



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

**SIMULACIÓN Y EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE UNIDAD DE
RECUPERACIÓN DE LIVIANOS EN UN PROCESO DE CRACKING
CATALÍTICO**

Por
Bárbara Beatriz Fariña Peña

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la
Universidad de Concepción para optar al título profesional de
Ingenier@ Civil Química

Profesores Guía:
Fernando Márquez Remogialli
Juan Carlos Carrasco Moraga

Profesora Comisión:
Ximena García Carmona

Profesional Supervisor:
Camila Vila Betancur

Agosto 2025 Concepción (Chile)
© 2025 Bárbara Beatriz Fariña Peña

© 2025 Bárbara Beatriz Fariña Peña

Ninguna parte de esta tesis puede reproducirse o transmitirse bajo ninguna forma o por ningún medio o procedimiento, sin permiso por escrito del autor.

Agradecimientos

Llegar a esta instancia y realizar el presente trabajo no hubiese sido posible sin la ayuda de muchas personas que me rodean.

En primer lugar, agradezco a mis padres Héctor y Lorena por apoyarme siempre y brindarme todas las facilidades para que mi única preocupación fuesen mis estudios. Además, de inculcarme desde pequeña la importancia de la educación.

A mi pareja Kevin, quien siempre ha estado junto a mí durante todo mi trayecto en la universidad, dándome contención emocional, siempre escuchándome y apoyándome en mis momentos más difíciles.

También a mi familia; mi hermano Diego y abuelos por su compañía y cariño entregado.

A mi perro Floki, quien estuvo a mi lado en innumerables noches de estudio, acompañándome a pesar del frío y del sueño.

A mis amigos y amigas de la infancia, quienes me brindan alegría y contención. A mis amigas de la universidad, con las cuales pasamos largas tardes de estudios juntas, siempre acompañándonos y ayudándonos mutuamente.

Finalmente, agradecer a la gente de ENAP Refinería Bio Bío por brindarme la oportunidad de realizar mi memoria de título en la empresa. Especialmente, a mi supervisora Camila Vila por todo el tiempo dedicado en ayudarme, los conocimientos entregados y su siempre buena disposición.

Resumen

El presente estudio evalúa el desempeño de la Unidad de Recuperación de Livianos (URL) en un proceso de Cracking Catalítico Fluidizado (FCC) en ENAP Refinería Bio Bío, mediante la construcción de un modelo de simulación en Aspen HYSYS. La unidad a simular tiene como función principal recuperar hidrocarburos valiosos como propanos, propilenos, butanos y butenos, además de estabilizar gasolina, es decir, despojarla de sus componentes livianos.

Se inicia con la construcción del modelo de la unidad, el cual se valida con datos de ingeniería básica y de operación real. Para los datos de diseño en la ingeniería básica, el modelo presenta en la predicción errores absolutos menores al 0,7 % en flujos molares, menores al 3 % en temperatura en la mayoría de las corrientes simuladas y en cuanto a la predicción de composiciones, se obtienen desviaciones absolutas promedio (AAD) entre 0,15% y 0,48%. Para las condiciones reales operativas, las desviaciones en flujos y temperaturas se mantienen dentro de rangos aceptables, y el AAD en la predicción de componenciales se sitúa entre 1,13 % y 1,56 %, lo que confirma la capacidad predictiva del modelo.

Respecto a la evaluación del desempeño de la unidad, se detectan diferencias relevantes entre la operación actual y las condiciones de diseño. Destaca una recuperación de C₃'s de 87,8 % y de C₄'s de solo 68,9 % en el absorbedor primario (E-150A), versus los 88,6 % y 89,2 % respectivamente esperados en el diseño de la unidad. En el absorbedor secundario (E-151), la eficiencia también se reduce significativamente, con recuperaciones actuales de solo 7 % para C₃'s y 21 % para C₄'s, frente a los 18 % y 43 % respectivamente definidos en el diseño. Además, el stripper (E-150B) opera con baja temperatura de fondo, lo que afecta la eliminación de H₂S y etano. También, se detecta un alto contenido de C₄'s en gasolina estabilizada de columnas E-152 y E-152B, impactando unidades aguas abajo. Adicionalmente, en las columnas E-153 y E-153B se identifican arrastres de C₃'s por el fondo, cercanos al 5 %.

Por último, se proponen mejoras operativas como ajustes en la relación L/V en el tren de absorción, aumento de temperatura de fondo en E-150B, control del reflujo y temperatura en E-152/B y E-153/B, junto con una integración energética entre la descarga del compresor J-150 y el rehervidor de planta anexa de DEA. Estas propuestas permitirían mejorar la eficiencia de separación, reducir consumos energéticos y acercar el desempeño de la unidad a sus parámetros de diseño.

Abstract

This study evaluates the performance of the Light Ends Recovery Unit (URL) in a Fluid Catalytic Cracking (FCC) process at ENAP Refinería Bío Bío, through the development of a simulation model in Aspen HYSYS. The unit's main function is to recover valuable hydrocarbons such as propane's, propylene's, butanes, and butene's, in addition to stabilizing gasoline by removing its light-end components.

The process begins with the construction of a simulation model of the unit, which is validated using both basic engineering data and real operating conditions. For the basic design data, the model shows absolute errors below 0.7% in molar flows and below 3% in temperature across most simulated streams. Regarding compositional predictions, average absolute deviations (AAD) range between 0.15% and 0.48%. Under real operating conditions, deviations in flows and temperatures remain within acceptable limits, and the AAD for composition prediction ranges from 1.13% to 1.56%, confirming the model's predictive capability.

Performance evaluation reveals significant deviations from design conditions. Notably, the primary absorber (E-150A) achieves 87.8% C₃'s recovery and only 68.9% C₄'s recovery, compared to the expected 88.6% and 89.2%, respectively. The secondary absorber (E-151) also shows reduced efficiency, with current recoveries of only 7% for C₃'s and 21% for C₄'s, versus design values of 18% and 43%. Additionally, the stripper (E-150B) operates with low bottom temperatures, affecting the removal of H₂S and ethane. High C₄'s content is also detected in the stabilized gasoline from columns E-152 and E-152B, impacting downstream units. Furthermore, C₃'s carryover from the bottom of columns E-153 and E-153B is observed, reaching approximately 5%.

Finally, several operational improvements are proposed, including adjustments to the L/V ratio in the absorption train, increasing the bottom temperature in E-150B, controlling reflux and temperature in E-152/B and E-153/B, and implementing an energy integration between the J-150 compressor discharge and the reboiler of the adjacent DEA unit. These proposals aim to improve separation efficiency, reduce energy consumption, and align the unit's performance with its design parameters.

Índice

1. Introducción	1
2. Objetivos	5
2.1. Objetivo general	5
2.2. Objetivos específicos	5
2.3. Motivación	5
3. Metodología	6
3.1. Revisión de antecedentes	6
3.2. Selección modelo termodinámico	6
3.3. Construcción modelo	7
3.3.1. Caracterización de la carga en Ingeniería Básica	7
3.3.2. Simulación acumulador F-150B	8
3.3.3. Simulación tren de absorción	9
3.3.4. Simulación Stripper E-150B	11
3.3.5. Simulación columnas de destilación E-152/B y E-153/B	12
3.3.6. Simulación con datos operativos	13
3.4. Validación Modelo	14
3.5. Ingreso datos internos de columnas	15
3.6. Búsqueda de mejoras	15
4. Resultados y discusión	16
4.1. Resultados simulación con datos de ingeniería básica	16
4.1.1. Resultados acumulador F-150B	17
4.1.2. Resultados tren de absorción	17
4.1.3. Resultados Stripper E-150B	20
4.1.4. Resultados Debutanizadoras E-152 y E-152B	20
4.1.5. Resultados Depropanizadoras E-153 y E-153B	21
4.2. Resultados Simulación con Datos Operativos	23
4.2.1. Resultados tren de absorción	23
4.2.2. Resultados Stripper E-150B	24
4.2.3. Resultados Debutanizadoras E-152 y E-152B	25

4.2.4.	Resultados Depropanizadoras E-153 y E-153B.....	26
4.3.	Análisis comportamiento hidráulico columnas.....	28
4.4.	Impacto de diferentes condiciones operativas y propuestas de mejoras.....	29
4.4.1.	Variación flujos absorbentes en tren de absorción.....	29
4.4.2.	Mejorar recuperación de livianos en E-150B	31
4.4.3.	Mejorar separación en columnas de destilación E-152 y E-152B	32
4.4.4.	Mejorar separación en columnas de destilación E-153 y E-153B	33
4.4.5.	Integración energética con gases de descarga de J-150	34
5.	Conclusiones y recomendaciones.....	36
6.	Referencias.....	38
7.	Anexos.	40
7.1.	Anexo 1: Composición corrientes de entrada	40
7.1.1.	Datos de carga a URL en Ingeniería básica	40
7.1.2.	Datos de carga día 02-02-2025	43
7.2.	Anexo 2: Datos internos de columnas.....	46
7.2.1.	Datos internos columna E-150A	46
7.2.2.	Datos internos columna E-151	47
7.2.3.	Datos internos columna E-150B	47
7.2.4.	Datos internos columna E-152.....	48
7.2.5.	Datos internos columna E-153.....	48
7.2.6.	Datos internos columna E-152B	49
7.2.7.	Datos internos columna E-153B	49
7.3.	Anexo 3: Análisis del error	50
7.3.1.	Error absoluto porcentual (AD)	50
7.3.2.	Desviación absoluta promedio (AAD).....	50
7.4.	Imágenes extra de modelo.....	51
7.5.	Comparación y error en simulación de ingeniería básica	54
7.6.	Comparación y error en simulación con datos operativos	58
7.7.	Información extra sobre el impacto de diferentes condiciones operativas	59
7.8.	Resumen FI	61

Índice de figuras

Figura 1.1. Diagrama de bloques ENAP Refinería Bio Bío. Fuente: Elaboración propia.	51
Figura 1.2. Diagrama de flujo simplificado de Unidad de Recuperación de Livianos. Fuente: Elaboración propia.	3
Figura 3.1. Carga a URL en Ingeniería Básica. Fuente: ENAP, 2001.	7
Figura 3.2. PFD de tren de absorción en Ingeniería Básica. Fuente: ENAP, 2001.	9
Figura 3.3. PFD de stripper E-150B en Ingeniería Básica. Fuente: ENAP, 2001.	11
Figura 3.4. Diagrama de tren de columnas de destilación. Fuente: ENAP, 2001.	12
Figura 4.1. Resultados Simulación con datos de ingeniería básica, parte 1.	16
Figura 4.2. Resultados Simulación con datos de ingeniería básica, parte 2.	16
Figura 4.3. Resultados Simulación con datos de ingeniería básica, parte 3.	17
Figura 4.4. Diseño interior de E-150A en simulación.	18
Figura 4.5. Componenciales de modelo e ingeniería básica en FG a tratamiento.	19
Figura 4.6. Componenciales de ingeniería básica y HYSYS en tope de E-153/B.	22
Figura 4.7. Componenciales de ingeniería básica y HYSYS en fondo de E-153/B.	22
Figura 4.8. Componenciales de ingeniería básica, HYSYS y operación en FG a tratamiento.	24
Figura 4.9. Perfil de temperaturas columnas E-152 y E-152B.	26
Figura 4.10. Componenciales de operación, modelo e ingeniería básica carga a tope de E153/B.	27
Figura 4.11. Componenciales de operación, modelo e ingeniería básica carga a tope de E153/B.	27
Figura 4.12. Perfil de temperaturas columnas E-153 y E-153B.	28
Figura 4.13. Internals de E-150A en operación. En rojo bandejas con problemas operativos.	28
Figura 4.14. Internals de E-150B en operación. En rojo bandejas con problemas operativos.	29
Figura 4.15. Efecto en la recuperación de C ₃ ' y C ₄ 's en E-150A al variar razón L/V. Fuente: Elaboración propia.	30
Figura 4.16. Efecto en la recuperación de C ₃ ' y C ₄ 's en E-151 al variar razón L/V. Fuente: Elaboración Propia.	30
Figura 4.17. Recuperación de H ₂ S y etano en función de la temperatura de fondo del Stripper E- 150B.	31
Figura 4.18. Variación de C ₄ 's en gasolina al variar temperatura y razón de reflujo. Fuente: Elaboración propia.	32
Figura 4.19. Variación de C ₃ 's en fondo de E-153/B al variar temperatura y razón de reflujo. Fuente:	

Elaboración propia.	33
Figura 4.20. Diagrama en PI Vision de descarga compresor J-150. Fuente: Elaboración Propia.	34
Figura 4.21. Propuesta de integración energética. Fuente: Elaboración propia.....	35

Índice de tablas

Tabla 3.1. Corrientes de carga a URL en Ingeniería Básica.	8
Tabla 3.2. Datos de diseño equipos J-150 y C-150B/C.	8
Tabla 3.3. Datos de diseño equipo F-150B.	9
Tabla 3.4. Datos de diseño E-150A y E-151.	10
Tabla 3.5. Equipos anexos a E-150A.	11
Tabla 3.6. Datos de diseño E-150B y sus equipos anexos.	12
Tabla 3.7. Datos de diseño E-152/B y E-153/B.	13
Tabla 3.8. Tags de tomas muestras e instrumentación para caracterizar carga a URL.	14
Tabla 3.9. Tags de tomas muestras e instrumentación para verificar modelo.	14
Tabla 3.10. Resumen datos internos de columnas.	15
Tabla 4.1. Comparación resultados simulación F-150B con Ingeniería Básica.	17
Tabla 4.2. Comparación resultados simulación E-150A con Ingeniería Básica.	18
Tabla 4.3. Comparación resultados simulación E-151 con Ingeniería Básica.	19
Tabla 4.4. Comparación resultados simulación E-150B con Ingeniería Básica.	20
Tabla 4.5. Comparación resultados simulación E-152 y E-152B con Ingeniería Básica.	21
Tabla 4.6. Comparación resultados simulación E-153 y E-153B con Ingeniería Básica.	21
Tabla 4.7. Comparación resultados simulación tren de absorción con datos operativos.	23
Tabla 4.8. Comparación resultados simulación Stripper E-150B con datos operativos.	25
Tabla 4.9. Comparación resultados simulación columnas E-152/B con datos operativos.	25
Tabla 4.10. Comparación resultados simulación columnas E-153/B con datos operativos.	26
Tabla 4.11. Configuraciones recomendadas para columnas E-152 y E-152B.	33
Tabla 4.12. Configuraciones recomendadas para columnas E-153 y E-153B.	34

Nomenclatura

Símbolo/abreviatura	Descripción	Unidad
URL	Unidad de Recuperación de Livianos	-
FCC	Fluid Catalytic Cracking - Cracking Catalítico Fluidizado	-
TV I	Topping I	-
TV II	Topping II	-
CCR	Reformación catalítica continua	-
HCK	Hydrocracking	-
HDS	Hidrodeshulfuración de Diesel	-
MHC	Mild Hydrocracking	-
LPG	Gas Licuado de Petróleo	-
J	Compresor	-
C	Intercambiador de calor	-
F	Recipiente a presión	-
E	Columna de destilación /absorción /stripper	-
E-150A	Absorbedor Primario	-
E-151	Absorbedor Secundario	-
E-150B	Stripper	-
E-152 y E-152B	Columna Debutanizadora tren antiguo y nuevo	-
E-153 y E-153B	Columna Depropanizadora tren antiguo y nuevo	-
FG	Fuel Gas	-
MDEA	Metildietanolamina	-
DEA	Dietanolamina	-
COL	Diesel liviano	-
HDG	Hidrotratamiento de Gasolina	-
C ₂ 's	Hidrocarburos de 2 carbonos	-
C ₃ 's	Hidrocarburos de 3 carbonos	-
C ₄ 's	Hidrocarburos de 4 carbonos	-
C ₅ 's	Hidrocarburos de 5 carbonos	-
C ₆ 's	Hidrocarburos de 6 carbonos	-
F	Flujo molar	kmol/h

Símbolo/abreviatura	Descripción	Unidad
UOP	Universal Oil Products	-
$\dot{V}$	Flujo volumétrico	m ³ /h
T	Temperatura	°C
P	Presión	kg/cm ²
PM	Peso molecular	kg/kmol
IB	Ingeniería básica	-
H ₂	Hidrógeno	-
H ₂ S	Ácido sulfhídrico	-
H ₂ O	Agua	-
N ₂	Nitrógeno	-
CO	Monóxido de carbono	-
CO ₂	Dióxido de carbono	-
C ₁	Metano	-
=C ₂	Etileno	-
C ₂	Etano	-
=C ₃	Propileno	-
C ₃	Propano	-
=iC ₄	Isobuteno	-
=NC ₄	1-Buteno	-
=T ₂ C ₄	Trans-2-buteno	-
=C ₂ C ₄	Cis-2-buteno	-
iC ₄	Isobutano	-
Nc ₄	n-butano	-
C ₄ +	Hidrocarburos de 4 carbonos y más pesados	-
L/V	Razón líquido/vapor en absorbedores	-
AD	Error absoluto porcentual	%
AAD	Desviación absoluta promedio	%

1. Introducción

La generación de combustibles derivados del petróleo es uno de los pilares fundamentales del desarrollo económico a nivel mundial, ya que estos se utilizan como fuente de energía en áreas claves como el transporte, generación de electricidad y a nivel residencial para cocinar o calefaccionar, además de ser materia prima en diversas industrias, como de plásticos, pinturas, solventes, aceites, etc. Tal es su importancia, que aún más del 70% de la demanda energética mundial recae sobre los combustibles fósiles, siendo el petróleo una de sus principales fuentes, según la Agencia Internacional de Energía (IEA, 2023).

En Chile, la Empresa Nacional del Petróleo (ENAP) se dedica a la refinación y comercialización de hidrocarburos y sus derivados, siendo la única compañía a nivel nacional que se dedica a esto, elaborando el 96 % de las gasolinas y el 60 % del diésel que se consume a nivel país, teniendo así un rol estratégico en el abastecimiento energético a nivel nacional (Ministerio del Medio Ambiente, 2022). La producción de estos combustibles se realiza a través de tres refinerías: Aconcagua, San Gregorio y Bio Bío.

En el proceso de refinación del petróleo, el crudo pasa por diversos procesos físicos/químicos para separarse en los distintos cortes que se conocen, en la Figura 1.1 se muestra un resumen de los procesos empleados por ENAP refinería Bio Bío.

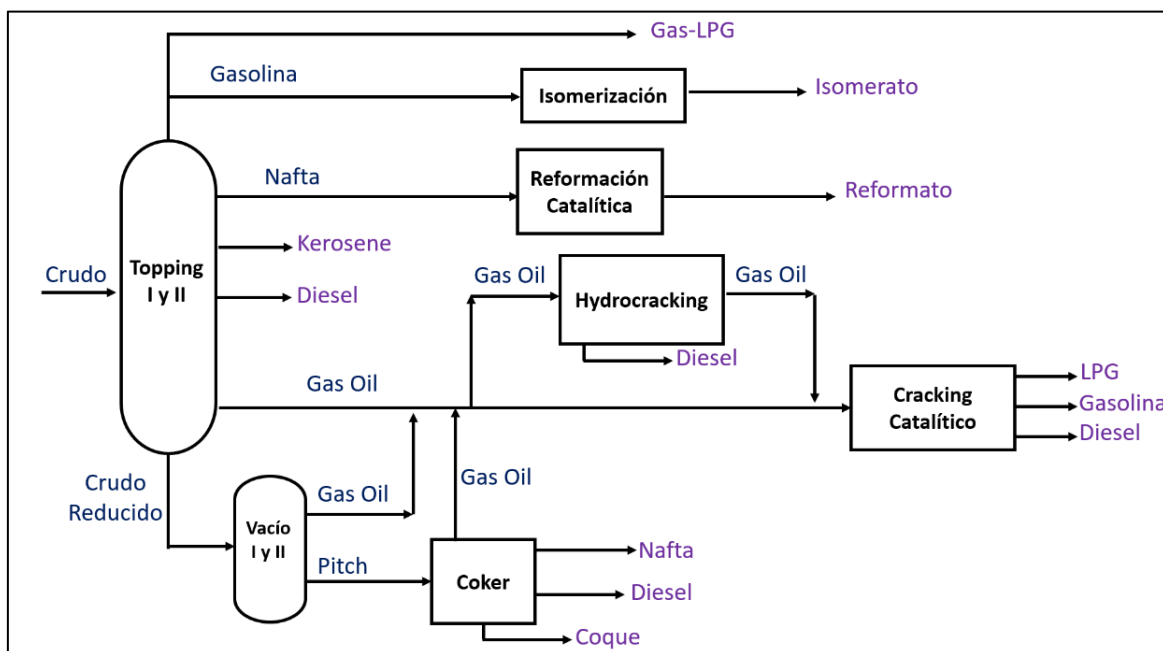


Figura 1.1. Diagrama de bloques ENAP Refinería Bio Bío. Fuente: Elaboración propia.

Tal como se muestra, este proceso inicia en las Unidades de Destilación Atmosféricas (Topping I y II), donde el petróleo es calentado y separado en diferentes fracciones según sus puntos de ebullición, obteniéndose toda clase de productos como nafta, kerosene, diésel y gas oil, además de un residuo pesado conocido como crudo reducido. Este último es enviado a las unidades de destilación al vacío, donde, operando a baja presión, se recuperan destilados pesados como gas oil, mientras que el residuo más pesado, conocido como pitch, se destina a la unidad de conversión térmica llamada Coker. El resto del proceso de refinación incluye múltiples unidades complementarias, como Cracking Catalítico, Hydrocracking, Hidrotratamientos, Reformado e Isomerización, que permiten convertir fracciones pesadas en combustibles más valiosos y ajustar la calidad final de los productos según los requerimientos comerciales y ambientales.

Dentro de estas unidades, una de las más importantes es el Cracking Catalítico Fluidizado (FCC), ya que permite transformar un corte pesado de petróleo, como el gas oil, en productos más livianos y de mayor volumen, con alto valor comercial. Esta capacidad de aumentar el rendimiento y generar productos de alto valor comercial en el mercado hace que esta planta sea esencial para la rentabilidad de una refinería.

El proceso de FCC inicia en un convertidor compuesto por dos zonas principales, una que actúa como reactor y otra como regenerador. En el reactor ingresa gas oil, el cual es vaporizado al entrar en contacto con el catalizador de tipo zeolítico, que se encuentra circulando por el equipo de manera fluidizada, facilitando así la ruptura de enlaces carbono-carbono a temperaturas cercanas a 500°C. Durante esta reacción, los sitios activos del catalizador se cubren con coque, lo que reduce su actividad. Por ello, el catalizador es continuamente recirculado hacia el regenerador, donde por medio de la inyección de aire se combustiona el coque, restaurando así su actividad antes de ingresar al reactor (Grace, 1993).

Posteriormente, los productos vaporizados son enviados a una unidad fraccionadora, donde se realiza una destilación atmosférica que permite separar las distintas fracciones obtenidas, las cuales son gases, gasolina, diésel liviano y fuel oil.

En ENAP Refinería Bio Bío, la planta de FCC opera en conjunto con la Unidad de Recuperación de Livianos (URL), que recibe los gases y gasolina generados en el FCC, junto con corrientes menores de gases y LPG provenientes de diversas unidades de la refinería. Su objetivo principal es recuperar

hidrocarburos valiosos y fácilmente condensables (C_3 's y C_4 's), además de estabilizar la gasolina proveniente del Cracking Catalítico mediante la eliminación de componentes livianos. Este proceso se lleva a cabo según la secuencia mostrada en Figura 1.2.

