

EVALUACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA SECCIÓN
FRACCIONADORA DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL, CON FLUJOS DE
OPERACIÓN SIGNIFICATIVAMENTE INFERIORES A LA CAPACIDAD
INSTALADA.

DEIBYN SNICK DELGADO PULIDO
LUDWING JAVIER GARCÍA DELGADO

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2018

EVALUACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA SECCIÓN
FRACCIONADORA DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL, CON FLUJOS DE
OPERACIÓN SIGNIFICATIVAMENTE INFERIORES A LA CAPACIDAD
INSTALADA.

Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de
Ingeniero Químico

DEIBYN SNICK DELGADO PULIDO
LUDWING JAVIER GARCÍA DELGADO

Director

Prof. HERNANDO GUERRERO AMAYA
PhD. En Electroquímica, Ciencia y Tecnología

Codirector

CARLOS AUGUSTO GODOY RUÍZ
Ingeniero Químico

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2018

DEDICATORIA

A mi madre, Betty Pulido Morales, quien con amor y comprensión me ha apoyado en cada etapa de mi vida, enseñándome que no existe obstáculo lo suficientemente grande para no ser superado. Gracias a tu esfuerzo, sacrificio, tenacidad y dedicación hoy puedo afrontar el mundo como un profesional, que siempre tátara de mirar la vida desde su mejor perspectiva, a pesar de que no haya mejor ángulo que desde tu lado.

A mi novia, Johana Andrea, quien me ha mostrado que el amor es amistad, compromiso, dedicación y sacrificio. Mi vida como es y será, se debe a tu presencia, espero poder recorrerla siempre a tu lado.

A mi familia, especialmente a mis abuelos y mi suegra, quienes siempre me han apoyado y brindado su cariño.

Al ingeniero, Carlos Augusto Godoy Ruíz, quien nos brindó el mejor acompañamiento posible en el desarrollo de este trabajo.

A todos los que me apoyaron en mi ciclo universitario.

*Gracias infinitas.
Deibyn Snick Delgado Pulido*

DEDICATORIA:

A Dios por el don de la vida, las infinitas bendiciones que me ha brindado a mí y a mi familia y por la oportunidad de terminar esta gran etapa de mi vida.

A mi mamá y mi papá, Nancy y Ludwing, por todo el infinito amor, por toda la confianza y dedicación que tuvieron conmigo durante todo este proceso, por todos sus sacrificios y por impulsarme cada día a ser una mejor persona, por mostrarme que por más difícil que sea el camino yo tengo todas las cualidades necesarias y el apoyo de ellos para siempre avanzar y nunca rendirme. Esto es por y para ustedes, los amo.

A mi hermana Laura, por ser esa persona incondicional que siempre ha sido, por todo su amor, sus enseñanzas y consejos, por estar siempre pendiente de mí, de mi proceso y por siempre guiarme y motivarme para ser mejor cada día.

A mi hermano Dario y a toda mi familia por acompañarme en este proceso de aprendizaje, por siempre estar dispuestos a ayudarme en lo que necesite y por ser un gran ejemplo de perseverancia.

A mi amiga del alma Karen, por ser incondicional y siempre estar dispuesta a escucharme, compartir y superar todos los obstáculos conmigo. A todos mis amigos y compañeros, en especial a Juan Pablo, Silvia y Leslie por acompañarme en esta etapa de mi vida, brindarme su apoyo y mostrarme las maravillas de una vida rodeada de buenas amistades.

Ludwing Javier García Delgado

AGRADECIMIENTOS

A la **Universidad Industrial de Santander**, nuestra alma máter, por brindarnos la oportunidad de forjarnos como profesionales y de enriquecer nuestro crecimiento personal de manera integral.

A nuestro director **Hernando Guerrero Amaya**, por su confianza, compromiso y dedicación hacia nosotros durante la planeación y desarrollo de nuestro proyecto.

A nuestro codirector **Carlos Augusto Godoy Ruiz**, por su incondicional apoyo, colaboración y paciencia durante todo el proceso de realización de este trabajo, por impulsarnos en cada ocasión a ser mejores profesionales, creer en nosotros mismos y por enseñarnos a siempre tener la mirada puesta en el futuro.

A nuestros amigos y compañeros por acompañarnos, por compartir conocimientos y experiencias durante todo este proceso de aprendizaje en la universidad.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	15
1 OBJETIVOS.....	18
1.1 OBJETIVO GENERAL.....	18
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	18
2 METODOLOGÍA	18
2.1 SELECCIÓN DE LAS VARIABLES A EVALUAR	19
2.2 CARACTERIZACIÓN DE LA CORRIENTE DE ALIMENTO DEL PROCESO	20
2.3 DEFINICIÓN DEL CRITERIO DE SELECCIÓN	20
2.4 DEFINICIÓN DE LOS INTERVALOS OPERACIONALES	22
2.4.1 Presión de operación.....	22
2.4.2 Temperatura en el rehervidor	23
2.4.3 Razón de reflujo.....	23
2.5 ELABORACIÓN DEL DISEÑO DE EXPERIMENTOS.....	24
2.5.1 Primera etapa	24
2.5.2 Segunda etapa	24
2.6 MODELAMIENTO DEL PROCESO MEDIANTE ASPEN HYSYS®.....	24
2.7 MODELAMIENTO DEL PROCESO EN ASPEN PLUS® Y COMPARACIÓN DE RESULTADOS	25
3 RESULTADOS Y ANÁLISIS	25
3.1 SIMULACIÓN MEDIANTE ASPEN HYSYS®	25
3.1.1 Temperatura en el condensador.....	26
3.1.2 Correlación entre la presión y la temperatura	27
3.2 EVALUACIÓN DE LA REPRODUCIBILIDAD DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® CON LOS RESULTADOS DE ASPEN PLUS®.....	29
3.2.1 Depropanizadora	29

