678,45		
Plato 38 [15%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	678,45		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8	0,5406	87,74
Plato 22 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		
Plato 38 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [15%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	678,45	0,5447	87,84
Plato 22 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1		
Plato 38 [15%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	678,45		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6	0,5441	87,83
Plato 22 [60%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8		
Plato 38 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [15%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	678,45	0,5359	74,19
Plato 22 [15%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	678,45		
Plato 38 [70%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	3166,1		

		Flujo	Composición	Recobro [%]
Plato 18 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6	0,5375	86,70
Plato 22 [20%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	904,6		
Plato 38 [80%]	UOP I - UOP II - ORTHOFLOW	2713,8		

- **Bimezcla ingresa por platos diferentes**

PLATO 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
UOP II	2503,56	0,5482	88,53
Mezcla	3380,14		
ORTHOFLOW(22)	1142,86		

Plato 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
UOP II	2503,56	0,5442	87,82

Plato 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
Mezcla	3380,14		
ORTHOFLOW(38)	1142,86		

Plato 22	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
UOP II	2503,56	0,5425	84,34
Mezcla	3380,14		
ORTHOFLOW(18)	1142,86		

Plato 22	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
UOP II	2503,56	0,5444	87,8527
Mezcla	3380,14		
ORTHOFLOW(38)	1142,86		

Plato 38	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
UOP II	2503,56		
Mezcla	3380,14	0,5323	85,5460
ORTHOFLOW (18)	1142,86		

Plato 38	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
UOP II	2503,56		
Mezcla	3380,14	0,5334	86,00
ORTHOFLOW (22)	1142,86		

Plato 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
ORTHOFLOW	1142,86	0,5419	87,44
Mezcla	2019,44		
UOP II (22)	2503,56		

Plato 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
ORTHOFLOW	1142,86	0,535	86,21
Mezcla	2019,44		
UOP II (38)	2503,56		

Plato 22	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
ORTHOFLOW	1142,86	0,5558	88,94
Mezcla	2019,44		
UOP II (18)	2503,56		

Plato 22	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
ORTHOFLOW	1142,86	0,5367	86,58
Mezcla	2019,44		
UOP II (38)	2503,56		

Plato 38	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
ORTHOFLOW	1142,86	0,5383	86,97
Mezcla	2019,44		
UOP II (18)	2503,56		

Plato 38	Flujo	Composición	Recobro [%]
UOP I	876,57		
ORTHOFLOW	1142,86	0,5395	87,04
Mezcla	2019,44		
UOP II (22)	2503,56		

Plato 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
ORTHOFLOW	1142,86425		
UOP II	2503,56175	0,5383	75,56
Mezcla	3646,426		
UOP I (22)	876,574		

Plato 18	Flujo	Composición	Recobro [%]
ORTHOFLOW	2867,5		
UOP II	1004	0,5361	75,16
Mezcla	3871,5		
UOP I (38)	1309		

Plato 22	Flujo	Composición	Recobro [%]
ORTHOFLOW	2867,5		
UOP II	1004	0,5385	75,62
Mezcla	3871,5		
UOP I (18)	1309		

Plato 22	Flujo	Composición	Recobro [%]
ORTHOFLOW	2867,5		
UOP II	1004	0,5368	75,41
Mezcla	3871,5		
UOP I (38)	1309		

Plato 38	Flujo	Composición	Recobro [%]
ORTHOFLOW	2867,5		
UOP II	1004	0,5269	73,87
Mezcla	3871,5		
UOP I (18)	1309		

Plato 38	Flujo	Composición	Recobro [%]
ORTHOFLOW	2867,5		
UOP II	1004	0,5277	74,01
Mezcla	3871,5		
UOP I (22)	1309		

Apéndice B. Composiciones en la corriente de destilado de la T-4566 empleando trimezcla ingresando a plato 22.

	LiqVol Fractions
1,3-Butadiene	0,0106
1-Butene	0,1865
cis2-Butene	0,0026
i-Butane	0,4377
i-Butene	0,3051
i-Pentane	0,0000
n-Butane	0,0211
n-Pentane	0,0000
Propane	0,0130
Propene	0,0038

Apéndice C. Purificación – Recuperación de isobutano.

PURIFICACION - RECUPERACION IC4 Y ENVIO A D-3164