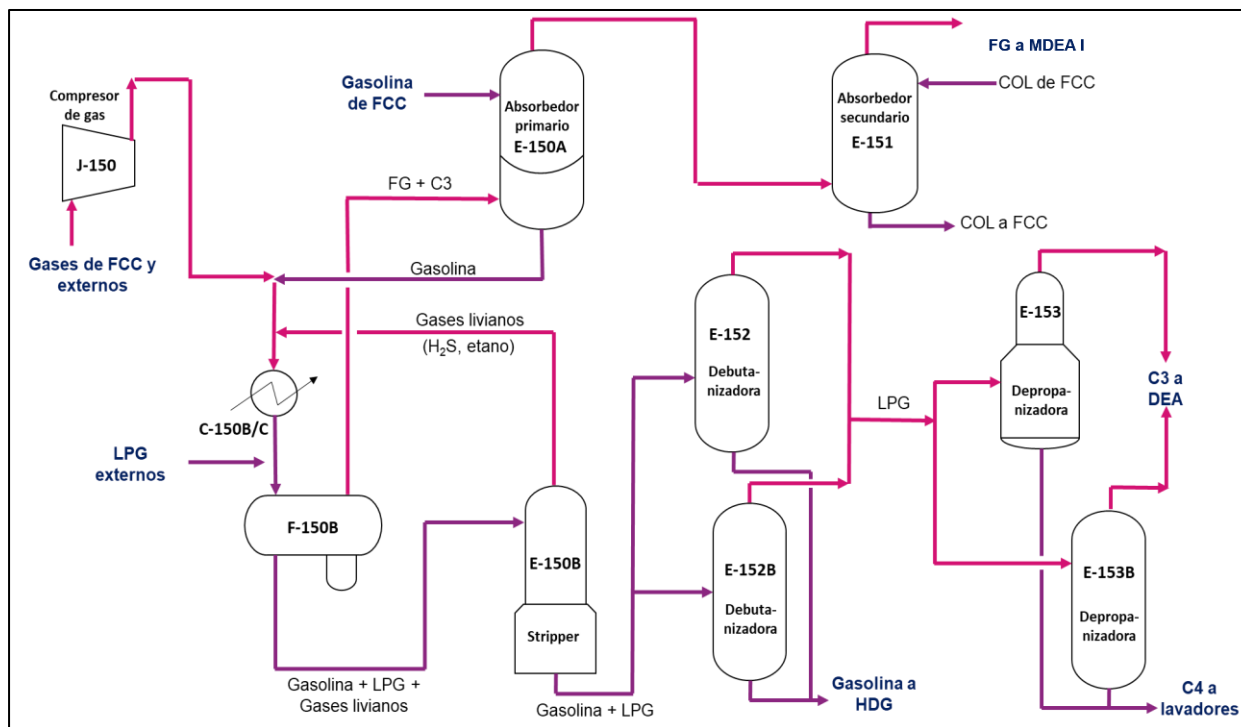


Figura 1.2. Diagrama de flujo simplificado de Unidad de Recuperación de Livianos. Fuente: Elaboración propia.

Dado que los gases que se buscan recuperar no son fácilmente condensables a presión atmosférica, primero deben ser comprimidos, para luego ingresar al acumulador F-150B, donde se separan las fases gas y líquida. Los gases del tope, aún con fracciones valiosas, pasan por un tren de absorción que utiliza gasolina y COL de FCC como absorbentes para capturar C_3 's y C_4 's; la gasolina absorbente cargada retorna al acumulador, mientras que el gas tratado, ya con bajo contenido de C_3 's y C_4 's, se deriva al sistema de fuel gas de la refinería. Por otro lado, el líquido del fondo del acumulador es enviado a un stripper, que elimina remanentes de H_2S , etano y metano. La corriente restante se fracciona en columnas de destilación, conocidas como Debutanizadoras y Depropanizadoras, obteniéndose por separado gasolina estabilizada, C_3 's y C_4 's.

Las últimas modificaciones significativas a URL datan del año 2001, cuando se modernizaron equipos y se incorporaron las columnas E-152/3 B, con el objetivo de aumentar la capacidad de procesamiento. Junto con estas mejoras, se elaboró una ingeniería básica que establecía los parámetros operativos de referencia para las condiciones existentes en aquella época, las cuales estaban influenciadas por una mezcla de crudos intermedios y pesados, con alto contenido de azufre. Con el paso de los años, el

abastecimiento de crudo ha ido cambiando, hasta llegar a procesar un 80% de crudo shale argentino, el cual se caracteriza por ser liviano y dulce (Ciros, 2023). Estas variaciones han provocado ajustes en la operación de URL, afectando principalmente a la separación de los compuestos en las columnas.

En este escenario, la utilización de herramientas de simulación como Aspen HYSYS se presenta como una solución para enfrentar estos desafíos. Este programa es un simulador de procesos ampliamente utilizado en la industria de refinación para modelar unidades, ya que permite representar fielmente las condiciones termodinámicas y de equilibrio de fases del sistema, facilitando la evaluación de escenarios operativos y el análisis de sensibilidad frente a cambios en variables de proceso (AspenTech, 2020).

Por esto mismo, en literatura se pueden encontrar casos exitosos del uso de Aspen Hysys para modelar procesos en refinerías. Tal fue el caso de Pashikanti y Liu (2011), quienes desarrollaron exitosamente un modelo para una unidad de Cracking Catalítico Fluidizado, junto a su planta de recuperación de gases asociadas, teniendo este modelo un error absoluto promedio inferior al 2% en predicción de parámetros claves. Por otro lado, Sun et al. (2023) desarrolló un modelo detallado del sistema de compresión de gases ricos y estabilización posterior a la unidad FCC, utilizando Aspen HYSYS para simular escenarios de operación y optimizar el diseño, así en este estudio se obtuvieron mejoras en la eficiencia operativa y energética del sistema de recuperación de fracciones livianas.

En el contexto local, en ENAP Refinería Bio Bío existen antecedentes de estudios que han utilizado Aspen HYSYS para modelar unidades de proceso reales. Uno de los casos más recientes corresponde al trabajo de Castillo (2023), quien desarrolló un modelo para las unidades de Topping y Vacío II, validando su desempeño con datos operacionales y demostrando la utilidad del simulador para representar condiciones de trabajo reales.

Sobre esta base, el presente trabajo se enfoca en construir un modelo de simulación en Aspen HYSYS para la Unidad de Recuperación de Livianos asociada al proceso de Cracking Catalítico en Enap Refinería Bio Bío, con el propósito de evaluar su comportamiento actual y explorar oportunidades de mejora. Para ello, se incorporan las condiciones reales de operación y configuración del sistema, se comparan los resultados del modelo con datos históricos para verificar su fidelidad, y se estudian distintos escenarios operativos que permitan entender la influencia de variables clave sobre la eficiencia de separación, el consumo energético y la recuperación de productos de valor como C₃'s y C₄'s, para así buscar mejoras en el sistema.

2. Objetivos

2.1. Objetivo general

Desarrollar un modelo de simulación en Aspen Hysys para la Unidad de Recuperación de Livianos en un proceso de Cracking Catalítico, con el fin de analizar su desempeño y optimizar su operación.

2.2. Objetivos específicos

1. Modelar la Unidad de Recuperación de Livianos en Aspen Hysys considerando condiciones operativas y características del proceso.
2. Comparar los resultados de la simulación con datos operaciones reales para validar el modelo.
3. Evaluar el impacto de diferentes condiciones de operación sobre la eficiencia de separación de la unidad.
4. Identificar posibles mejoras en la eficiencia energética y recuperación de productos clave en la Unidad de Recuperación de Livianos.

2.3. Motivación

La operación eficiente de URL es fundamental para maximizar la recuperación de productos de alto valor comercial como propano, butano y gasolina. Sin embargo, cambios en la calidad del crudo alimentado a la refinería, han generado variaciones en el comportamiento operacional de la unidad.

En primer lugar, el absorbedor primario E-150A presenta una condición de saturación, lo que ha obligado a implementar un bypass de la gasolina proveniente de FCC; es decir; parte de la corriente absorbente no ingresa al equipo. En segundo lugar, el stripper E-150B, encargado de eliminar H₂S, metano y etano por su tope no está cumpliendo esta función de manera efectiva, lo que ha resultado en un exceso de H₂S en las columnas de destilación, y por ende una mayor carga a las plantas de tratamiento aguas abajo. Finalmente, las columnas Debutanizadoras E-152 y E-152B, que deben extraer gasolina estabilizada por el fondo, están permitiendo el arrastre de cantidades elevadas de C₄'s, lo que compromete la calidad de la gasolina enviada a la unidad de hidrotratamiento (HDG).

En este contexto, contar con una simulación de la unidad en Aspen HYSYS permite realizar un análisis de su comportamiento operativo, facilitando la identificación de las principales falencias que afectan su rendimiento. A partir de este modelo, es posible evaluar escenarios de mejora, tanto para resolver los problemas actuales de separación, como para buscar mejoras en la eficiencia energética.

3. Metodología

A continuación, se aborda la metodología empleada para el desarrollo de un modelo en Aspen Hysys para la Unidad de Recuperación de Livianos en un proceso de Cracking Catalítico, junto con el análisis del desempeño de este modelo y la propuesta de mejoras orientadas a la eficiencia energética y la recuperación de productos valiosos.

3.1. Revisión de antecedentes

En esta etapa, se lleva a cabo la recopilación y análisis de antecedentes técnicos vinculados al diseño y operación de la unidad. Por un lado, se revisan documentos asociados al diseño de la planta como manuales de diseño, ingenierías básicas, planos mecánicos, diagramas de flujo de procesos (PFD) y diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID).

Por otro lado, se analizan datos operacionales mediante la plataforma PI Vision, la cual permite visualizar registros históricos y en tiempo real de la instrumentación disponible en la planta. Asimismo, se accede a la plataforma Laboratory Information Management System (LIMS), para revisar los resultados de análisis de laboratorio relacionados con la composición de corrientes de proceso.

3.2. Selección modelo termodinámico

Para la selección del modelo termodinámico, se debe analizar que componentes predominan en planta a simular, en este caso, se tienen hidrocarburos livianos, desde C_1 's a C_7 's

Considerando lo anterior, se selecciona el paquete termodinámico Peng-Robison, ya que simula bien hidrocarburos livianos, además de ser la más utilizada por la industria petrolífera. Se debe recalcar que Aspen Hysys no calcula todas las propiedades físicas a partir de la ecuación de estado Peng-Robison, sino que la toma como base y le realiza las modificaciones pertinentes, ya que esta ecuación suele tener problemas al trabajar con componentes muy livianos como H_2 y al calcular densidades de hidrocarburos pesados (Chang et al., 2012). Por esto, por defecto el simulador utiliza la correlación Costald para el cálculo de densidades y modifica las temperaturas y presiones críticas del H_2 y He.

3.3. Construcción modelo

La construcción del modelo en Aspen HYSYS se basa en los datos proporcionados por la Ingeniería Básica desarrollada por el proveedor de la tecnología de la planta, UOP. Esta documentación incluye los diagramas de flujo de procesos (PFD), donde cada corriente se encuentra identificada con su respectiva numeración, junto con tablas que detallan las propiedades termodinámicas y de flujo de cada corriente. Entre estas propiedades se encuentran: temperatura, presión, flujo molar, másico y volumétrico, densidad, peso molecular, y fracción de vapor, entre otras.

Dado el nivel de detalle disponible en la Ingeniería Básica, el modelo inicial se construye utilizando directamente estos datos. Asimismo, se mantiene la misma numeración de corrientes utilizada en los PFD de referencia para facilitar la trazabilidad y comparación entre el modelo de simulación y la documentación original.

3.3.1. Caracterización de la carga en Ingeniería Básica

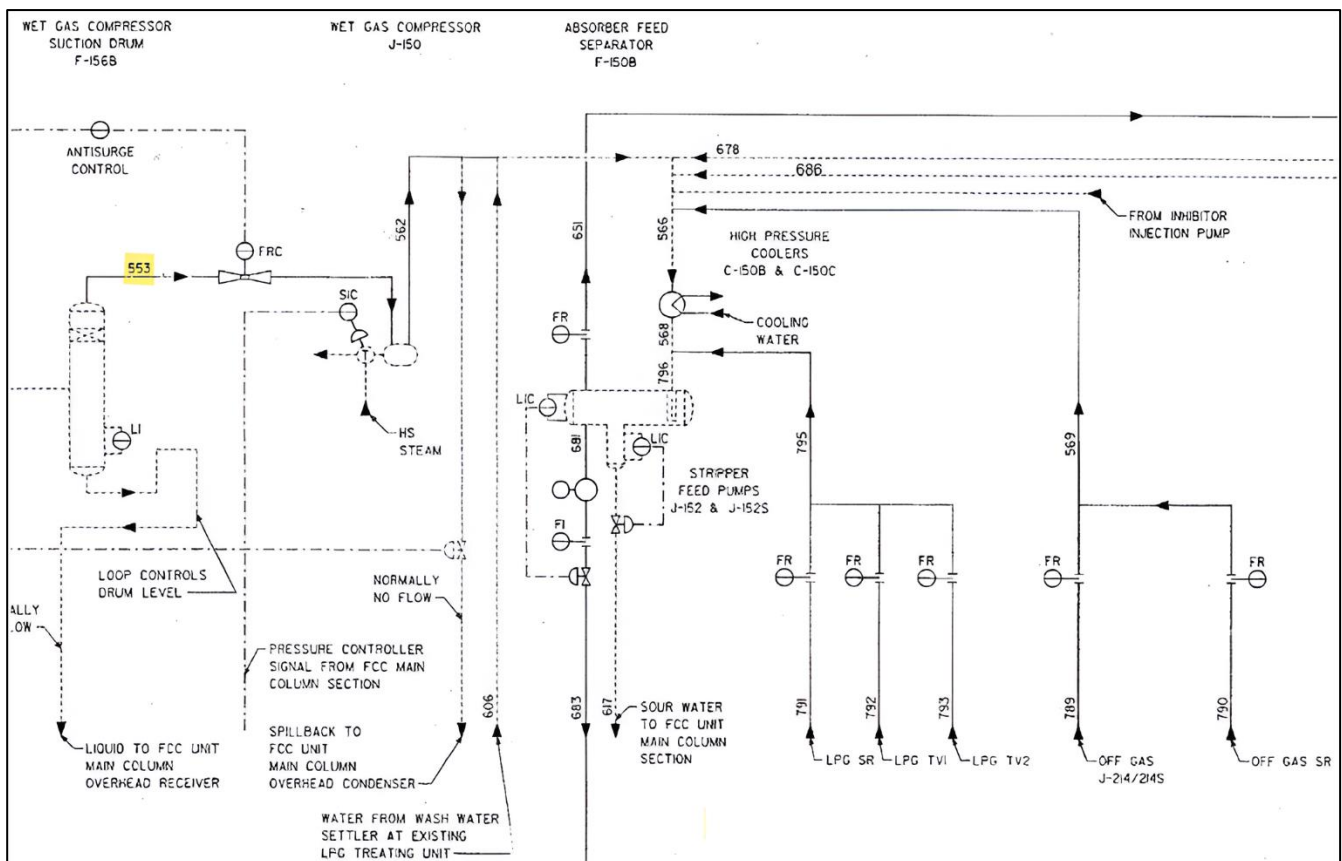


Figura 3.1. Carga a URL en Ingeniería Básica. Fuente: ENAP, 2001.

Para la simulación, se utiliza como punto inicial la corriente 553, la cual se encuentra formada principalmente por gases provenientes de la unidad de FCC, además de contar con corrientes más pequeñas de gases que provienen de otras plantas de Enap, siendo estas Coker, Hydrocracking (HCK), Hidrodesulfuración de Diesel (HDS), Topping I y II (TV I y II), Isomerización y Visbreaker.

Luego, por medio del uso de equipo “Mixer” en Aspen HYSYS se va añadiendo el resto de corrientes de entrada a la planta. A continuación, se muestra un resumen de los flujos de estas corrientes, componenciales y propiedades se muestran en Anexo 1: Composición corrientes de entrada

Tabla 3.1. Corrientes de carga a URL en Ingeniería Básica.

Nº	Descripción	Flujo Molar (kmol/h)
553	Gases de Cracking Catalítico y otras plantas.	1.079
606	Agua de lavadores cáusticos de C ₄ .	149,9
678	Reciclo de Absorbedor primario E-150A.	1.005
686	Reciclo de Stripper E-150B.	593,9
789	Off gas de Reformación Catalítica Continua (CCR).	51,82
790	Off gas de Visbreaking (de J-214/S).	53,63
791	LPG de CCR	65,41
792	LPG de Topping I.	31,36
793	LPG de Topping II.	26,43
796	Unión de corrientes anteriores, carga como tal a URL.	3.056

Adicionalmente, en esta sección se debe simular el compresor J-150 y el condensador de alta presión C-150B/C, para los cuales se utiliza la siguiente información.

Tabla 3.2. Datos de diseño equipos J-150 y C-150B/C.

Delta de presión en J-150	12,92 kg/cm ²
Calor intercambiado C-150B/C	27418085 kJ/h

3.3.2. Simulación acumulador F-150B

Luego de tener caracterizada la corriente de carga, se simula el acumulador F-150B. Tal como se aprecia en la Figura 3.1, este equipo recibe la corriente 796 y en su interior dicha corriente se separa en tres fracciones: la corriente 651, compuesta por gases que son enviados al Absorbedor Primario E-150A; la corriente 681, correspondiente a la fase líquida que se dirige al Stripper E-150B; y la corriente 617, que contiene agua ácida. Se utiliza la siguiente información para su simulación.

Tabla 3.3. Datos de diseño equipo F-150B.

Largo	7,4 m
Diámetro	2,5 m
Largo bota	1,55 m
Diámetro bota	0,732 m
Geometría	Cabezal Elipsoidal
Orientación	Horizontal
Presión operación	14,53 kg/cm ²

3.3.3. Simulación tren de absorción

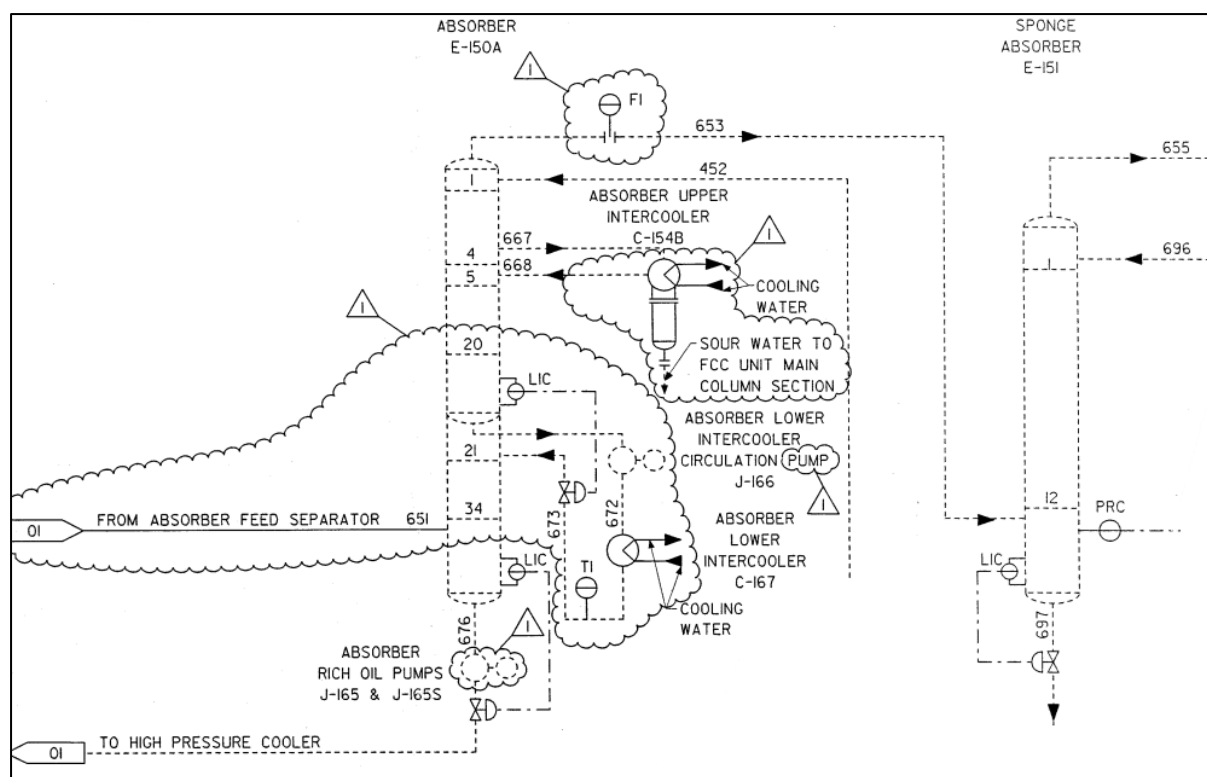


Figura 3.2. PFD de tren de absorción en Ingeniería Básica. Fuente: ENAP, 2001.

En esta sección se encuentran dos absorbedores, los cuales son equipos que son utilizados para transferir uno o más componentes de una mezcla gaseosa a un líquido absorbente, mediante un proceso de absorción física, que opera a contracorriente (Towler, 2021).

Este tren inicia con el Absorbedor Primario E-150A, equipo que se encuentra físicamente dividido en dos secciones: una superior y otra inferior, las cuales se conectan hidráulicamente para asegurar la continuidad del proceso. La alimentación del líquido absorbente, correspondiente a gasolina proveniente de FCC, ingresa por el tope de la zona superior. En paralelo, la corriente gaseosa ingresa

por el fondo de la zona inferior. A medida que asciende, el gas entra en contacto con el absorbente descendente, lo que permite la transferencia de los compuestos deseados hacia la fase líquida.

Dado que la absorción es un proceso exotérmico, y que la temperatura óptima de operación es de 37 a 45°C, se incorporan dos interenfriadores. El primero, C-154B, se ubica entre las etapas 2 y 3 de la zona superior del absorbedor. El segundo, C-167, se localiza en el circuito que conecta el fondo de la zona superior con el tope de la zona inferior.

Desde el fondo de la zona inferior se extrae la corriente 676, la cual corresponde a gasolina no estabilizada que ha absorbido compuestos C₃'s y C₄'s. Esta corriente es recirculada hacia el acumulador de alta presión F-150B mediante las bombas J-165 y J-165S para su posterior tratamiento.

El gas saliente por el tope de E-150A, se dirige hacia el Absorbedor Secundario E-151, el cual utiliza como líquido absorbente la corriente 696, que contiene COL de la fraccionadora del Cracking Catalítico y que ha sido enfriado previamente de manera de tener aproximadamente entre 42 – 45°C en el tope de este absorbedor. El líquido absorbente cargado con los compuestos retenidos se retira por el fondo de E-151 (corriente 669) y se recircula hacia la fraccionadora de FCC como reflujo intermedio.

Esta segunda absorción tiene por objeto capturar cualquier remanente de gasolina arrastrada en el gas tratado por E-150A, así como retener la fracción restante de C₃'s y C₄'s. Si bien el gas que se extrae por el tope del absorbedor E-151 aún contiene trazas de estos hidrocarburos, se estima que la eficiencia global del sistema permite absorber cerca del 92 % de los C₃'s y C₄'s ingresados a E-150A (ENAP, 2014). Este gas extraído por el tope va hacia un tratamiento con Metildiethanolamina (MDEA) que le retira H₂S, para luego ser utilizado en sistema de Fuel Gas de refinería.

Para la simulación de este tren de absorción se ingresan los siguientes datos en Aspen HYSYS.

Tabla 3.4. Datos de diseño E-150A y E-151.

	Zona Superior E-150A	Zona Inferior E-150A	E-151
Etapas	20	14	4
Corriente de entrada	452	651	653 y 696
Corriente de salida	653	676	655 y 697
P tope/fondo (kg/cm²)	14,04 / 14,33	14,33 / 14,53	13,96 / 13,99

Tabla 3.5. Equipos anexos a E-150A.

Calor intercambiado C-154B	879.228 kJ/h
Calor intercambiado C-167	753624 kJ/h
Diferencial presión J-166	3,2 kg/cm ²
Diferencial presión J-165/S	1,0 kg/cm ²

3.3.4. Simulación Stripper E-150B

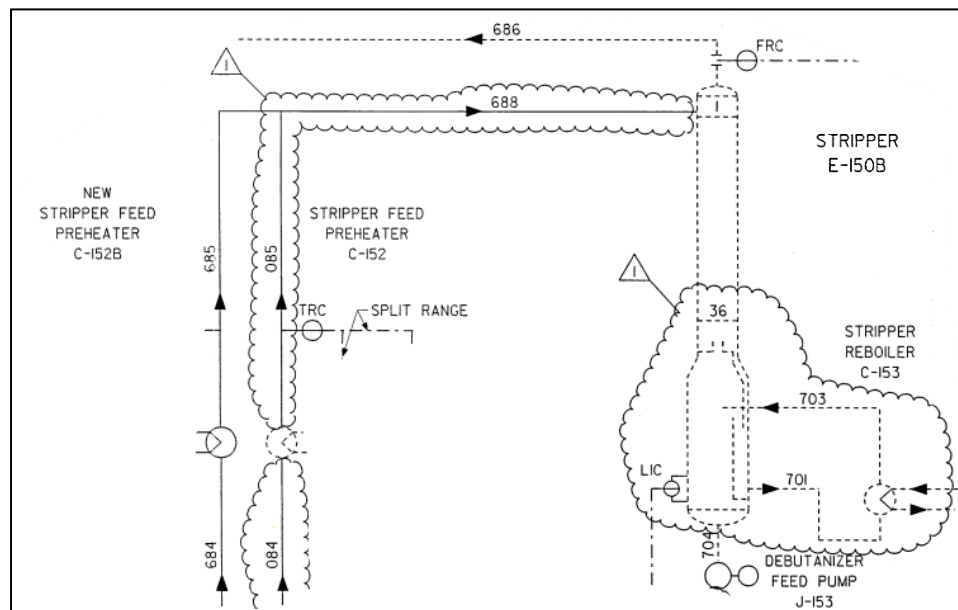


Figura 3.3. PFD de stripper E-150B en Ingeniería Básica. Fuente: ENAP, 2001.

El equipo E-150B corresponde a un stripper, es decir, una columna de separación utilizada para remover compuestos livianos de una corriente líquida, tales como gases o hidrocarburos volátiles. Esta unidad opera en contracorriente, permitiendo el contacto entre el líquido descendente y un vapor ascendente generado en un rehervidor de fondo, el cual proporciona el calor necesario para favorecer la vaporización de los componentes más volátiles y lograr una separación eficiente (Speight, 2014).

En la planta de URL, el equipo E-150B recibe por su tope la corriente líquida 688, la cual proviene del fondo del acumulador de alta presión F-150B. Esta corriente es impulsada previamente por la bomba J-152/S y luego calentada hasta 56 °C en los intercambiadores de calor paralelos C-152/B.

En el fondo del equipo, la operación se mantiene en un rango de 90 a 110 °C, permitiendo que la corriente 704, que se extrae como producto líquido, quede libre de H₂S y de hidrocarburos livianos. De esta forma, dicha corriente se encuentra en condiciones óptimas para su posterior separación en C₃'s, C₄'s y gasolina, siendo impulsada por la bomba J-153 para los equipos aguas abajo.

Por otro lado, los compuestos livianos despojados son extraídos por la corriente 686 desde el tope del equipo y retornan hacia la entrada del acumulador F-150B, con el fin de que estos compuestos puedan llegar al tren de absorbedores y terminen en el sistema de Fuel Gas. Para su simulación se consideran los siguientes datos.

Tabla 3.6. Datos de diseño E-150B y sus equipos anexos.

Etapas	36
Presión tope	14,99 kg/cm ²
Presión fondo	15,24 kg/cm ²
Calor Rehervidor C-153	19.329.390 kJ/h
Calor Pre-calentador C-152/B.	3.220.151 kJ/h
Diferencial presión J-152/S.	4,59 kg/cm ²

3.3.5. Simulación columnas de destilación E-152/B y E-153/B

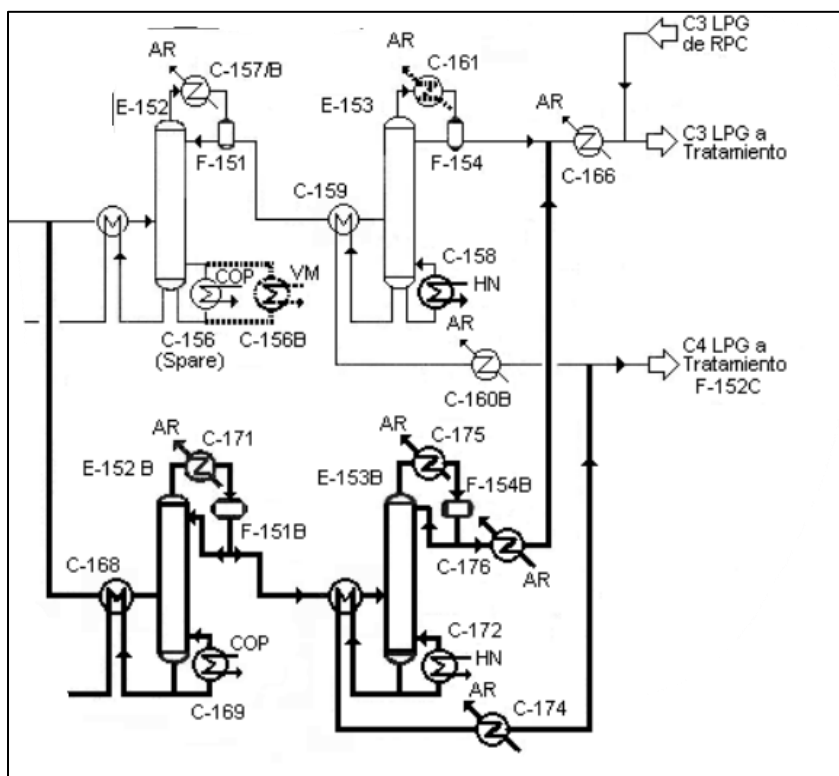


Figura 3.4. Diagrama de tren de columnas de destilación. Fuente: ENAP, 2001.

La última sección de URL corresponde a dos trenes paralelos, cada uno conformado por dos columnas de destilación. Estas columnas permiten separar mezclas de hidrocarburos según sus puntos de ebullición, mediante el contacto en contracorriente entre vapor ascendente y líquido descendente.

La corriente líquida 704, proveniente del fondo del stripper, se divide en dos flujos que alimentan las columnas Debutanizadoras E-152 y E-152B, ubicadas al inicio de cada tren. Estas columnas permiten C₄'s y componentes más ligeros, que se extraen por el tope, mientras que compuestos más pesados, como pentanos y gasolina, se retiran por el fondo. Estos productos del fondo son posteriormente enviados a la unidad de hidrotratamiento de gasolina (HDG), donde se remueven los compuestos azufrados, dejando la corriente apta para su almacenamiento y comercialización.

Por su parte, la corriente del tope, rica en C₃'s y C₄'s (LPG) ingresa a una segunda etapa de separación. En esta, los propanos y propilenos (C₃'s) se recuperan por el tope de las columnas Depropanizadoras E-153/B, y son enviados a un sistema de tratamiento con Dietanolamina (DEA), para la remoción de H₂S. Los C₄'s, extraídos por el fondo, son derivados hacia un lavador cáustico. Tras estos tratamientos, tanto los C₃'s como los C₄'s se encuentran listos para su almacenamiento.

Para la simulación de estos equipos, se utiliza la siguiente información.

Tabla 3.7. Datos de diseño E-152/B y E-153/B.

	E-152	E-152B	E-153	E-153B
Etapas	27	30	23	30
Destilado (kmol/h)	325,9	325,9	111,7	167,4
Producto fondo (kmol/h)	370,1	370,1	149,2	223,8
Razón de reflujo	2,054	2,054	4,4	3,41
Presión tope/fondo (kg/cm²)	13,12 / 13,23		17,28 / 17,35	

3.3.6. Simulación con datos operativos

Una vez listo el modelo con datos de ingeniería, se actualiza el modelo para reflejar las condiciones reales de operación actuales. En cuanto a las corrientes de carga, estas mantienen una configuración similar a la definida en la ingeniería básica como se muestra en Figura 3.1; sin embargo, se incorporan nuevas contribuciones, como LPG proveniente de MHC (Mild Hydrocracking) e Isomerización, gases de TV I y TV II, más gasolina proveniente de FCC, que se está cargando en esta zona dado el bypass que tiene equipo E-150A. Por otro lado, en la operación actual no se considera la alimentación de Off Gas proveniente de CCR.

A continuación, se muestran corrientes a considerar para la caracterización de la carga en operación.

Tabla 3.8. Tags de tomas muestras e instrumentación para caracterizar carga a URL.

Nº	Descripción	Medición de componencial	Medición de flujo
553	Gases de FCC y otras plantas	H-150	01:FI533
606	Agua de lavadores cáusticos de C4	-	01:FI050
678	Reciclo de E-150A	-	-
686	Reciclo de E-150B	-	01:FI070
790	LPG de MHC	H-1216	12:FC202
791	LPG de CCR	H-654	06:FC513
792	LPG de Topping I	H-30	04:FC028
793	LPG de Topping II	H-430	00:FC028
794	LPG de Isomerización	H-352	03:FC385
554	Bypass de gasolina de E-150A	H-102	01:FC026B
565	Off-gas de TV I y TV II	H-401	04:FI023

Además, para simular el Absorbedor Primario E-150A el flujo de líquido absorbente se caracteriza por las mediciones del instrumento 01:FC026 y del análisis componencial H-102. Para el caso del Absorbedor Secundario E-151, el COL es medido por 01:FC057 y H-103 respectivamente.

Por otro lado, mediante el programa PI Vision se actualizan los parámetros operacionales. Las principales modificaciones corresponden a la presión de descarga de J-150, las temperaturas de salida de C-150B/C, las presiones de operación de las columnas y la temperatura de alimentación a estas, además de la actualización de las razones de reflujo en las columnas de destilación.

3.4. Validación Modelo

Para la validación del modelo se deben verificar que los datos entregados por la simulación sean cercanos a los entregados por la instrumentación de la planta. Para esto, la comparación se centra en las siguientes corrientes, en donde se tienen toma muestras para comparar los resultados componenciales.

Tabla 3.9. Tags de tomas muestras e instrumentación para verificar modelo.

Nº	Descripción	Medición de componencial	Medición de flujo	Medición de temperatura
655	Fuel Gas obtenido de tope de E-151	H-152	01:FI058	01:TI053
171	Propano y propileno de tope de E-153	H-173	01:FC72C	01:TI528
811	Propano y propileno de tope de E-153B	H-173B	01:FC529	01:TI550
831	Mezcla de C ₄ 's de fondo de E-153 y E-153B	H-174D	01:FC526 + 01:FC065	01:TI056 y 01:TI546

Estos datos son verificados para los días 2 de febrero y 13 de junio de este año, los cuales fueron escogidos debido a su disponibilidad de análisis de componenciales y concordancia en balances de materia de la unidad. Asimismo, para analizar la validez de este modelo se usan los parámetros estadísticos desviación absoluta (AD) y desviación absoluta promedio (AAD) (Ver 7.3).

3.5. Ingreso datos internos de columnas

Una vez terminada la simulación, por medio de la sección “Internals” del programa Aspen HYSYS se ingresan los datos de las bandejas a cada columna, con el fin de conocer el comportamiento de estas. Estos datos se encuentran resumidos en la siguiente tabla y en 7.2 se puede ver un desglose más detallado de la información utilizada.

Tabla 3.10. Resumen datos internos de columnas.

Columna	Tipo de válvula	N° de Válvulas	Diámetro interno (m)	N° de pasadas
E-150A Superior	Koch-Glistch Flexitray	112	1,524	1
E-150A		67	1,066	
E-151				
E-150B	Koch-Glistch Ballast	138 / 142	1,830	2
E-152	Koch-Glistch Flexitray	150 / 225	1,676	1 y 2
E-153		70 / 140	1,067 y 1,524	1
E-152B	Nutther BDH	308 / 414	2,400	1 y 2
E-153B		172 / 206	1,700	

3.6. Búsqueda de mejoras

Una vez terminados y aprobados los modelos de simulación de URL, tanto con los datos de ingeniería básica y con datos operativos, se procede a la búsqueda de mejoras operacionales. Para esto, en primer lugar, se busca identificar variables que presenten desviaciones respecto a los valores definidos en la ingeniería básica, con el fin de analizar sus causas y determinar si dichas desviaciones abren oportunidades de mejoras.

Por otro lado, se evalúa el impacto de modificar variables de operación claves, específicamente aquellas que es conocido que se pueden ajustar en planta. Adicionalmente, se utiliza la herramienta “Sensitivity Analysis” de Aspen HYSYS para realizar un estudio más profundo del efecto de distintas variables sobre la eficiencia de separación de las columnas y/o la eficiencia energética global de la unidad.

4. Resultados y discusión

4.1. Resultados simulación con datos de ingeniería básica

A continuación, se muestran imágenes del modelo de URL para los datos de ingeniería básica en Aspen HYSYS. En 7.4 se puede ver con más detalle la simulación de las columnas.

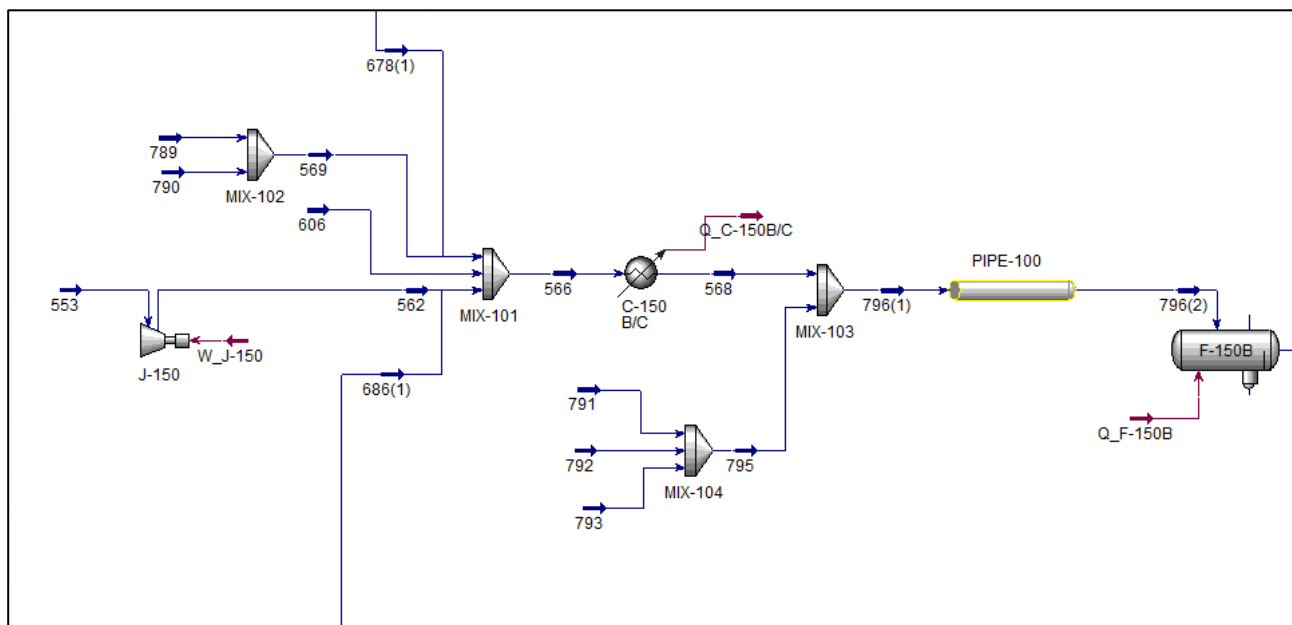


Figura 4.1. Resultados Simulación con datos de ingeniería básica, parte 1. Fuente: Elaboración propia.

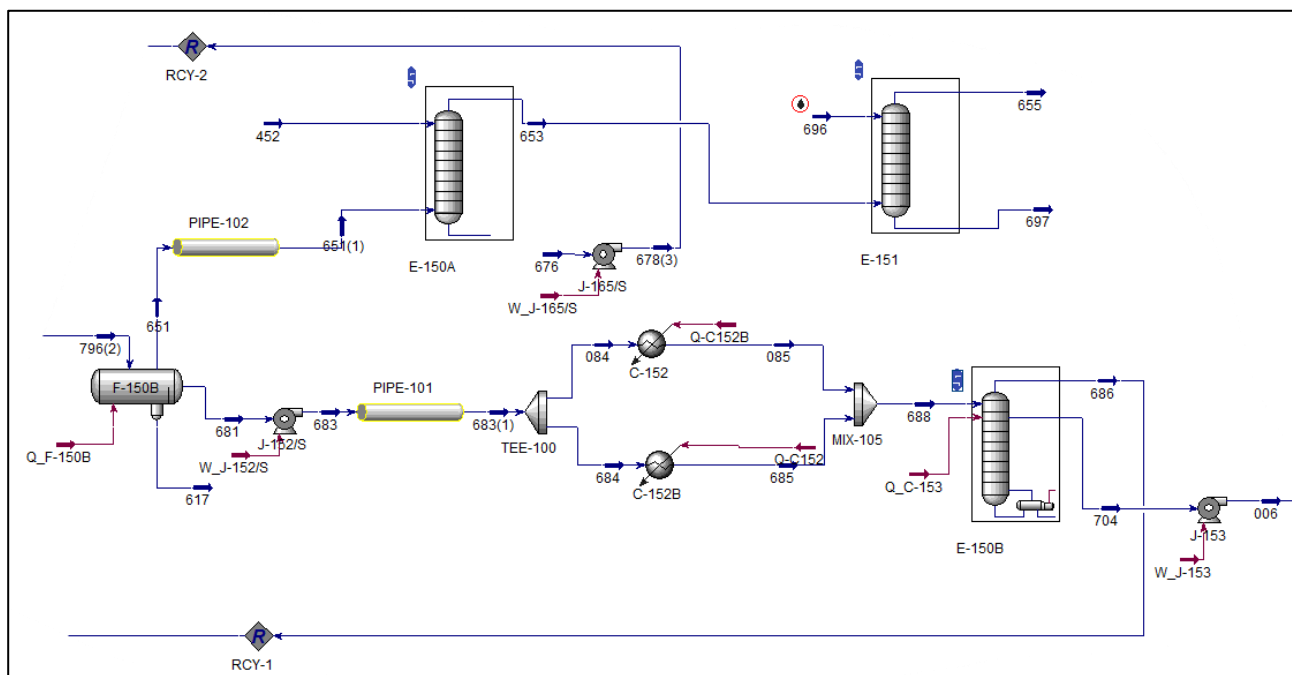


Figura 4.2. Resultados Simulación con datos de ingeniería básica, parte 2. Fuente: Elaboración propia.

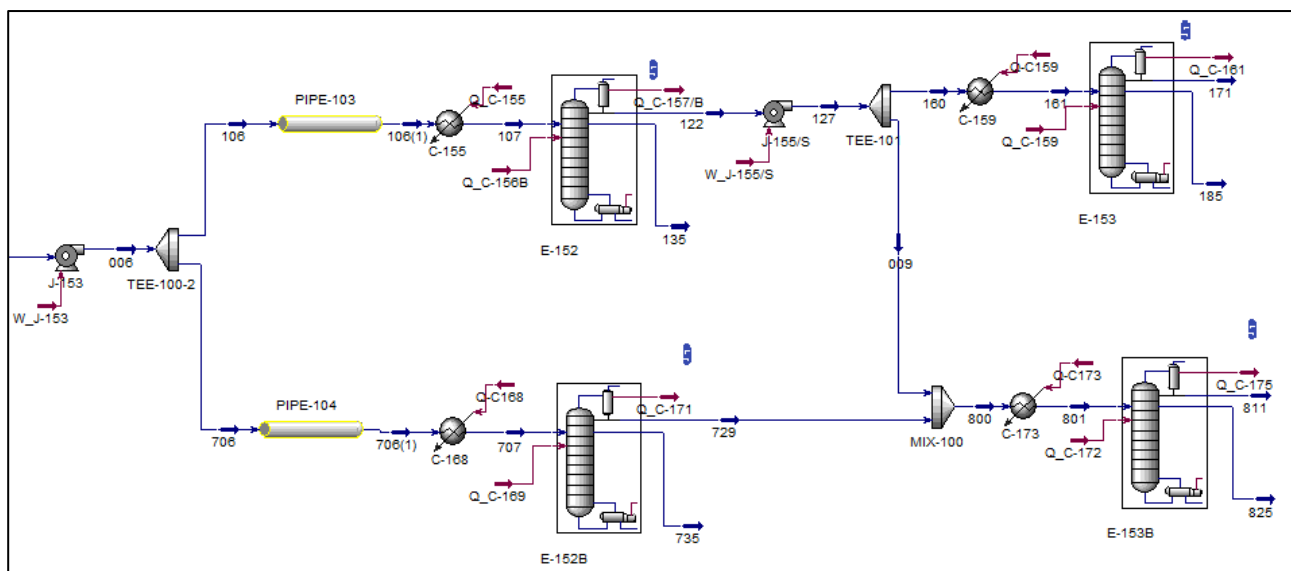


Figura 4.3. Resultados Simulación con datos de ingeniería básica, parte 3. Fuente: Elaboración propia.

Luego, se comparan los resultados dado por la simulación para cada equipo respecto al flujo molar y temperatura. Sin embargo, la presión no se compara, ya que esta al ser un dato que se debe entregar al programa para la simulación, en todos los casos se usó el valor ya entregado por la ingeniería básica.

4.1.1. Resultados acumulador F-150B

El primer equipo simulado corresponde al acumulador F-150B, al cual ingresa la carga total de la unidad. Los resultados se pueden ver en Tabla 4.1, donde se obtiene que las variables mostradas se predicen con errores absolutos menores al 0,5%.

Tabla 4.1. Comparación resultados simulación F-150B con Ingeniería Básica.

N°	Descripción	Ingeniería Básica		Modelo	
		F (kmol/h)	T (°C)	F (kmol/h)	T (°C)
651	Gases de tope hacia E-150A	895,4	37,9	894,1	37,9
681	Líquido hacia E-150B	1985	37,9	1987	37,9
617	Agua ácida hacia FFC	174,8	37,9	174,5	37,9

4.1.2. Resultados tren de absorción

Para el diseño del equipo E-150A, se trabaja en la opción “Subflowsheet” del programa, dado que se tienen que hacer modificaciones al absorbedor que por defecto entrega HYSYS, con el fin de incorporar la separación física que hay entre las dos torres, las corrientes que las conectan, más los dos enfriamientos intermedios, quedando el diseño simulado tal como se observa en la Figura 4.4

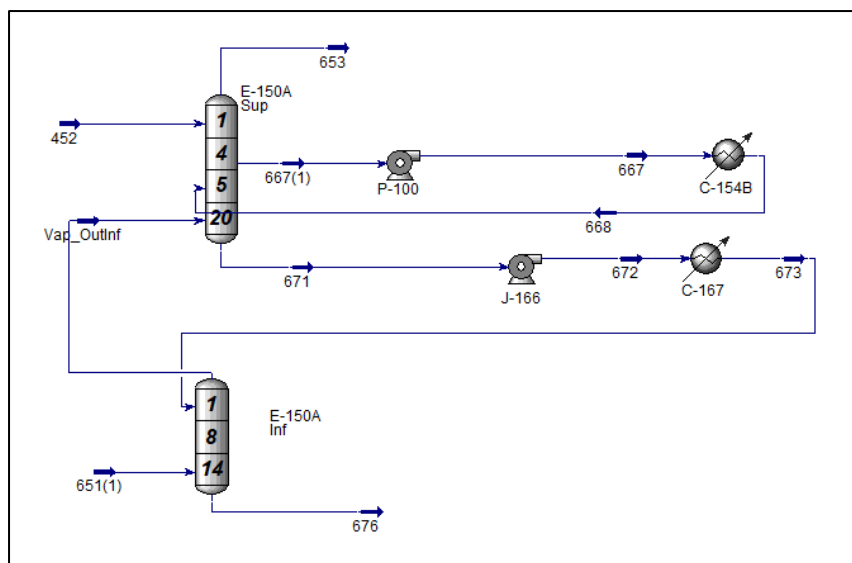


Figura 4.4. Diseño interior de E-150A en simulación. Fuente: Elaboración propia.

Respecto a los resultados de la simulación en la Tabla 4.2 se puede observar cómo los flujos molares de las corrientes se predicen con gran precisión, teniendo todo un error absoluto menor o igual al 1%.

Sin embargo, las temperaturas simuladas muestran desviaciones superiores, siendo la temperatura de tope un 2,04 % y la de fondo un 3,25 % superior respecto a la ingeniería básica. Esta diferencia se explica por la forma en que se simuló la corriente de líquido absorbente, ya que un 65,7% de la componencial de este flujo se reporta en la categoría “C₆+Pesados”, sin especificar cuáles son exactamente tales compuestos pesados, por lo que esta fracción en el modelo se distribuye entre hidrocarburos de C₆'s a C₁₀'s, con el objetivo de igualar el peso molecular reportado en ingeniería básica. Si bien esta estimación da un aproximado de la corriente, no la está simulando exactamente igual a la verdadera, lo que modifica el equilibrio líquido-vapor a lo largo de la columna y genera un perfil de temperatura levemente más alto.

Tabla 4.2. Comparación resultados simulación E-150A con Ingeniería Básica.

N°	Descripción	Ingeniería Básica		Simulación HYSYS	
		F (kmol/h)	T (°C)	F (kmol/h)	T (°C)
452	Líquido absorbente	630,9	37,8	630,9	37,8
653	Gases de tope a E-151	521,8	47,7	520,2	49,1
667	Entrada a C-154B	768,5	45,5	768,4	48,4
668	Salida de C-154B		32,2		36,7
672	Entrada a C-167	869,8	42,66	869,4	45,5
673	Salida a C-167		32,22		35,5
676	Líquido de fondo	1005	46,1	1005	47,6

Por otro lado, los resultados de la simulación para E-151 se reportan en la Tabla 4.3, donde se evidencia una correcta predicción del balance de masa con errores menores al 1%. Respecto a las temperaturas se muestran desviaciones levemente mayores de hasta el 2,5% en la corriente de COL, que pueden estar influenciadas por la mayor temperatura de entrada de gas al equipo.

Tabla 4.3. Comparación resultados simulación E-151 con Ingeniería Básica.

N°	Descripción	Ingeniería Básica		Simulación HYSYS	
		F (kmol/h)	T (°C)	F (kmol/h)	T (°C)
696	Líquido absorbente	132,8	32,2	132,8	32,2
655	FG de tope a tratamiento	459,8	41,0	461,9	41,7
697	COL de fondo	194,9	58,6	191,1	59,9

Además, se sabe que uno de los fines principales de este tren de absorción es recuperar livianos valiosos. En los datos de diseño de la ingeniería básica se tiene que este sistema recupera un 91% de los C₃'s y 93% de los C₄'s, mientras que en la simulación se obtiene una recuperación del 92% de ambos. Asimismo, los componenciales en general se simulan con gran exactitud, tal como se muestra en Figura 4.5 y se cuenta con una desviación absoluta media (AAD), parámetro comúnmente utilizado para medir la precisión de simulaciones, del 0,15%.

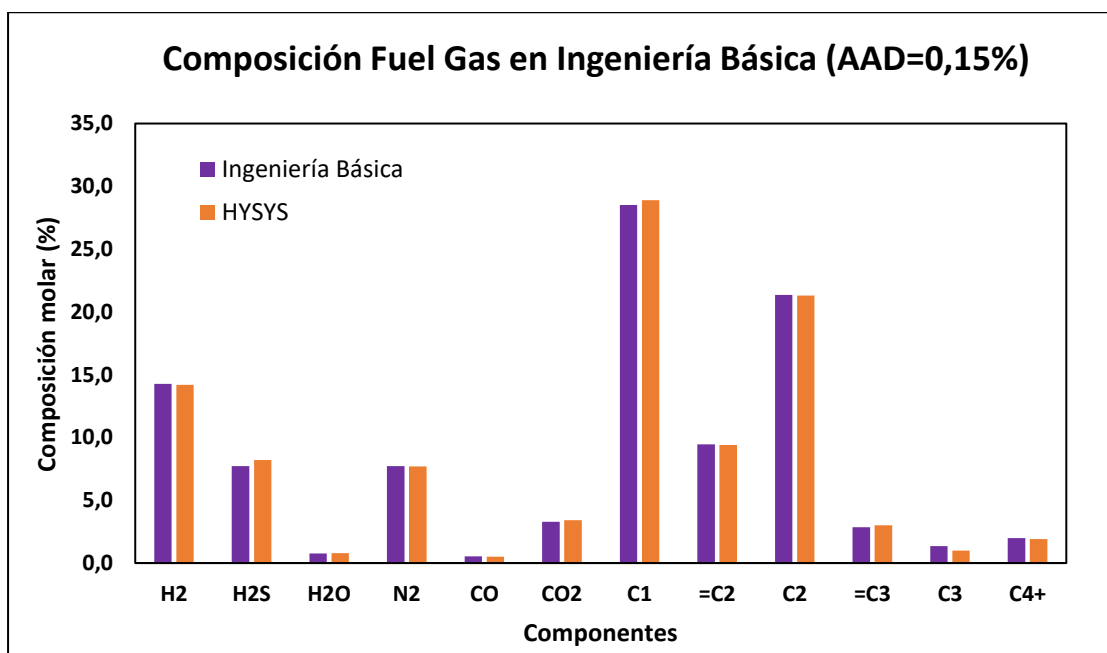


Figura 4.5. Componenciales de modelo e ingeniería básica en FG a tratamiento. Fuente: Elaboración propia.

4.1.3. Resultados Stripper E-150B

En base a los resultados mostrados en Tabla 4.4, se tiene una correcta simulación del equipo E-150B, ya que todas las propiedades mostradas se predicen con menos de un 1% de error absoluto, con excepción de la temperatura de gas de tope cuyo error es del 2,56%, lo cual sigue siendo un error bajo.

Respecto a la recuperación de gases livianos por el tope, el cual es el fin de este equipo, se tiene que se recuperan un 100% de etanos y metanos, al igual que en la ingeniería básica, mientras que en modelo se obtiene un 99,99% de recuperación de H₂S, comparado con una recuperación del 99,33% en ingeniería básica. Con esto se concluye que la recuperación de estos compuestos se simula de manera correcta, ya que se tienen diferencias mínimas.

Tabla 4.4. Comparación resultados simulación E-150B con Ingeniería Básica

N°	Descripción	Ingeniería Básica		Simulación HYSYS	
		F (kmol/h)	T (°C)	F (kmol/h)	T (°C)
688	Alimentación a E-150B	1985	55,7	1987	55,7
686	Gases de tope	593,9	58,5	593,8	60,0
704	Líquido de fondo	1391	107	1393	107
701	Hacia rehervidor de fondo	2288	88,8	2288	89,3
703	Salida rehervidor de fondo		107		107

4.1.4. Resultados Debutanizadoras E-152 y E-152B

En la Tabla 4.5 se puede observar la comparación entre el modelo simulado y los datos de ingeniería básica para ambas columnas Debutanizadoras. En términos generales se nota una alta concordancia entre los flujos molares y las temperaturas para ambos casos, teniendo tanto en los flujos molares de salidas como internos del equipo errores absolutos menores al 0,5%, mientras que para las temperaturas los errores no superan el 3%. Esto demuestra que el modelo predice correctamente tanto el comportamiento general, como el comportamiento interno de la columna, dándole validez al modelo.

También, es relevante considerar que uno de los roles fundamentales de este equipo es la estabilización de gasolina por el fondo, es decir, obtener gasolina sin remanentes significativos de livianos como C₄'s, para luego ingresar a una planta de hidrotratamiento (HDG), en donde se le remueven los compuestos azufrados sobrantes mediante hidrodesulfuración selectiva.

Dado lo anterior, se verifica si hay existencia de arrastre de C₄'s en la gasolina ya estabilizada para ambos casos, reportándose en la ingeniería básica un contenido de C₄'s del 0,72 %, mientras que en la simulación este valor es aún menor, de solo 0,14 %. En ambos casos, se trata de una fracción mínima que confirma la adecuada eficiencia de separación del sistema.

Tabla 4.5. Comparación resultados simulación E-152 y E-152B con Ingeniería Básica

N°	Descripción	Ingeniería Básica		Simulación HYSYS	
		F (kmol/h)	T (°C)	F (kmol/h)	T (°C)
107	Alimentación a E-152	695,8	116	695,5	116
707	Alimentación a E-152B				
126	Reflujo tope E-152	669,5	58,0	669,6	59,1
726	Reflujo tope E-152B				
122	Destilado de E-152	325,9	58,0	325,9	59,1
729	Destilado de E-152B				
132	Salida rehervidor de E-152	2050	179	2050	174
732	Salida rehervidor E-152B				180
135	Gasolina de fondo E-152	369,8	171	370,5	174
735	Gasolina de fondo E-152B				

4.1.5. Resultados Depropanizadoras E-153 y E-153B

Por último, los resultados de la simulación de las columnas Depropanizadoras se pueden ver en la Tabla 4.6, de la cual se obtienen conclusiones similares al caso anterior, en donde los errores para los flujos no pasan del 0,5% y las temperaturas del 3%.

Tabla 4.6. Comparación resultados simulación E-153 y E-153B con Ingeniería Básica

N°	Descripción	Ingeniería Básica		Simulación HYSYS	
		F (kmol/h)	T (°C)	F (kmol/h)	T (°C)
161	Alimentación a E-153	260,7	71,1	260,7	71,1
801	Alimentación a E-153	391,1		391,1	
169	Reflujo tope E-153	491,5	48,7	491,9	49,8
809	Reflujo tope E-153B	-		571,2	
171	Destilado de E-153	111,7	48,7	111,8	49,8
811	Destilado de E-153B	167,6		167,5	
182	Salida rehervidor de E-153	1980	106	1979	105
822	Salida rehervidor de E-153B	-		2453	
185	Producto de fondo E-153	149,0	105	148,9	105
825	Producto de fondo E-153B	223,5	105	223,6	

Para este caso, las funciones de estas columnas son obtener una mezcla de propano y propileno (C_3 's) por el tope y de hidrocarburos de 4 carbonos por el fondo (C_4 's), con la menor cantidad de remanente de otros compuestos para su posterior tratamiento. Así, en los siguientes gráficos se muestra cómo se cumple con tal objetivo.

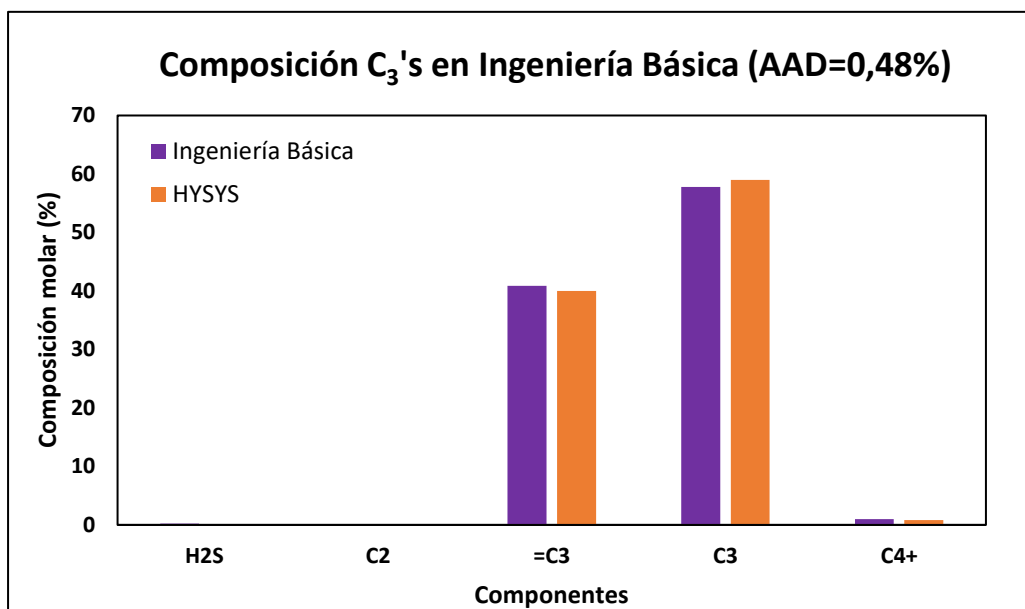


Figura 4.6. Componentes de ingeniería básica y HYSYS en tope de E-153/B. Fuente: Elaboración propia.

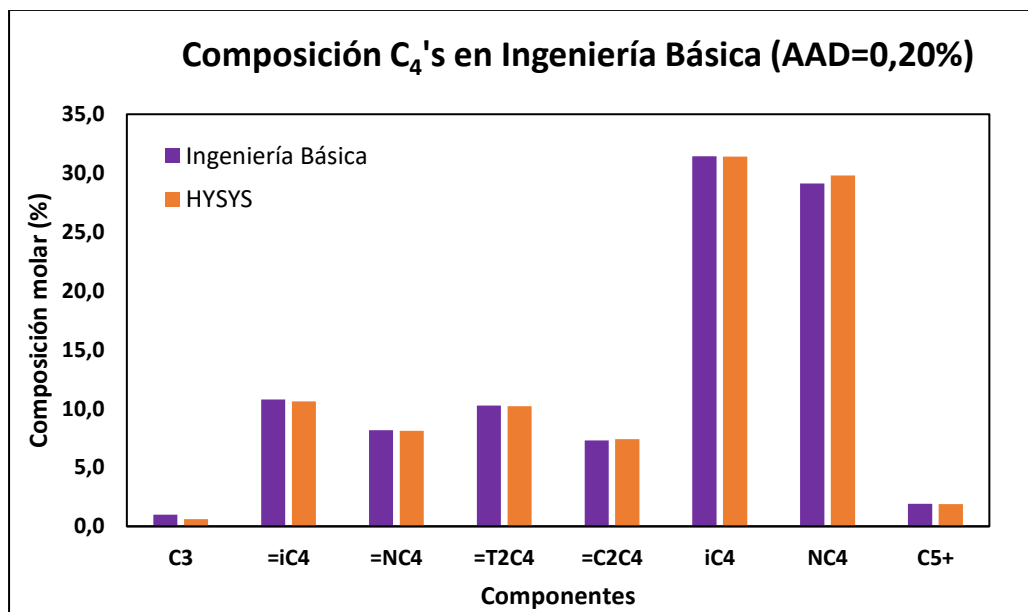


Figura 4.7. Componentes de ingeniería básica y HYSYS en fondo de E-153/B. Fuente: Elaboración propia.

4.2. Resultados Simulación con Datos Operativos

La simulación de los equipos es similar a lo ya mostrado en las Figura 4.2 y Figura 4.3, mientras que la zona de las corrientes que alimentan a URL tiene modificaciones menores, tal cómo se puede ver en Figura 7.6 en anexos.

A continuación, se muestra la comparación de los resultados obtenidos para la simulación con datos operativos. En cuanto al acumulador F-150B no se cuenta con la instrumentación necesaria para validar tales resultados, por lo que el análisis se inicia directamente desde el tren de absorción.

4.2.1. Resultados tren de absorción

Respecto a la predicción de la salida de FG a tratamiento, según lo mostrado en la Tabla 4.7, se tiene que este flujo de salida se predice con muy buena precisión, teniendo solo un error del 0,1%. Por otra parte, la simulación de las temperaturas no es tan exacta, ya que la temperatura de fondo del absorbedor secundario tiene un error del 0,7%, mientras ambas temperaturas de tope de los absorbedores que conforman este tren tienen un error cercano al 4%.

Tabla 4.7. Comparación resultados simulación tren de absorción con datos operativos.

Nº	Descripción	Tipo de medición	Medición	HYSYS
653	Gases a E-151	Temperatura (°C)	43,2	44,9
655	FG a tratamiento	Temperatura (°C)	46,8	48,8
		Flujo molar (kmol/h)	294,9	294,7
697	COL fondo E-151	Temperatura (°C)	43,2	42,9

En cuanto a la predicción de los componentes, se compara los resultados dados por HYSYS con los datos operativos, tal como se muestra en la Figura 4.8, teniendo el modelo un AAD del 1,13%, lo cual, si bien es mayor al dado para los datos de diseño, sigue estando dentro de los parámetros aceptables.

Además, en esta figura se añade una columna con los datos reportados por la ingeniería básica, con el fin de analizar el cambio de componencial con el paso de los años. Por un lado, se puede ver como el H₂S ha disminuido, lo cual se debe al cambio de crudo que se alimenta a la refinería, pasando de un crudo con alta composición de compuestos azufrados a uno más dulce.

También, se puede evidenciar la variación de las composiciones de monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO₂), donde el primer compuesto ha disminuido y el segundo aumentado. Esta desviación tiene su explicación en lo que ocurre aguas arriba de este proceso, específicamente en el

regenerador del Cracking Catalítico, ya que en este equipo sucede una combustión del coque que se encuentra tapando los sitios activos del catalizador del cracking, con el fin de liberar estos sitios y que queden disponibles para las reacciones de craqueo. Antes, este proceso de regeneración tenía una combustión incompleta, lo que explica los altos niveles de CO para los datos de diseño, mientras que ahora esto sucede por medio de combustión completa, aumentando así la generación de CO₂.

Por otro lado, se puede apreciar un aumento de concentración de N₂ en la muestra para los datos actuales. Este cambio se origina en el convertidor de FCC, ya que actualmente se ingresa N₂ con el fin de fluidizar el lecho, mientras que antes esto se realizaba por medio de vapor.

Por último, se puede ver cómo actualmente la corriente de fuel gas tiene una mayor concentración de C₃'s y C₄'s respecto a los datos de diseño, lo cual indica que se pueden hacer mejoras en esta área.

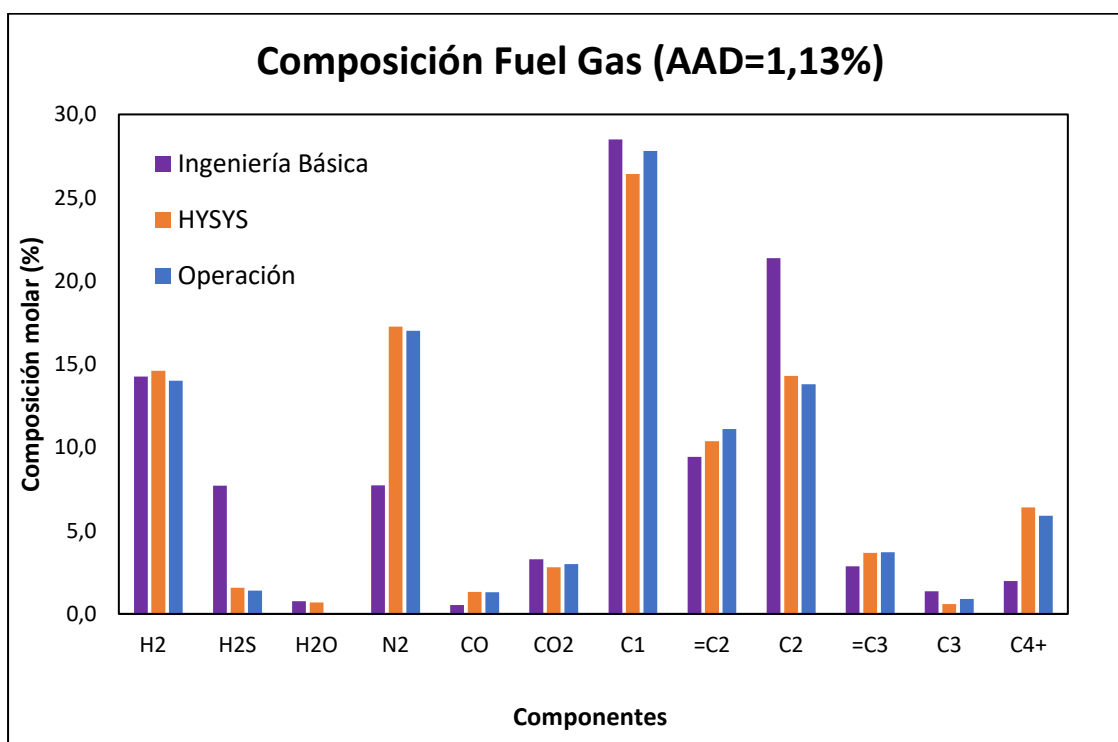


Figura 4.8. Componentes de ingeniería básica, HYSYS y operación en FG a tratamiento. Fuente: Elaboración propia.

4.2.2. Resultados Stripper E-150B

Según lo visto en la Tabla 4.8, se puede constatar que la simulación para el equipo E-150B predice de forma correcta su funcionamiento, ya que todos los parámetros cuentan con un error menor del 1%.

Tabla 4.8 Comparación resultados simulación Stripper E-150B con datos operativos.

N°	Descripción	Tipo de medición	Medición	HYSYS
688	Alimentación a E-150B	Flujo volumétrico (m ³ /h)	165,5	165,4
686	Gases de tope	Temperatura (°C)	55,2	55,4
704	Líquido de fondo	Flujo molar (kmol/h)	1306	1302
703	Boilup de E-150B	Temperatura (°C)	98,2	99,6

Por otro lado, se observa que la temperatura de fondo actual es menor a la dada por la ingeniería básica. Además, al analizar la componencial de la corriente de fondo en HYSYS, se puede ver que tiene trazas considerables de H₂S y etano.

4.2.3. Resultados Debutanizadoras E-152 y E-152B

Unos de los últimos equipos incorporados en el modelo corresponden a las columnas de destilación Debutanizadoras E-152 y E-152B, en donde, tal como se muestra en la Tabla 4.9, los flujos obtenidos por la simulación cuentan con un error menor del 0,5%.

Tabla 4.9. Comparación resultados simulación columnas E-152/B con datos operativos.

N°	Descripción	Tipo de medición	Medición	HYSYS
107	Alimentación a E-152	Flujo molar (kmol/h)	586,2	585,9
707	Alimentación a E-152B		719,4	716,1
135	Gasolina de E-152		294,1	293,9
735	Gasolina de E-152B		397,8	395,9

Sobre el componencial de las gasolinas, se tiene que cuentan con aproximadamente un 12% de C₄'s, lo cual indica que en la columna no está ocurriendo la separación del todo bien.

Respecto a las temperaturas, en Figura 4.9 se puede ver cómo las temperaturas al interior de las columnas dadas por el modelo se asemejan a la realidad operativa. Sin embargo, las temperaturas simuladas para las corrientes de destilado, representadas como etapa 0 en la figura, no se reproducen con precisión, ya que en operación estas variables alcanzan aproximadamente los 40°C, mientras que en el modelo están a 50°C, lo cual es un error cercano al 25%.

Una posible explicación para este error es que, en el modelo no se considera la presencia de N₂ en la alimentación a la columna. Sin embargo, los análisis de composición muestran que existe un pequeño remanente de este gas inerte en la corriente, lo que generaría la reducción de la presión parcial de la corriente y por ende una disminución en la temperatura de condensación.

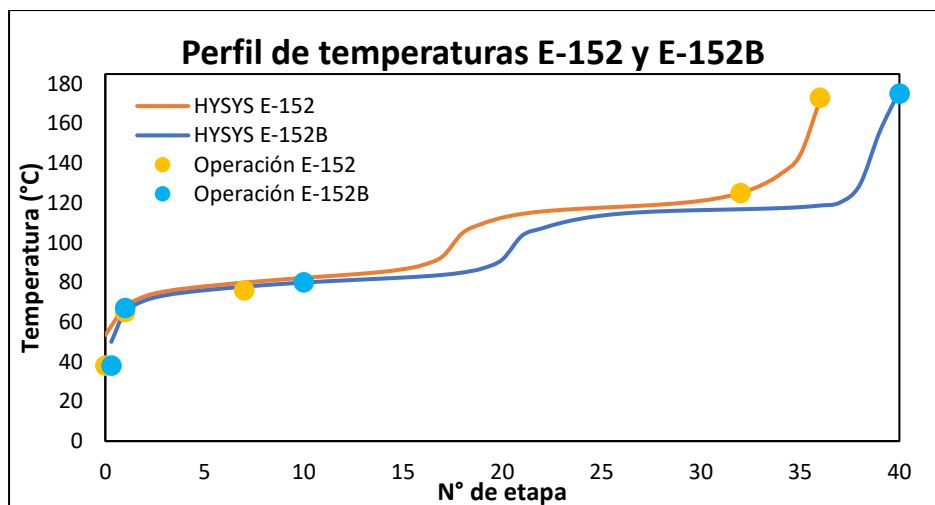


Figura 4.9. Perfil de temperaturas columnas E-152 y E-152B. Fuente: Elaboración propia.

4.2.4. Resultados Depropanizadoras E-153 y E-153B

Por último, se consideran en la simulación las columnas Depropanizadoras E-153 y E-153B, en donde los errores para los flujos de alimentación son cercanos al 0%. Sin embargo, para los productos de salidas estos errores son mayores, llegando a ser del 4%, lo cual sigue siendo aceptable para el modelo.

Tabla 4.10. Comparación resultados simulación columnas E-153/B con datos operativos.

Nº	Descripción	Tipo de medición	Medición	HYSYS
161	Alimentación a E-153	Flujo molar (kmol/h)	292,1	292,0
801	Alimentación a E-153B		321,7	320,2
171	C3 de E-153		121,1	116,2
811	C3 de E-153B		132,2	137,0
185	C4 de E-153		171,0	175,8
825	C4 de E-153B		189,5	183,2

La composición de las corrientes de salida se muestra en las Figura 4.10 y Figura 4.11. La comparación se basa en la instrumentación disponible en planta, por lo que los C₃'s se evalúan por separado en cada columna, mientras que los C₄'s solo pueden compararse una vez mezcladas ambas corrientes.

Por un lado, la Figura 4.10 muestra un aumento en la concentración de propileno y una disminución de propano respecto a los datos de diseño. Esto se debe al uso del aditivo Z-M55 en el proceso de FCC, el cual es una zeolita con poros estrechos y de alta acidez que permite el craqueo de parafinas y olefinas, transformándolos en moléculas más pequeñas como propileno (Chen et al., 2024). Por otro lado, en la Figura 4.11 no se observan variaciones significativas respecto a los datos de diseño.

En cuanto a la validez de la simulación, si bien la predicción de las composiciones en todas las columnas de destilación no es tan precisa como en el modelo basado en datos de diseño, llegando a tener un AAD de hasta 1,56%, aún se considera aceptable para el modelo, ya que es cercano a lo reportado en literatura para casos similares. Por ejemplo, Pashikanti y Liu (2012) al desarrollar un modelo integrado para una unidad de FCC y URL, reportó un AAD del 1,2% para la predicción de las corrientes de C₃'s y C₄'s. De manera similar, Abidoye et al. (2018) obtuvo un AAD del 5% al simular un reactor de FCC, concluyendo que, pese a las discrepancias, el modelo representaba adecuadamente el comportamiento operativo de la unidad.

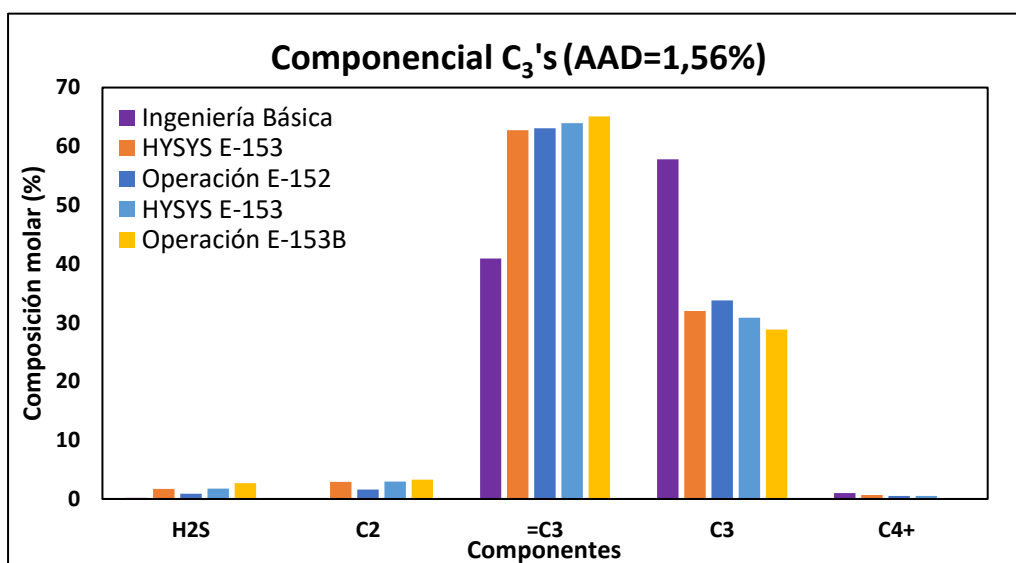


Figura 4.10. Componentes de ingeniería básica, HYSYS y operación en tope de E153/B. Fuente: Elaboración propia.

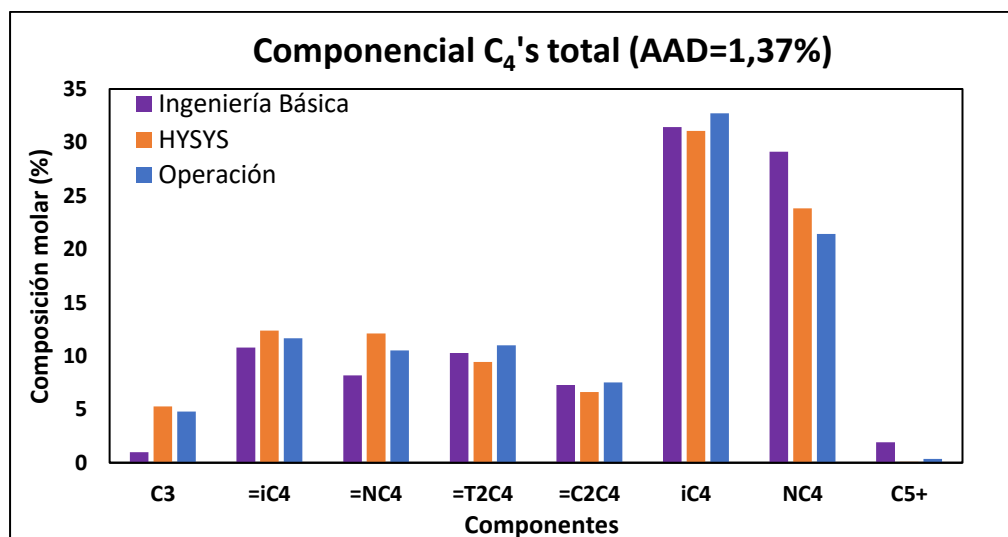


Figura 4.11. Componentes de ingeniería básica, HYSYS y operación en fondo de E153/B. Fuente: Elaboración propia.

Por último, se puede apreciar cómo se comporta el perfil de temperaturas para ambas columnas, en donde se reitera el mismo error que para las columnas E-152/B, sobre la temperatura del destilado.

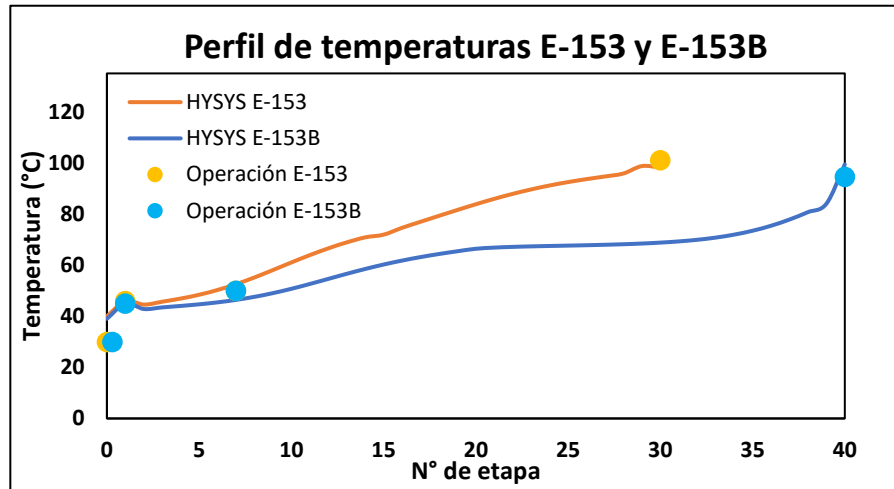


Figura 4.12. Perfil de temperaturas columnas E-153 y E-153B

4.3. Análisis comportamiento hidráulico columnas

En la simulación en Aspen HYSYS se entrega un resumen del comportamiento hidráulico al interior de los platos de las columnas en la sección de “Internals”. Por un lado, para el modelo con datos de diseño, se obtiene que para todas las columnas no se tienen problemas en las bandejas, estando siempre los flujos dentro del rango recomendable de líquido y vapor.

Sin embargo, para el caso del modelo con los datos operativos de la planta, para dos columnas (E-150A y E-150B) se muestran problemas, tal como se observa en las Figura 4.13 y Figura 4.14.

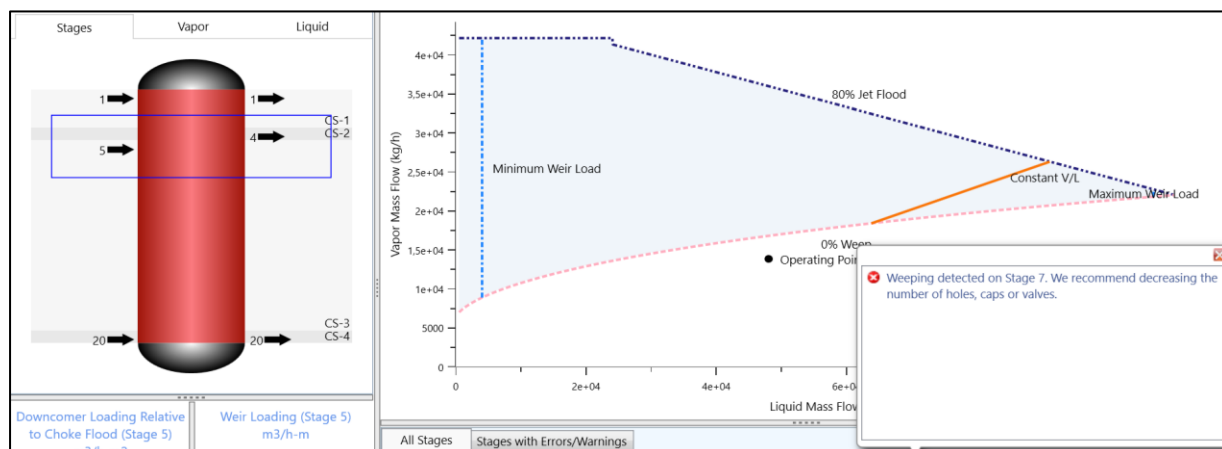


Figura 4.13. Internals de E-150A en operación. En rojo bandejas con problemas operativos. Fuente: Elaboración propia.

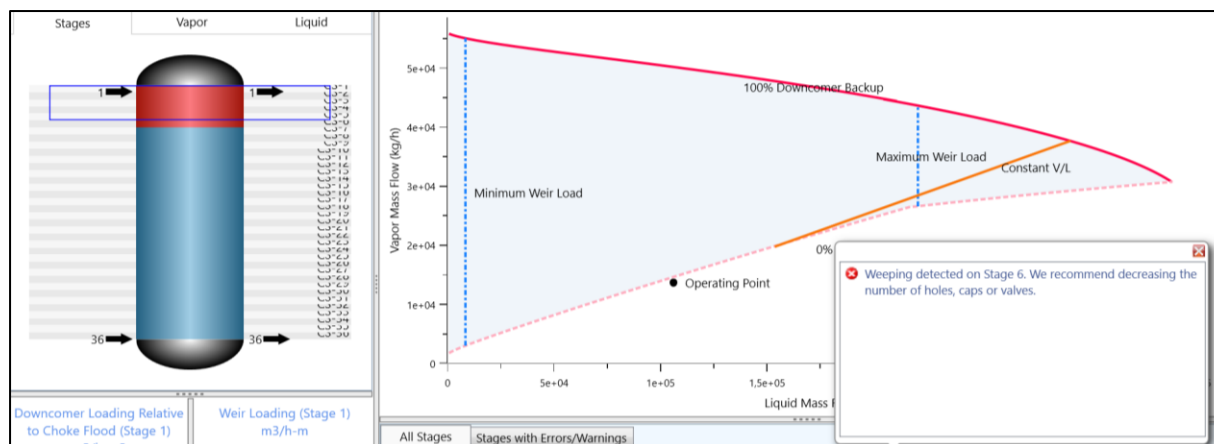


Figura 4.14. Internals de E-150B en operación. En rojo bandejas con problemas. Fuente: Elaboración propia.

Para ambos casos se presenta el fenómeno de weeping en los platos que se ilustran en rojo, lo cual significa que el vapor no tiene la suficiente fuerza para sostener el líquido sobre la bandeja, lo cual probablemente está ocurriendo por un bajo flujo de vapor. En el Absorbedor Primario, esto se respalda al verificar que la relación líquido/vapor (L/V) actual es mayor a la establecida en la ingeniería básica, lo que sugiere un exceso de líquido. En el caso del Stripper, se detecta una temperatura de fondo inferior a la reportada en la ingeniería básica, lo que implica una menor generación de vapor en esa zona.

4.4. Impacto de diferentes condiciones operativas y propuestas de mejoras

4.4.1. Variación flujos absorbentes en tren de absorción

Actualmente, el equipo E-150A cuenta con una recuperación por la corriente de fondo del 87,8% de C_3 's, la cual es cercana al valor de diseño de 88,6%. Sin embargo, la recuperación de C_4 's ha disminuido considerablemente a un 68,9%, comparada a un 89,2% con lo esperado por la ingeniería básica. Asimismo, en los datos de diseño la razón líquido/vapor es de 0,7, mientras que actualmente gira en torno a 1, lo que puede estar afectando a la eficiencia de separación. En base a esto, se analiza el impacto de variar este parámetro, específicamente al ir variando el flujo de absorbente.

A partir de la Figura 4.15, se evidencia que, al aumentar la relación L/V la recuperación de C_3 's mejora hasta alcanzar valores cercanos al 92%. En contraste, la recuperación de C_4 's disminuye progresivamente al aumentar este parámetro. En base a esto, la razón L/V recomendada depende de lo que se busque optimizar. Si el objetivo es recuperar más C_3 's, se recomienda operar con una razón L/V cercana a 0,7, ya que en este rango no se presenta el comportamiento de weeping y aumentos

adicionales no generan mejoras significativas en la recuperación. En cambio, si se privilegia la recuperación de C₄'s y la reducción de componentes livianos en el fondo, resulta conveniente operar con un L/V de 0,2, lo que difiere de lo establecido en la ingeniería básica, cuyo enfoque se orienta a optimizar la recuperación de C₃'s.

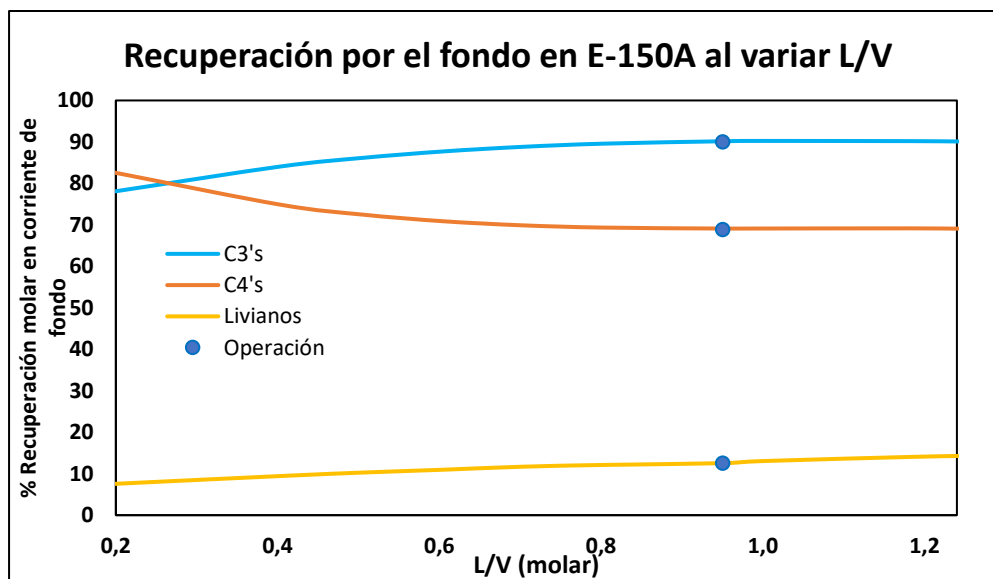


Figura 4.15. Efecto en la recuperación de C₃' y C₄'s en E-150A al variar razón L/V. Fuente: Elaboración propia.

Por otra parte, en el absorbedor secundario (E-151) la operación actual muestra una recuperación molar por el fondo de sólo un 7% de C₃'s y 21% de C₄'s, datos inferiores a los de diseño, los cuales son 18% y 43% respectivamente. Esto se puede explicar por la baja razón L/V que tiene el equipo actualmente, equivalente a 0,05, en contraste con el valor de diseño de 0,25. Por esta razón se analiza nuevamente el efecto de variar L/V, tal como se muestra en la Figura 4.16.

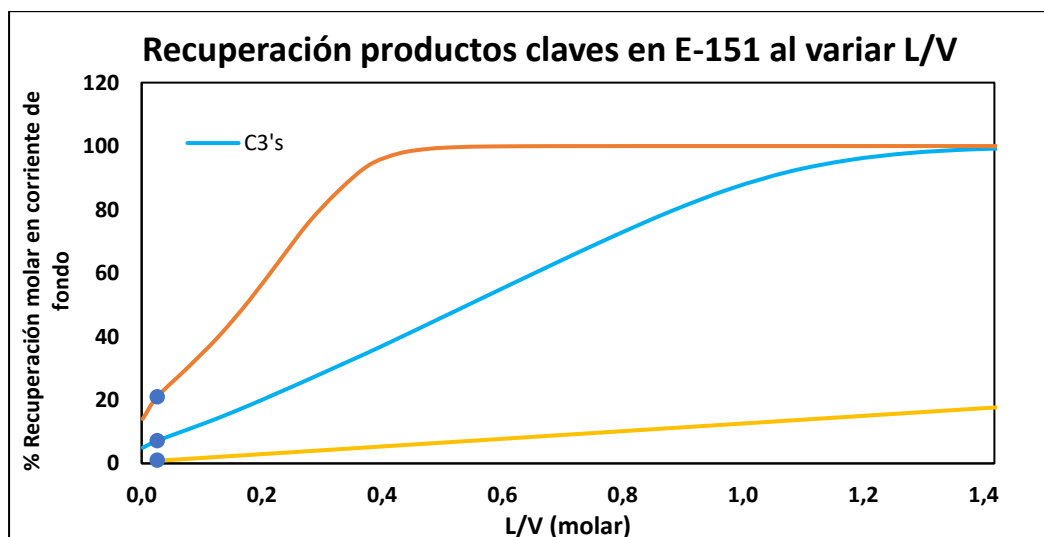


Figura 4.16. Efecto en la recuperación de C₃' y C₄'s en E-151 al variar razón L/V. Fuente: Elaboración Propia.

Si bien a mayor razón L/V y por ende mayor caudal de líquido, se tiene una mejor recuperación, para un L/V de 0,3 el equipo empieza a tener problemas en sus bandejas, al presentar el comportamiento de weeping, lo que provoca que se arrastren vapores por la corriente de fondo. Por esta razón, se recomienda operar el equipo con una razón de L/V igual a 0,25, en donde se logra una recuperación del 18% de C3 y 51% de C4, situación un poco mejor a la de diseño.

4.4.2. Mejorar recuperación de livianos en E-150B

Tal cómo se evidencia en sección 4.2.2, el Stripper E-150B está presentando una recuperación deficiente de ciertos compuestos livianos, ya que una fracción de estos se va por la corriente de fondo. En particular, la recuperación por el tope alcanza solo un 87% para el etano y un 62% para el H₂S, mientras que para los valores de diseño estas recuperaciones son prácticamente al 100%. Además, se sabe que en el interior del equipo algunas bandejas están teniendo el fenómeno conocido como weeping, lo cual se puede atribuir a una baja generación de vapor en la base de la columna. Por esta razón, se analiza el efecto de variar la temperatura de fondo, tal como se muestra en Figura 4.17.

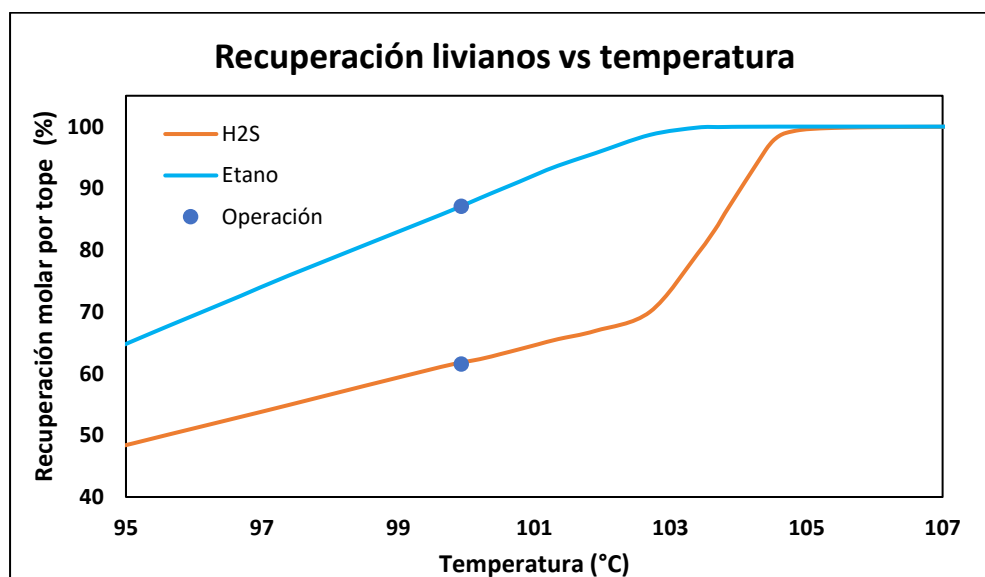


Figura 4.17. Recuperación de H₂S y etano en función de la temperatura de fondo del Stripper E-150B.

Cómo se observa, al aumentar la temperatura se mejora la recuperación de ambos compuestos. Para el caso del etano, a partir de 103°C en el fondo se alcanza una recuperación cercana al 100%, mientras que para el H₂S con 105°C se logra lo mismo. En base a esto, se recomienda operar el equipo con una temperatura de fondo de al menos 105 °C, ya que esta condición no sólo maximiza la recuperación de livianos, sino que también se reduce la ocurrencia del fenómeno de weeping en las bandejas.

4.4.3. Mejorar separación en columnas de destilación E-152 y E-152B

Otro de los problemas operativos, es la elevada concentración de compuestos C_4 's en la gasolina que se extrae por el fondo de las columnas Debutanizadoras E-152 y E-152B, teniendo actualmente un promedio de 12% en moles estas corrientes, al operar con una razón de reflujo cercana a 1 y temperaturas de fondo entre 170°C y 180 °C. Esta condición impacta negativamente a la unidad de hidrotratamiento de gasolina (HDG) ubicadas aguas abajo, ya que los compuestos C_4 's, al presentar una alta volatilidad tienden a evaporarse en el reactor, lo cual afecta al funcionamiento óptimo de este y por ende compromete la calidad del producto final.

En base a esto, se analiza el impacto que tiene la temperatura de fondo y la razón de reflujo sobre la composición de gasolina, tal como se muestra en Figura 4.18.

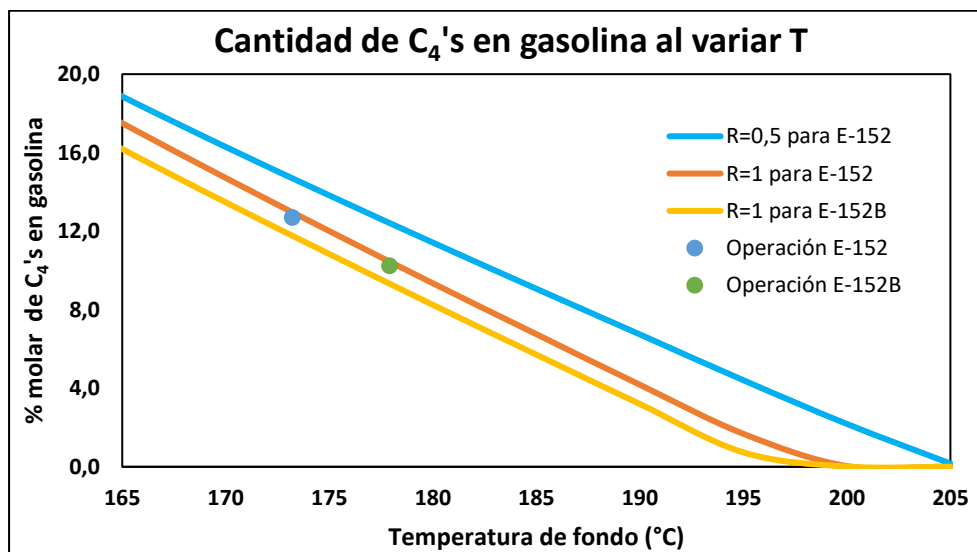


Figura 4.18. Variación de C_4 's en gasolina al variar temperatura y razón de reflujo. Fuente: Elaboración propia.

Se observa que, al aumentar la temperatura de fondo, se reduce la concentración de C_4 's en la gasolina. Sin embargo, un incremento excesivo de la temperatura provoca arrastre de compuestos C_5 's, hacia la corriente de destilado (ver Figura 7.7). Además, se encuentra que al aumentar la razón de reflujo mejora la eficiencia de separación, permitiendo una mayor purificación de las corrientes. No obstante, esto trae costos operativos mayores al generar mayores requerimientos energéticos al sistema.

Frente a estas consideraciones, se proponen distintos escenarios de operación para ambas columnas, iniciando con configuraciones que implican menores costos operativos, hasta llegar a condiciones más exigentes en términos energéticos, las cuales permiten alcanzar una mayor pureza en la separación.

Tabla 4.11. Configuraciones recomendadas para columnas E-152 y E-152B.

Columna	Razón de reflujo	T de fondo (°C)	% C4's en gasolina	% C5's en tope
E-152	1,1	185	3,9	0,0
E-152	1,1	190	1,4	0,7
E-152	1,3	195	1,6	0,4
E-152	2,1	200	0,0	1,7
E-152B	1,1	185	5,5	0,2
E-152B	1,1	190	3,0	0,8
E-152B	1,3	195	0,3	0
E-152B	2,1	200	0,0	0,5

4.4.4. Mejorar separación en columnas de destilación E-153 y E-153B

En cuanto al funcionamiento de las columnas de destilación E-153 y E-153B se tiene que por el tope se obtiene un flujo con alta pureza de propano y propileno. Sin embargo, por el fondo de estas columnas se tiene un arrastre de C₃'s cercano al 5%. Actualmente, ambas columnas operan con temperaturas de fondo en torno a los 100 °C, y con razones de reflujo de aproximadamente 2,0 en el caso de E-153 y 2,7 para E-153B. Dado a esto, se repite el análisis hecho con anterioridad para buscar puntos óptimos de operación.

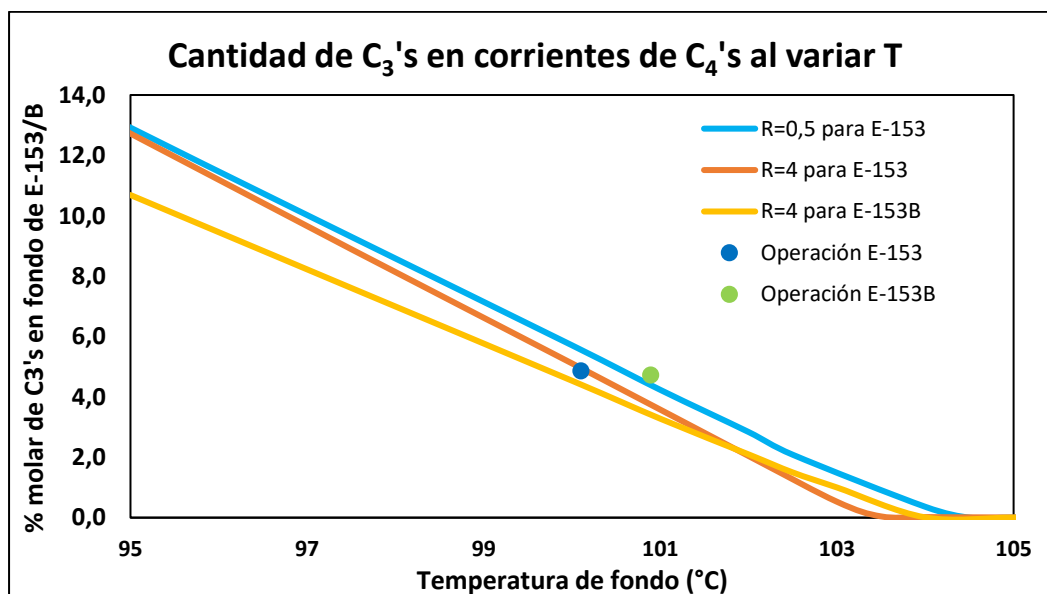


Figura 4.19. Variación de C₃'s en fondo de E-153/B al variar temperatura y razón de reflujo. Fuente: Elaboración propia.

Nuevamente se distingue la tendencia ya identificada en columnas anteriores, de lograr una corriente más pura por el fondo al aumentar la temperatura de esta área y la razón de reflujo. Sin embargo, en

este caso particular, es importante considerar que temperaturas excesivamente altas pueden provocar el arrastre de compuestos C₄'s hacia el tope, lo que afectaría la pureza de la fracción superior (Ver Figura 7.8). Por esta razón, se proponen las siguientes configuraciones para cada columna.

Tabla 4.12. Configuraciones recomendadas para columnas E-153 y E-153B.

Columna	Razón de reflujo	T de fondo (°C)	% C ₃ 's en fondo	% C ₄ 's en tope
E-153	2,7	103	0,5	0,1
E-153	3,3	103	0,5	0,0
E-153B	2,3	103	1,0	0,0
E-153B	3,7	103	0,9	0,0

4.4.5. Integración energética con gases de descarga de J-150

A la salida del compresor J-150 se tiene una corriente de hidrocarburos livianos con un flujo de 1077 kmol/h a una temperatura de 152°C. A esta corriente se le incorporan los flujos reciclados provenientes de las columnas E-150A y E-150B, mientras que una fracción de la misma es derivada nuevamente hacia la unidad de Cracking Catalítico. Posteriormente, la corriente principal es enfriada mediante los intercambiadores C-150B/C hasta alcanzar aproximadamente 36 °C, con el objetivo de favorecer su condensación antes de ingresar al separador F-150B, tal como se ilustra en la Figura 4.20.

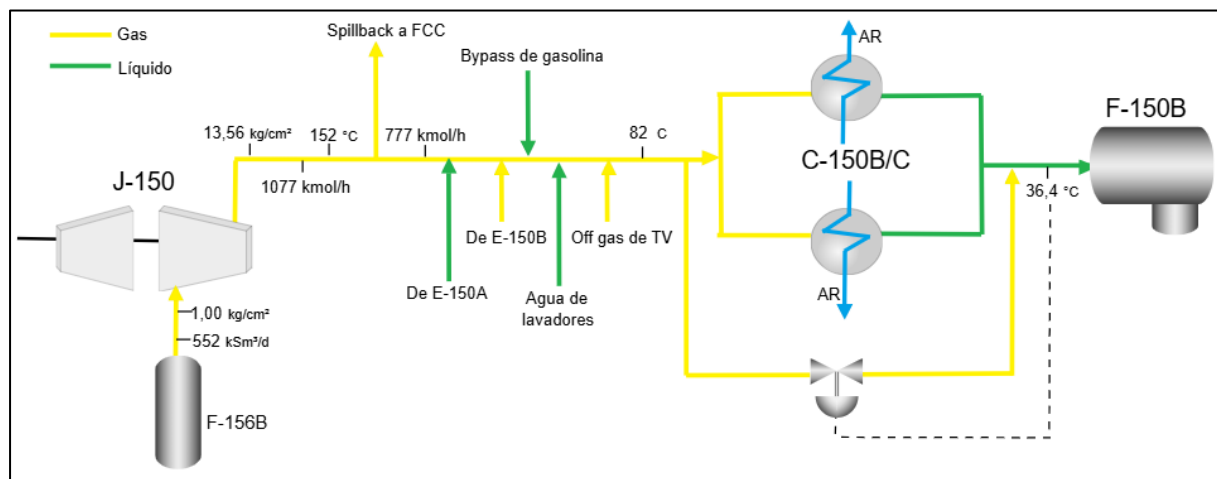


Figura 4.20. Diagrama en PI Vision de descarga compresor J-150. Fuente: Elaboración Propia.

Si bien dentro de la URL todos los intercambiadores de calor que calientan corrientes de proceso ya están integrados energéticamente con flujos calientes provenientes de FCC, se propone una integración energética que aproveche el alto contenido térmico de descarga de J-150, en la cual esta corriente es usada como fuente de calor para el rehervidor de fondo de la columna de destilación E-

182 de la planta de tratamiento DEA, la cual actualmente utiliza vapor de baja presión para calentar una solución al 40% de DEA. Aunque ambas plantas operan aparte, se encuentran bajo la misma área operativa de la refinería y están ubicadas físicamente en sectores contiguos, lo que hace viable esta integración energética.

La propuesta considera la instalación de un nuevo intercambiador de calor de tubos y carcasa, con un área de intercambio de 60,2 m² y configuración de dos pasadas por los tubos, por donde circularía la solución de DEA, mientras por la carcasa fluiría la corriente de hidrocarburos provenientes de J-150.

Con las condiciones actuales de operación, esta corriente es capaz de suministrar el requerimiento térmico del fondo de la columna, estimado en 2.470.000 kJ/h. No obstante, el diseño de la planta contempla que en esta zona se pueda entregar un calor de 3.390.000 kJ/h, situación para la cual la corriente proveniente del compresor no sería capaz de entregar el calor requerido. Por esta razón, se propone mantener la conexión con el actual rehervidor de fondo C-181, dejando ambos intercambiadores en serie.

Por otro lado, además de estar disminuyendo el consumo de vapor de baja presión, el cual es igual a 1.100 kg/h, también se disminuye el requerimiento energético de los condensadores C-150B/C, al tener en la entrada una corriente de hidrocarburos más fría que la de operación actual, logrando disminuir así de 34.300 kg/h a 23.900 kg/h el flujo de agua de refrigeración usado en este equipo.

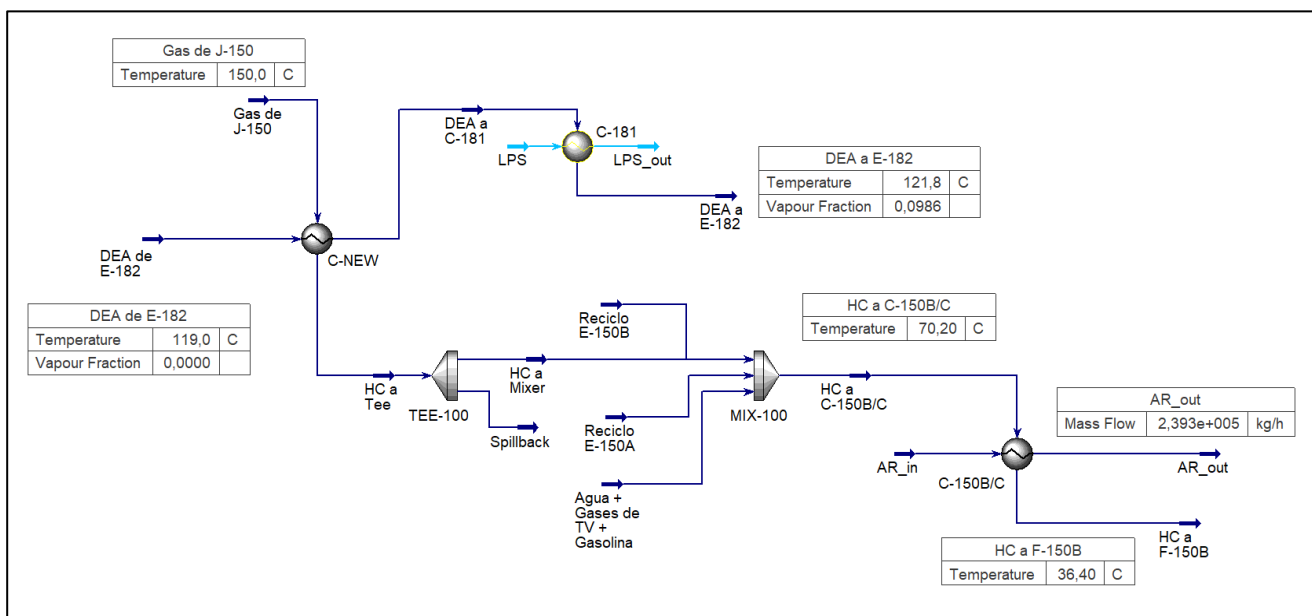


Figura 4.21. Propuesta de integración energética. Fuente: Elaboración propia.

5. Conclusiones y recomendaciones

Se logra desarrollar con éxito un modelo en Aspen HYSYS para la Unidad de Recuperación de Livianos (URL), el cual permite representar tanto las condiciones de diseño como las de operación.

La exactitud del modelo se evalúa mediante el análisis del error absoluto en flujos molares y temperaturas, y a través de la desviación absoluta promedio (AAD) para la predicción de composiciones. Así, para la simulación con datos de ingeniería básica se obtienen errores absolutos menores al 0,7 % en flujos molares, inferiores al 3 % en temperatura para la mayoría de las corrientes, y un AAD entre 0,15 % y 0,48 % en la predicción de composiciones claves como fuel gas, C₃'s y C₄'s. Por otro lado, para los datos operativos la simulación tiene errores de alrededor del 4% para flujos y del 5% para temperaturas y un AAD entre 1,13 % y 1,56 % en la predicción de componenciales. Si bien el error aumenta al trabajar con datos operativos, estos errores se encuentran dentro de lo reportado en literatura, por lo que se siguen considerando aceptables.

Sin embargo, el modelo presenta limitaciones al predecir las temperaturas de tope de las columnas Debutanizadoras y Depropanizadoras bajo condiciones operativas, con errores cercanos al 25 %, siendo esto la principal debilidad del modelo.

En el análisis del desempeño de URL se evidencia que las condiciones actuales de operación de la unidad difieren de las condiciones de diseño en ciertos parámetros. En primer lugar, el Absorbedor Primario (E-150A) presenta una recuperación del 87,8 % de C₃'s y 68,9 % de C₄'s, siendo esta última inferior al 89,2 % esperado en el diseño, además de presentar el fenómeno de weeping al interior de sus bandejas por un exceso de líquido. Por su parte, el absorbedor secundario (E-151) muestra igualmente una disminución en su eficiencia al solo recuperar un 21% de C₄'s, frente al 43% definido en el diseño, debiéndose principalmente a una falta de líquido, lo cual se demuestra al analizar la razón líquido/vapor (L/V) (0,05 actual versus 0,25 en diseño). Sin embargo, se puede revertir esta situación al variar el flujo de absorbente de ambos absorbedores, principalmente al aumentar el líquido absorbente de E-151 se logra aumentar considerablemente la recuperación de C₄'s sin afectar a gravemente a otras variables.

En el caso del stripper (E-150B), se identifica una recuperación insuficiente de etano y H₂S por su tope, con valores de apenas 87 % y 62 % respectivamente. Esto se explica por una baja temperatura

de fondo y una generación de vapor limitada, lo que también provoca weeping en las bandejas, es por esto que al aumentar la temperatura de fondo se mejora la recuperación de estos componentes.

Las columnas Debutanizadoras (E-152 y E-152B) presentan un arrastre de C₄'s en la gasolina de fondo, teniendo estas corrientes un 12% molar de C₄'s, lo que impacta negativamente en la operación de la unidad de hidrotratamiento ubicada aguas abajo. Además, se observa arrastre de C₃'s en el fondo de las columnas Depropanizadoras (E-153 y E-153B), con pérdidas cercanas al 5 %. En este caso, al aumentar las razones de reflujo y buscar un óptimo en las temperaturas de fondo, se logra mejorar la eficiencia de separación en todas las columnas.

Finalmente, se identifica una oportunidad concreta de integración energética entre la corriente caliente de descarga del compresor J-150 y el rehervidor de fondo de la columna DEA, lo que permitiría disminuir en un 36 % el consumo de agua de enfriamiento de los condensadores C-150B/C y reducir el uso de vapor de baja presión en aproximadamente 1.100 kg/h.

En base a estos resultados obtenidos de la simulación, se derivan las siguientes recomendaciones:

1. Ajustar el caudal de absorbente en el absorbedor primario E-150A en función del compuesto que se desee priorizar. Si el objetivo es maximizar la recuperación de C₃'s, se recomienda operar con una razón L/V cercana a 0,7. En cambio, si se desea priorizar la recuperación de C₄'s y minimizar el arrastre de compuestos livianos por el fondo, se sugiere operar con una razón L/V de aproximadamente 0,2, donde se logra una mejor eficiencia de captura para estos componentes.
2. Aumentar la razón L/V en el absorbedor secundario E-151 a un valor cercano a 0,25, lo que permitiría duplicar la recuperación de C₄'s sin comprometer la estabilidad hidráulica del equipo.
3. Ajustar la temperatura de fondo del stripper E-150B a un valor mínimo de 105 °C, con el fin de mejorar la recuperación de H₂S y etano, y evitar el fenómeno de weeping al interior de bandejas.
4. Optimizar la operación de las columnas E-152 y E-152B, configurando una razón de reflujo de 1,3 y una temperatura de fondo de 195 °C, para reducir el contenido de C₄'s en la gasolina estabilizada sin provocar arrastres significativos de C₅'s al tope.
5. Operar las columnas E-153 y E-153B con una temperatura de fondo de 103°C y una razón de reflujo entre 2,7 y 3,7, con el fin de reducir el arrastre de C₃'s en el fondo.
6. Evaluar más a profundidad la propuesta de integración energética, con el fin de determinar si es viable económicamente.

6. Referencias

- Abidoye, L. K., Olafadehan, O. A., & Arinkoola, A. O. (2018). *Simulation of an industrial riser in a fluid catalytic cracking unit using a six-lump kinetic model*. Journal of Petroleum Exploration and Production Technology, 9(1), 479–491. <https://doi.org/10.1007/s13202-018-0526-9>
- Aspen Technology, Inc. (2020). *Aspen HYSYS Unit Operations: Reference Guide (Version 12)*. Bedford, MA: Aspen Technology, Inc.
- Castillo, J. M. (2023). *Generación de un modelo en Aspen HYSYS para las unidades de Topping y Vacío II en ENAP Refinería Bío Bío* [Memoria de título, Universidad del Bío-Bío].
- Chang, A., Pashikanti, K., & Liu, Y. A. (2012). *Refinery Engineering: Integrated Process Modeling and Optimization*. Wiley-VCH, Weinheim, Germany.
- Chen, Y., Wang, W., Sun, Y., Chen, X., Lin, Q., Yang, K., Zhang, M., Sun, L., Zhou, X., & Zhang, M. (2024). *Insight into metal–support synergistic effect from the perspective of increasing propylene production in catalytic cracking over Au/ZSM-5 catalysts*. Microporous and Mesoporous Materials, 373, 113121. <https://doi.org/10.1016/j.micromeso.2024.113121>
- Ciros. (2023, septiembre 7). *ENAP ya procesa el crudo que llega al Biobío por oleoducto que conecta la región con Argentina*. <https://ciros.cl/web/enap-ya-procesa-el-crudo-que-llega-al-bio-bio-por-oleoducto-que-conecta-la-region-con-argentina/>
- ENAP. (2001). *Proyecto 3658: Proceso de concentración de gases* [Documento técnico]. UOP, 25 East Algonquin Road, Des Plaines, Illinois, EE. UU.
- ENAP Refinería Bío Bío. (2014). *Manual oficial de operación – Unidad de Recuperación de Livianos (URL)* [Documento interno]. Empresa Nacional del Petróleo.
- Grace Davison. (1993). *Guía para craqueo catalítico fluidizado*. W.R. Grace & Co.
- IEA. (2023). *World Energy Outlook 2023*. International Energy Agency. <https://www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2023>
- Ministerio del Medio Ambiente / MMA. (2022). *Antecedentes ENAP para ser considerados en la revisión de la Norma de Calidad Primaria MP25*. MMA.

Pashikanti, K., & Liu, Y. A. (2011). *Predictive modeling of large-scale integrated refinery reaction and fractionation systems from plant data. Part 2: Fluid Catalytic Cracking (FCC) Process*. *Energy & Fuels*, 25(11), 5298–5319. <https://doi.org/10.1021/ef200750x>

Speight, J. G. (2014). *The Chemistry and Technology of Petroleum* (5th ed.). CRC Press.

Sun, J., Yu, H., Yin, Z., Jiang, L., Wang, L., Hu, S., & Zhou, R. (2023). *Process Simulation and Optimization of Fluid Catalytic Cracking Unit's Rich Gas Compression System and Absorption Stabilization System*. *Processes*, 11(7), 2140. <https://doi.org/10.3390/pr11072140>

Towler, G., & Sinnott, R. (2021). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (3rd ed.). Elsevier.

7. Anexos.

7.1. Anexo 1: Composición corrientes de entrada

7.1.1. Datos de carga a URL en Ingeniería básica

Tabla 7.1. Carga a URL en IB, parte 1.

Componente (% molar)	452 Gasolina a tope de E-150A.	553 Vapor a compresor J-150.	606 Líquido de agua de lavado.	678 Líquido de fondo de E-150A.	686 Vapor de tope de E-150B.
H ₂ O	0,07	2,59	100,00	0,12	0,43
O ₂	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,01	3,20	0,00	0,11	0,43
CO	0,00	0,20	0,00	0,03	0,08
CO ₂	0,02	1,07	0,00	0,64	2,33
SO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
SO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,14	3,79	0,00	3,63	12,07
H ₂	0,00	5,10	0,00	0,08	0,30
C ₁	0,06	11,64	0,00	1,26	4,65
=C ₂	0,11	4,16	0,00	1,70	6,42
C ₂	0,16	7,06	0,00	5,86	22,25
=C ₃	1,23	11,34	0,00	8,71	14,54
C ₃	0,58	8,99	0,00	10,71	17,11
=IC ₄	1,03	3,12	0,00	1,42	1,60
=N ₁ C ₄	0,89	2,45	0,00	1,12	1,20
=T ₂ C ₄	1,38	2,97	0,00	1,41	1,24
=C ₂ C ₄	1,13	2,11	0,00	1,06	0,84
IC ₄	1,46	7,91	0,00	3,79	5,29
NC ₄	0,86	4,66	0,00	2,46	3,69
=1C ₅	13,52	5,53	0,00	8,09	1,92
IC ₅	8,74	4,34	0,00	5,22	1,53
NC ₅	2,86	1,38	0,00	1,71	0,43
C ₆ + Prod	65,74	6,38	0,00	40,77	1,66
F (kmol/h)	630,92	1078,68	148,89	1005,53	593,94
$\dot{M}$ (kg/h)	54.250	47.361	2.700	69.260	23.990
$\dot{V}$ (m³/h)	78,79	13.989	2.703	204,1	87,38
T (°C)	37,75	37,64	28	46,1	58,45
P (kg/cm²)	16,66	1,99	5,30	15,63	14,99
Peso molecular	85,99	43,91	18,02	68,95	40,40
Fracción de vapor	0	1	0	0	0

Tabla 7.2. Carga a URL en IB, parte 2.

Componente (% molar)	696 COL a tope de E-151.	789 Off gas de J-214/S.	790 Off gas de SR.	791 LPG de SR.	792 LPG de TV I.
H ₂ O	0,26	0,00	0,02	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,10	0,00	0,08	0,00
N ₂	0,01	2,14	0,00	0,00	0,00
CO	0,01	0,58	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	9,11	0,00	0,00	0,00
SO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	1,45	18,16	0,40	0,00
H ₂ S	0,02	0,35	0,00	0,00	0,57
C ₁	0,02	3,65	10,26	1,30	0,00
=C ₂	0,02	0,35	0,00	0,00	0,00
C ₂	0,02	6,87	27,28	13,94	1,79
=C ₃	0,11	0,19	0,00	0,00	0,41
C ₃	0,05	24,66	29,91	39,64	22,23
=IC ₄	0,07	0,50	0,00	0,00	1,75
=N ₁ C ₄	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00
=TC ₄	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00
=C ₂ C ₄	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00
IC ₄	0,10	7,51	6,82	17,86	17,41
NC ₄	0,04	20,34	7,42	25,84	55,84
=IC ₅	0,27	0,00	0,00	0,00	0,00
IC ₅	0,15	6,72	0,13	0,90	0,00
NC ₅	0,04	6,37	0,02	0,11	0,00
C ₆ + Prod	98,64	9,15	0,00	0,00	0,00
F (kmol/h)	132,85	51,82	53,63	65,41	31,36
$\dot{M}$ (kg/h)	26.520	2686	1705	3141	1702
$\dot{V}$ (m³/h)	28,51	107,6	66,75	9,21	3,10
T (°C)	32,22	150,7	21,55	35,29	30
P (kg/cm²)	14,90	15,68	15,43	15,20	15,33
Peso molecular	28,11	51,83	31,79	48,02	54,26
Fracción de vapor	0	1	0,84	0,03	0

Tabla 7.3. Carga a URL en IB, parte 3.

Componente (% molar)	793 LPG de TV II.	794 LPG de RCP.
H ₂ O	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00
CO	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00
SO ₂	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00
H ₂ S	1,70	0,00
C ₁	0,00	0,00
=C ₂	0,00	0,00
C ₂	1,89	0,70
=C ₃	0,98	61,21
C ₃	38,78	37,20
=IC ₄	3,90	0,20
NC ₄	0,00	0,00
=TC ₄	0,00	0,00
=C ₂ C ₄	0,00	0,00
IC ₄	11,84	0,70
NC ₄	33,37	0,00
=IC ₅	0,00	0,00
IC ₅	5,60	0,00
NC ₅	1,89	0,00
C ₆ + Prod	0,00	0,00
F (kmol/h)	26,43	176,37
$\dot{M}$ (kg/h)	1389	7564
$\dot{V}$ (m³/h)	2,56	15,32
T (°C)	30	32,22
P (kg/cm²)	15,29	24,23
Peso molecular	52,56	42,89
Fracción de vapor	0	0

7.1.2. Datos de carga día 02-02-2025

Tabla 7.4. Carga a URL en operación, parte 1.

Componente (% molar)	553 Gas a compresor J-150.	606 Líquido de agua de lavado.	790 LPG de MHC.	791 LPG de CCR.	792 LPG de TV I.
H ₂ O	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂	6,00	0,00	0,10	0,00	0,00
CO	0,50	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	5,40	0,00	1,2	21,90	0,00
H ₂ S	1,10	0,00	14,5	0,00	0,00
C ₁	9,80	0,00	4,60	6,80	0,10
=C ₂	4,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂	4,70	0,00	12,40	27,40	0,00
=C ₃	23,20	0,00	0,20	0,10	0,00
C ₃	7,40	0,00	24,20	32,60	0,00
=IC ₄	5,40	0,00	0,10	0,00	6,71
=N ₁ C ₄	2,50	0,00	0,10	0,10	3,90
=T ₂ C ₄	3,30	0,00	0,10	0,00	19,42
=C ₂ C ₄	2,50	0,00	0,00	0,00	11,51
IC ₄	8,90	0,00	17,50	6,30	9,11
NC ₄	5,50	0,00	16,10	4,30	31,23
=IC ₅	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
IC ₅	3,80	0,00	7,90	0,50	13,71
NC ₅	1,00	0,00	0,50	0,00	0,50
C ₆ + Prod	3,9	0,00	0,50	0,00	3,80
F (kmol/h)	999	498,5	1,04	0,17	72,00
$\dot{M}$ (kg/h)	42.130	8981	48,31	5,12	4342
$\dot{V}$ (m³/h)	23.623	8,850	0,088	3,89	7,174
T (°C)	38,3	28	37,23	35,29	40,34
P (kg/cm²)	1,00	5,30	13	13	13
Peso molecular	42,17	18,02	46,41	30,77	60,31
Fración de vapor	1	0	0	1	0

Tabla 7.5. Carga a URL en operación, parte 2.

Componente (% molar)	793 LPG de TV II.	794 LPG de Isomerización.	786 Off gas TV II
H ₂ O	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,10
N ₂	0,00	0,00	0,80
CO	0,00	0,00	0,10
CO ₂	0,00	0,00	1,20
SO ₂	0,00	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,30
H ₂ S	0,51	0,00	0,20
C ₁	1,02	0,40	2,50
=C ₂	0,00	0,00	0,10
C ₂	0,00	3,40	8,30
=C ₃	0,20	0,00	0,10
C ₃	22,20	33,10	36,50
=IC ₄	0,71	0,00	0,10
=N ₁ C ₄	0,20	0,00	0,10
=T ₂ C ₄	0,51	0,00	0,00
=C ₂ C ₄	0,31	0,00	0,00
IC ₄	20,37	30,70	8,80
NC ₄	49,59	31,20	29,30
=IC ₅	0,00	0,00	0,00
IC ₅	4,38	0,90	5,20
NC ₅	0,00	0,20	5,30
C ₆ + Prod	0,00	0,10	0,00
F (kmol/h)	26,00	19,25	54,1
$\dot{M}$ (kg/h)	1434	1012	2885
$\dot{V}$ (m³/h)	2,52	1,833	5,11
T (°C)	35	15,00	38
P (kg/cm²)	14	21	13
Peso molecular	55,14	52,54	53,33
Fracción de vapor	0	0	0,18

Por otro lado, las corrientes más pesadas, que corresponden a la gasolina y COL que ingresan a los absorbedores, se ingresan al modelo de Aspen HYSYS por medio de su columna de destilación.

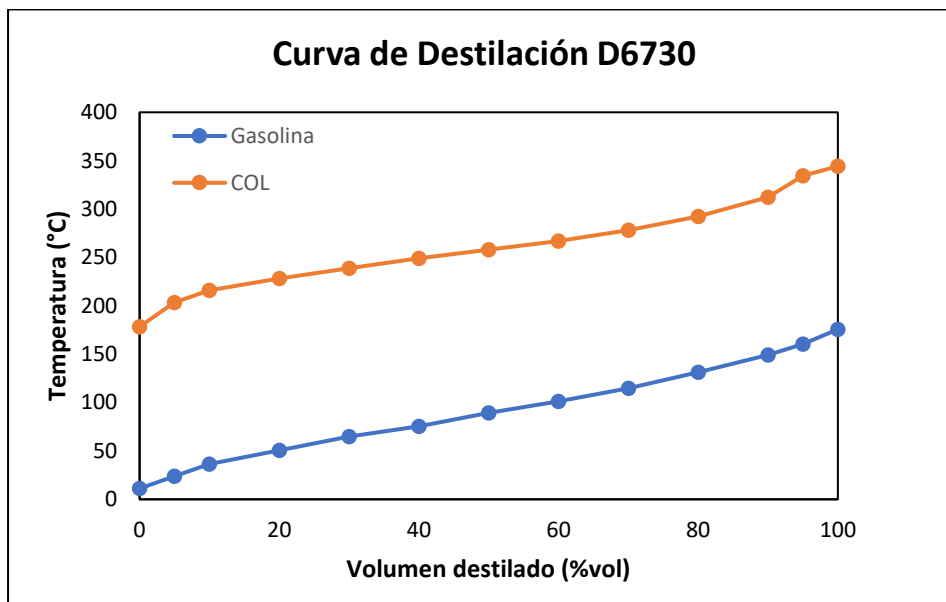


Figura 7.1. Curva de destilación de Gasolina y COL. Fuente: Elaboración propia.

7.2. Anexo 2: Datos internos de columnas

7.2.1. Datos internos columna E-150A

El absorbedor primario E-150A físicamente se encuentra dividido en dos etapas, una superior y otra inferior. De planos mecánicos se extrae la siguiente información para el modelo de la planta.

Tabla 7.6. Datos internos E-150A Superior.

Etapas	Nº de válvulas	Tipo de válvula	Nº de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weigh (mm)	Bajo Downcomer (mm)
1 a 3	112	Koch-Glistch Flexi-tray	1	0,6096	1,524	Tope: 445 Fondo: 368	65	51
4				3,048				
5 a 19				0,6096				
20								54

Tabla 7.7. Datos internos E-150A Inferior.

Etapas	N° de válvulas	Tipo de válvula	N° de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (m)	Altura Weigh (m)	Bajo Downcomer (m)
1 a 5	112	Koch-Glistch Flexi-tray	1	0,6096	1,524	Tope: 445 Fondo: 368	65	51
6 a 13				0,7620				51
14				0,7620				79

7.2.2. Datos internos columna E-151

Este equipo, el cual es un absorbedor, tiene la siguiente información de sus componentes internos.
Se tiene la siguiente información para la simulación.

Tabla 7.8. Datos internos columna E-151.

Etapas	N° de válvulas	Tipo de válvula	N° de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weir (mm)	Bajo Downcomer (mm)
1 a 11	67	Koch-Glistch Flexi-tray	1	0,6096	1,066	254	60	46
12				0,7620				48

7.2.3. Datos internos columna E-150B

Este equipo, el cual es un stripper, tiene la siguiente información interna para la simulación.

Tabla 7.9. Datos internos columna E-150B.

Etapas	Nº de válvulas	Tipo de válvula	Nº de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weir (mm)	Bajo Downcomer (mm)
Impares	138	Koch-Glistch Ballast	2	0,6096	1,830	Tope: 330 Fondo: 279	63,5	50,8
18	142			0,800				
Pares				0,6096				
36				0,750				

7.2.4. Datos internos columna E-152

El siguiente equipo, corresponde a la columna de destilación debutanizadora o estabilizadora. Su información de bandejas se encuentra a continuación.

Tabla 7.10. Datos internos columna E-152.

Etapas	Nº de válvulas	Tipo de válvula	Nº de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weir (mm)	Bajo Downcomer (mm)
1 a 11	225	Koch-Glistch Flexitray	1	0,6096	1,676	254	57,15	41,28
12				0,9140				17,23
Pares 13 a 35	2		0,6096	246,2		58,00	44,00	
Impares 14 a 34			0,6096	242				
36			0,6080	246,2			89,00	

7.2.5. Datos internos columna E-153

El siguiente equipo, corresponde a la columna de destilación Depropanizadora o Splitter. Se resume los datos necesarios por ingresar a simulación.

Tabla 7.11. Datos internos columna E-153.

Etapas	Nº de válvulas	Tipo de válvula	Nº de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weir (mm)	Bajo Downcomer (mm)
1 a 9	79	Koch-Glistch Flexitray	1	0,6096	1,067	216	58	45
10				0,762				51
11 a 29	140			0,6096	1,524	387	65	51
30				0,608				64

7.2.6. Datos internos columna E-152B

El siguiente equipo, corresponde a la columna de destilación debutanizadora o estabilizadora del tren nuevo.

Se resumen los datos necesarios por ingresar a simulación.

Tabla 7.12. Datos internos columna E-152B.

Etapas	Nº de válvulas	Tipo de válvula	Nº de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weir (mm)	Bajo Downcomer (mm)
1 a 19	414	Nutther-BDH	1	0,6096	2,400	400	57,2	57,2
20				0,7500				82,7
Impares 21 a 39	2		0,6096	380		44,45	63,5	
Pares 22 a 38				394		57,2	57,2	
40				0,750		491	60,3	85,7

7.2.7. Datos internos columna E-153B

El siguiente equipo, corresponde a la columna de destilación Depropanizadora o Splitter del tren nuevo. Su información de bandejas se encuentra a continuación.

Tabla 7.13. Datos internos columna E-153B.

Etapas	Nº de válvulas	Tipo de válvula	Nº de pasadas	Espaciado (m)	Diámetro interno (m)	Ancho Downcomer (mm)	Altura Weir (mm)	Bajo Downcomer (mm)
1 a 19	206	Nutther-BDH	1	0,6096	1,700	320	54	41,3
20				0,750				66,7
Impares 21 a 39	2		0,6096	250		66,7	47,6	
Pares 22 a 38						57,2	57,2	
40						0,750	60,3	85,7

7.3. Anexo 3: Análisis del error

Con el objetivo de evaluar la precisión del modelo en Aspen HYSYS desarrollado, se aplicaron los siguientes parámetros estadísticos.

7.3.1. Error absoluto porcentual (AD)

Este parámetro se utiliza en el informe para evaluar el error del modelo, específicamente para las predicciones de masa y temperatura, y corresponde a la diferencia absoluta entre el valor simulado y el medido, tal como se muestra a continuación en 8.1.

$$AD = \left| \frac{X_{\text{medido}} - X_{\text{modelo}}}{X_{\text{medido}}} \right| \cdot 100\% \quad 7.1$$

Donde.

- X_{medido} : Valor medido en operación o valor dado por ingeniería básica.
- X_{modelo} : Valor entregado por modelo de Aspen HYSYS.

7.3.2. Desviación absoluta promedio (AAD)

Este indicador representa el promedio de las desviaciones absolutas entre todos los puntos, y se suele ocupar para evaluar desempeños generales de modelos de predicción. Se calcula tal cómo se muestra en la ecuación 8.2.

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |X_{\text{modelo}} - X_{\text{medido}}| \quad 7.2$$

Donde.

- n = cantidad total de datos.

7.4. Imágenes extra de modelo.

A continuación, se muestra con más detalle los resultados finales del modelo en Aspen HYSYS de la Unidad de Recuperación de Livianos.

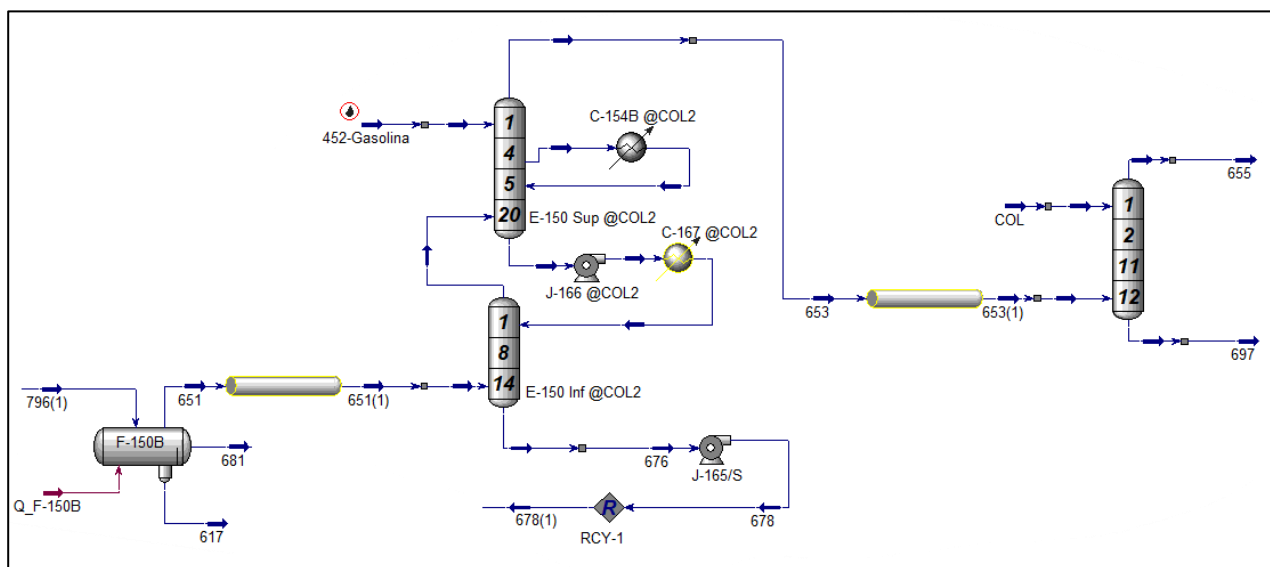


Figura 7.2. Simulación de tren de absorción en Aspen HYSYS. Fuente: Elaboración propia.

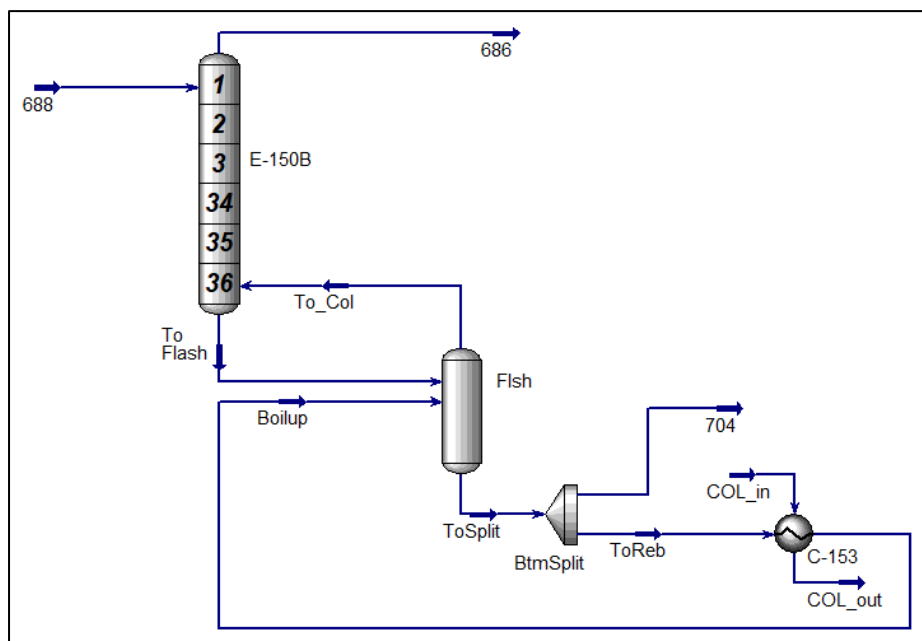


Figura 7.3. Simulación de Stripper E-150B en Aspen HYSYS. Fuente: Elaboración propia.

Para el caso de las columnas Debutanizadoras en la simulación son casi idénticas, con la diferencia que de que la columna E-152 tiene 36 platos, mientras la columnas E-152B tiene 40. Por esta razón, solo se muestra la simulación de E-152.

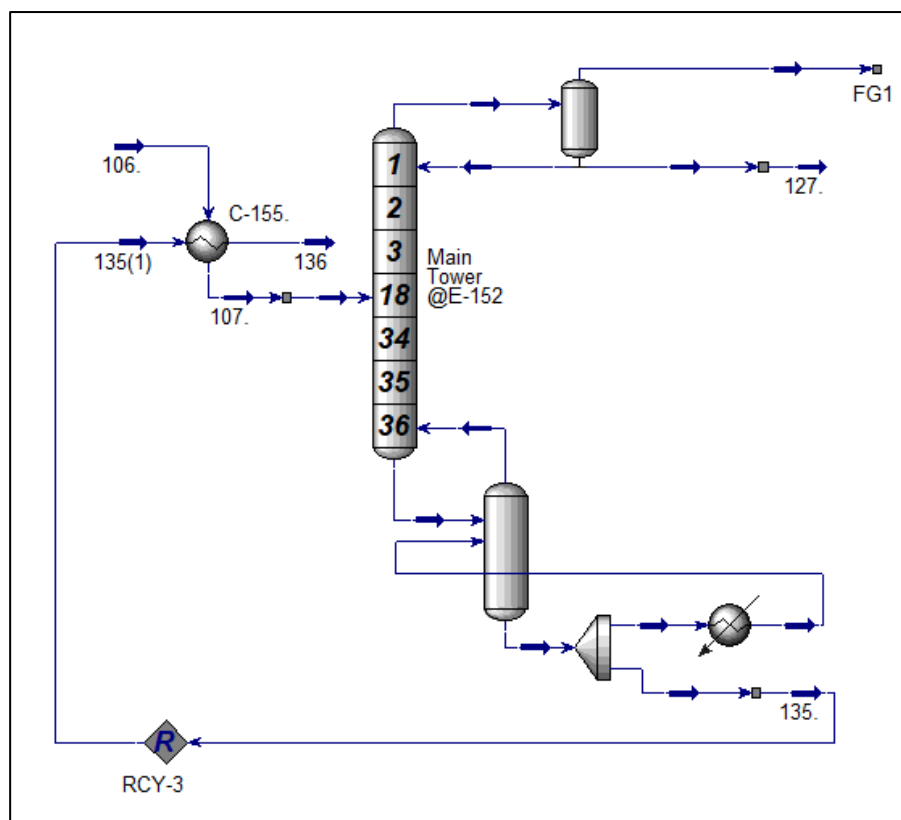


Figura 7.4. Simulación de columna Debutanizadora E-152 en Aspen HYSYS. Fuente: Elaboración Propia.

Para el caso de las columnas Depropanizadoras sucede algo parecido, ya que igualmente la única diferencia en el modelo es el número de platos, teniendo la columna E-153 30 platos y la columnas E-153B 40 platos. Asimismo, solo se muestra como ejemplo columna E-152.

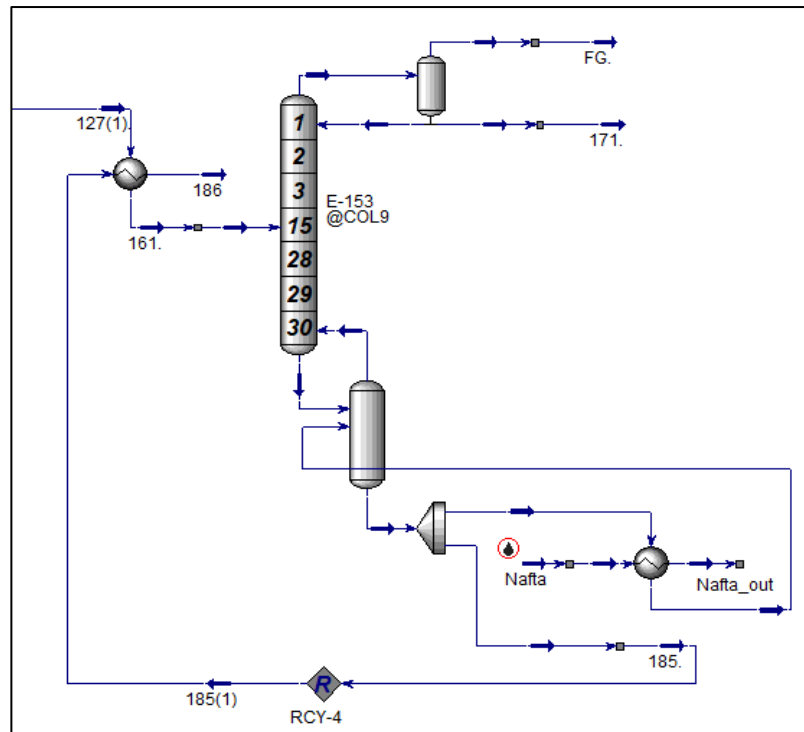


Figura 7.5. Simulación de columna Depropanizadora E-153 en Aspen HYSYS. Fuente: Elaboración Propia.

Por último, se muestra cómo queda la zona de carga a URL en el modelo con datos operativos.

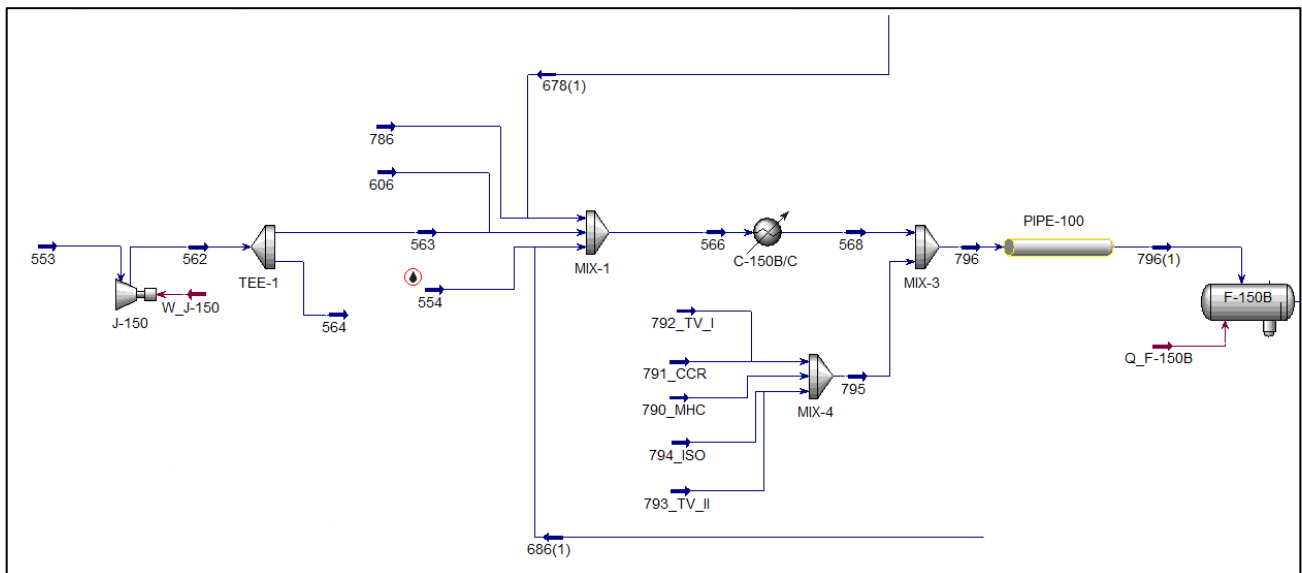


Figura 7.6. Zona de carga a URL con datos operativos en modelo de Aspen HYSYS. Fuente: Elaboración propia.

7.5. Comparación y error en simulación de ingeniería básica

Tabla 7.14. Comparación y error de simulación de F-150B en IB.

N°	Descripción	Ingeniería Básica			Simulación Hysys			Error absoluto (%)		
		F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM
796	Alimentación a F-150B	3056	37,6	50,4	3055	37,6	50,5	0,03	0,00	0,20
651	Gases de tope hacia E-150A	895,4	37,9	32,8	894,1	37,9	32,8	0,15	0,00	0,00
681	Líquido hacia E-150B	1985	37,9	61,1	1987	37,9	61,4	0,10	0,00	0,49
617	Agua ácida hacia FFC	174,8	37,9	18	174,5	37,9	18	0,17	0,00	0,00

Tabla 7.15. Comparación y error de simulación de E-150A en IB

N°	Descripción	Ingeniería Básica			Simulación Hysys			Error absoluto (%)		
		F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM
452	Líquido absorbente	630,9	37,8	86	630,9	37,8	86	0,00	0,00	0,00
653	Gases de tope a E-151	521,8	47,7	27,6	520,2	49,1	27,3	0,31	2,94	1,09
667	Entrada a C-154B	768,5	45,5	76,1	768,4	48,4	75,5	0,01	6,37	0,79
668	Salida de C-154B	768,5	32,2	76,1	768,4	36,7	75,5	0,01	13,98	0,79
672	Entrada a C-167	869,8	42,66	72	869,4	45,5	72,3	0,05	6,66	0,42
673	Salida a C-167	869,8	32,22	72	869,4	35,5	72,3	0,05	10,18	0,42
676	Líquido de fondo	1005	46,1	69	1005	47,6	69,1	0,00	3,25	0,14

Tabla 7.16. Comparación y error de simulación de E-151 en IB.

N°	Descripción	Ingeniería Básica			Simulación Hysys			Error absoluto (%)		
		F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM
696	Líquido absorbente	132,8	32,2	200	132,8	32,2	200	0,00	0,00	0,00
655	FG de tope a tratamiento	459,8	41,0	23,6	5561,9	41,7	23,4	0,54	1,71	0,85
697	COL de fondo	194,9	58,6	155	191,1	59,9	156	0,63	2,55	2,30

Tabla 7.17. Comparación y error de simulación de E-150B en IB.

N°	Descripción	Ingeniería Básica			Simulación Hysys			Error absoluto (%)		
		F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM
688	Alimentación a E-150B	1985	55,7	61,1	1987	55,7	61,3	0,10	0,00	0,33
686	Gases de tope	593,9	58,5	40,4	593,8	60	40,8	0,02	2,56	0,99
704	Líquido de fondo	1391	107	70	1393	107	70,1	0,14	0,00	0,14
701	Hacia rehervidor de fondo	2288	88,8	63,9	2288	89,3	64,4	0,00	0,56	0,78
703	Salida rehervidor de fondo	2288	107	63,9	2288	107	64,4	0,00	0,00	0,78

Tabla 7.18. Comparación y error de simulación de E-152/B en IB.

N°	Descripción	Ingeniería Básica			Simulación Hysys			Error absoluto (%)		
		F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM
107	Alimentación a E-152	695,8	116	70	695,5	116	70,1	0,04	0,00	0,14
707	Alimentación a E-152B									
111	Gas a condensador de E-152	995,4	71,4	51,5	995,3	72,3	51,5	0,01	1,26	0,00
711	Gas a condensador de E-152B				995,6			0,02		
126	Reflujo tope E-152	669,5	58	51,5	669,5	59,1	51,5	0,00	1,90	0,00
726	Reflujo tope E-152B				669,7			0,03		
122	Salida acumulador E-152	325,9	58	51,5	325,8	59,2	51,5	0,03	2,07	0,00
729	Salida acumulador E-152B				326	59,1		0,03	1,90	
131	Hacia rehervidor de E-152	2050	171	86,3	2049	168	84,2	0,05	1,75	2,43
731	Hacia rehervidor E-152B				2050	173	86,5	0,00	1,17	0,23
132	Salida rehervidor de E-152	2050	179	86,3	2049	174	84,2	0,05	2,79	2,43
732	Salida rehervidor E-152B				2050	180	86,5	0,00	0,56	0,23
135	Gasolina de fondo E-152	369,8	171	86,3	370,5	174	86,5	0,19	1,75	0,23
735	Gasolina de fondo E-152B									

Tabla 7.19. Comparación y error de simulación de E-153/B en IB.

N°	Descripción	Ingeniería Básica			Simulación Hysys			Error absoluto (%)		
		F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM	F (kmol/h)	T (°C)	PM
161	Alimentación a E-153	260,7	71,1	51,5	260,7	71,1	51,6	0,00	0,00	0,19
801	Alimentación a E-153	391,1			391,1			0,00		
163	Gas a condensador de E-153	603,3	50,9	43,4	603,7	51,8	43,4	0,07	1,77	0,00
803	Gas a condensador de E-153B	-		-	738,7	50,2		-	1,38	
169	Reflujo tope E-153	491,5	48,7	43,4	491,9	49,8	43,4	0,08	2,26	0,00
809	Reflujo tope E-153B	-		-	571,2			-		-
171	Producto de tope E-153	111,7	48,7	43,4	111,8	49,8	43,4	0,09	2,26	0,00
811	Producto de tope E-153B	167,6		-	167,5			0,06		-
181	Hacia rehervidor de fondo E-153	1980	105	57,5	1979	105	57,6	0,05	0,00	0,17
821	Hacia rehervidor de fondo E-153B	-			2453			-		
182	Salida rehervidor de fondo E-153	1980	106	57,5	1979	105	57,6	0,05	0,94	0,17
822	Salida rehervidor de fondo E-153B	-			2453			-		
185	Producto de fondo E-153	149	105	57,5	148,9	105	57,7	0,07	0,00	0,35
825	Producto de fondo E-153B	223,5			223,6			0,04		

7.6. Comparación y error en simulación con datos operativos

Respecto a los errores, se tiene la siguiente información.

Tabla 7.20. Comparación y error de simulación de tren de absorción en operación.

N°	Descripción	Tipo de medición	Medición	Modelo	Error absoluto (%)
653	Gases a E-151	Temperatura (°C)	43,2	44,9	3,9
655	FG a tratamiento	Temperatura (°C)	46,8	48,8	4,3
		Flujo molar (kmol/h)	294,9	294,7	0,1
697	COL fondo E-151	Temperatura (°C)	43,21	42,9	0,7

Tabla 7.21. Comparación y error de simulación de E-150B en operación.

N°	Descripción	Tipo de medición	Medición	Modelo	Error absoluto (%)
688	Alimentación a E-150B	Flujo volumétrico (m ³ /h)	164,5	165,5	0,6
686	Gases de tope	Temperatura (°C)	55,2	55,4	0,4
704	Líquido de fondo	Flujo molar (kmol/h)	1306	1302	0,3
703	Boilup de E-150B	Temperatura (°C)	98,2	98,9	0,7

Tabla 7.22. Comparación y error de simulación de E-152/B en operación.

N°	Descripción	Tipo de medición	Medición	Modelo	Error absoluto (%)
107	Alimentación a E-152	Flujo molar (kmol/h)	586,2	585,9	0,051
707	Alimentación a E-152B		719,4	716,1	0,459
185	Gasolina de E-152		294,1	293,9	0,068
825	Gasolina de E-152B		397,8	395,9	0,478

Tabla 7.23 . Comparación y error de simulación de E-153/B en operación.

Nº	Descripción	Tipo de medición	Medición	Modelo	Error absoluto (%)
161	Alimentación a E-153	Flujo molar (kmol/h)	292,1	292	0,0
801	Alimentación a E-153B		321,7	320,2	0,5
171	C3 de E-153		121,1	116,2	4,0
811	C3 de E-153B		132,2	137	3,6
185	C4 de E-153		171	175,8	2,8
825	C4 de E-153B		189,5	183,2	3,3

7.7. Información extra sobre el impacto de diferentes condiciones operativas

A continuación, para complementar el análisis hecho en 4.4.3: “Mejorar separación en columnas de destilación E-152 y E-152B”. Se muestra el siguiente gráfico en el que se aprecia cómo cambia la composición de C₅'s en la corriente de tope de las columnas Debutanizadoras al cambiar razones de reflujo y temperaturas.

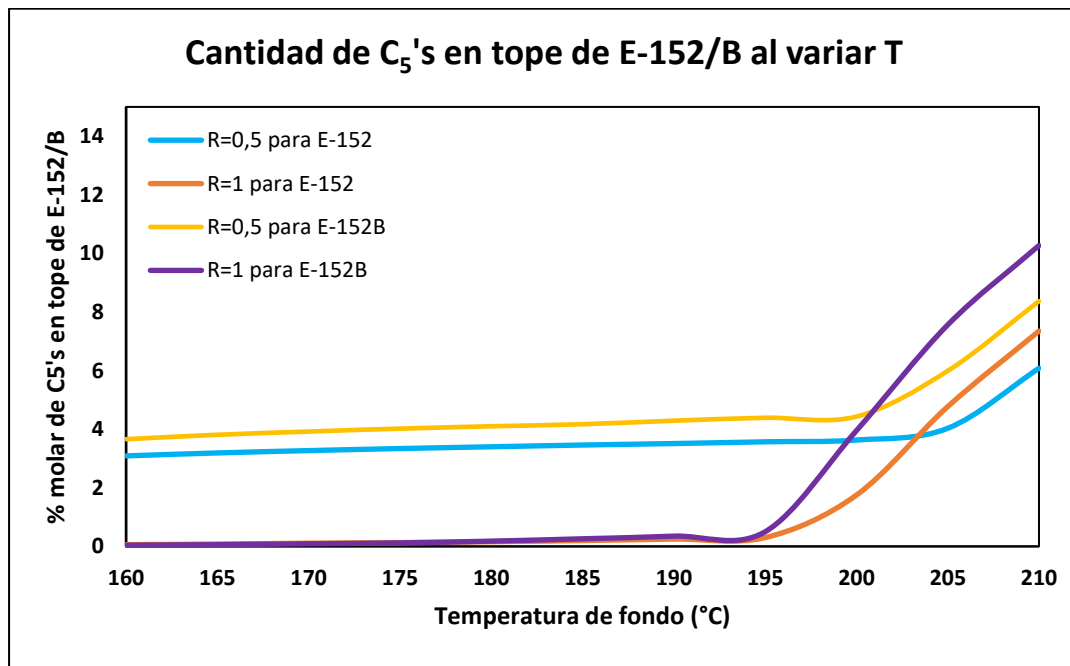


Figura 7.7. Variación de C₅'s en tope de E-152/B al variar temperatura y razón de reflujo. Fuente: Elaboración propia.

Por otro lado, se hace un gráfico similar para el caso de las columnas Depropanizadoras, con el fin de complementar el análisis hecho en 4.4.4: “Mejorar separación en columnas de destilación E-153 y E-153B”. En este caso se observa cómo se comporta la fracción molar de C₄'s en el tope de estas columnas al variar razón de reflujo y temperaturas.

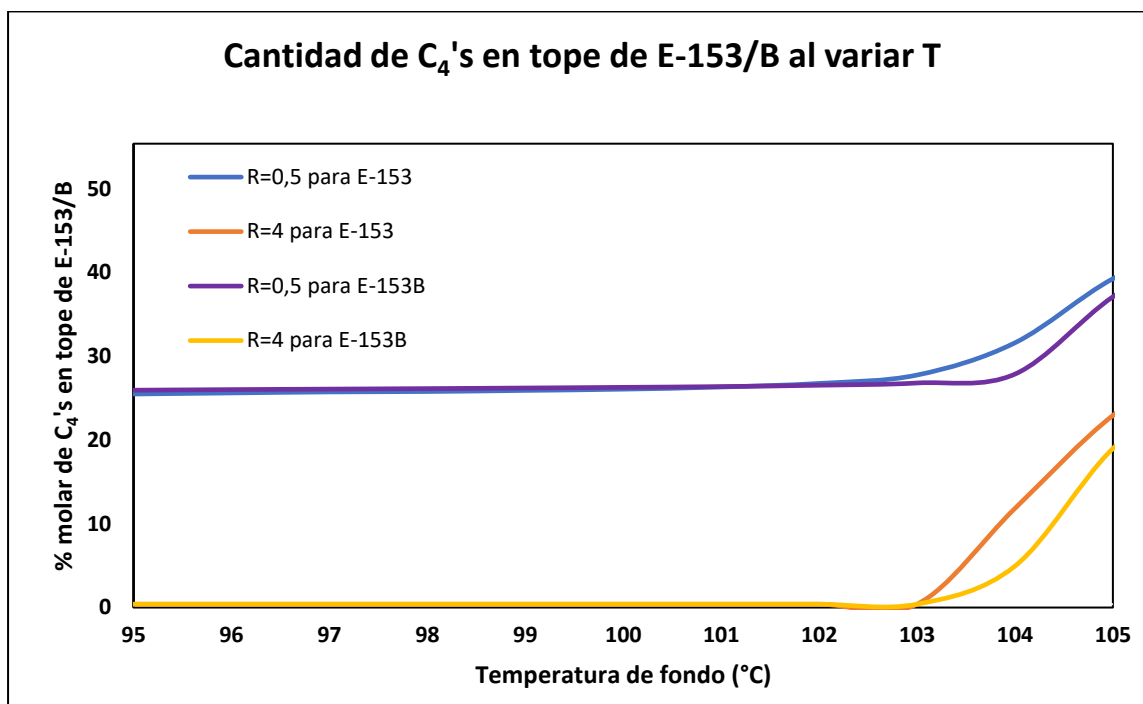


Figura 7.8. Variación de C₄'s en tope de E-153/B al variar temperatura y razón de reflujo. Fuente: Elaboración propia.

7.8. Resumen FI

UNIVERSIDAD DE CONCEPCION – FACULTAD DE INGENIERIA RESUMEN DE MEMORIA DE TÍTULO

Departamento:	Departamento de Ingeniería Química.
Carrera:	Ingeniería Civil Química.
Nombre del memorista:	Bárbara Beatriz Fariña Peña.
Título de la memoria:	Simulación y evaluación del desempeño de unidad de recuperación de livianos en un proceso de Cracking Catalítico.
Fecha de presentación oral:	Agosto 2025.
Profesor(es) Guía:	Fernando Márquez Romegialli, Juan Carlos Carrasco Moraga.
Profesional Supervisor:	Camila Vila Betancur.
Profesor (es) Revisor (es)	Ximena García Carmona.
Concepto:	
Calificación:	

Resumen:

El presente trabajo desarrolla una simulación en Aspen HYSYS para la Unidad de Recuperación de Livianos (URL) en un proceso de Cracking Catalítico Fluidizado (FCC) en ENAP Refinería Bio Bío. La URL tiene como función principal recuperar hidrocarburos valiosos como C₃'s y C₄'s, además de estabilizar la gasolina mediante la eliminación de compuestos livianos. El modelo se construye y valida utilizando datos de ingeniería básica y condiciones reales de operación. En términos de ajuste, para la predicción de componenciales, el modelo presenta un AAD (Desviación Absoluta Promedio) de 0,15 % con datos de ingeniería básica y entre 1,1–1,5 % al simular condiciones reales de operación.

El análisis evidencia desviaciones importantes respecto al diseño: el tren de absorción presenta una baja recuperación de C₃'s y C₄'s, el Stripper (E-150B) muestra una eliminación incompleta de etano y H₂S, mientras que las columnas Debutanizadoras y Depropanizadoras exhiben arrastre de C₄'s en gasolina y de C₃'s por el fondo, respectivamente. Se proponen mejoras como ajustes en la relación líquido/vapor, aumento de temperatura en el stripper y una integración energética con la columna DEA, optimizando así la eficiencia y el consumo energético de la unidad.