3.2.2 Debutanizadora	30
3.3 DIVERGENECIA CON RESPECTO AL CASO REAL	33
3.4 RECICLO.....	34
3.5 COMPARACIÓN DE LAS CORRIENTES DE SALIDA.....	37
3.5.1 Propano	37
3.5.2 Butano	38
3.5.3 Gasolina	38
4 CONCLUSIONES.....	39
5 SUGERENCIAS.....	40
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	41
BIBLIOGRAFÍA.....	46
ANEXOS.....	48

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Esquema metodológico	19
Figura 2. Representación de la relación entre los valores de presión y temperatura en la torre depropanizadora.	28
Figura 3. Representación de la relación entre los valores de presión y temperatura en la torre debutanizadora	28
Figura 4. Comparativo entre los valores de temperatura en el rehervidor obtenidos mediante Aspen HYSYS® y Aspen PLUS® en la torre depropanizadora.	30
Figura 5. Comparativo entre los valores de temperatura obtenidos Aspen HYSYS® y Aspen PLUS® en la torre debutanizadora.	31
Figura 6. Comparativo entre los perfiles de temperatura de la torre debutanizadora obtenidos mediante Aspen HYSYS® y Aspen PLUS®	32
Figura 7. comparativo entre los perfiles de temperatura de la torre depropanizadora obtenidos mediante Aspen HYSYS® Y Aspen Plus®	32
Figura 8. Relación entre el número de etapas teóricas y la razón de reflujo	36
Figura 9. Perfil de composición de la fase vapor a lo largo de la torre depropanizadora	36
Figura 10. Perfil de composición de la fase vapor a lo largo de la torre debutanizadora	37

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Caracterización de la corriente de alimento denominada Producto crudo	21
Tabla 2. Resultados de la etapa 1 para la torre depropanizadora: caracterización del destilado, fracción de recuperación y temperatura en el condensador.	26
Tabla 3. Resultados de la etapa 1 para la torre debutanizadora: caracterización del destilado, fracción de recuperación, temperatura en el condensador y presión de vapor de la gasolina.	27
Tabla 4. Resultados de la etapa 2 para la torre depropanizadora: caracterización del destilado, flujos de calor en rehervidor y condensador y fracción de recuperación.	34
Tabla 5. Resultados de la etapa 2 para la torre debutanizadora: caracterización del destilado, flujos de calor en rehervidor y condensador y fracción de recuperación.	35

LISTA DE ANEXOS

Anexo A. Caracterización corriente de fondos de la debutanizadora.....	48
Anexo B. Cálculos para obtener los valores de fracciones molares y de recuperación requeridas	49
Anexo C. Envoltentes de las corrientes d entrada de las torres fraccionadoras ...	50
Anexo D. Resultados de la evaluación de las ecuaciones determinadas.	51
Anexo E. Resultados de la etapa 1 para la depropanizadora modelado en Aspen Plus®	52
Anexo F. Resultados de la etapa 1 para la debutanizadora modelado en Aspen Plus®	53
Anexo G. Cálculo del error entre los de temperatura obtenidos mediante Aspen HYSYS® y Aspen Plus®.....	54
Anexo H. Corrientes de salida del proceso para parámetros de operación actuales obtenidos mediante simulación en Aspen HYSYS®.	55
Anexo I. Corrientes de salida mejoradas encontradas mediante Aspen HYSYS®	56
Anexo J. Corrientes de salida del proceso para parámetros de operación actuales obtenidos mediante simulación en Aspen Plus®.	57
Anexo K. Errores relativos en el perfil de concentración en las corrientes de propano y butanos	58

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA SECCIÓN FRACCIONADORA DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL, CON FLUJOS DE OPERACIÓN SIGNIFICATIVAMENTE INFERIORES A LA CAPACIDAD INSTALADA. *

AUTORES: Deibyn Snick Delgado Pulido – Ludwing Javier García Delgado **

PALABRAS CLAVE: Depropanizadora, Debutanizadora, Aspen HYSYS, Aspen Plus, fraccionamiento, LNG, recicló, presión, temperatura.

DESCRIPCIÓN:

Como estrategia para el mejoramiento de la sección fraccionadora de líquidos de gas natural de una planta de 55 años de antigüedad, utilizando el software Aspen HYSYS®, se determinaron los valores operacionales que permiten la obtención de LNG's mejorados. Se evaluaron presiones de operación en el intervalo de 200 psig a 300 psig para la torre depropanizadora, y entre 70 psig y 150 psig para la torre debutanizadora. Se utilizó un rango de 10 psig y para cada una de estas presiones se encontraron las mínimas temperaturas en el rehervidor que permiten la obtención de corrientes de salida con purezas superiores al 90% en la torre depropanizadora, y al 95% en la torre debutanizadora. Asimismo, se realizó un modelamiento en el software Aspen Plus® con el objetivo de comparar los resultados obtenidos mediante Aspen HYSYS®. Adicionalmente se encontraron relaciones matemáticas para la obtención de temperaturas en el rehervidor que permiten obtener LNG's mejorados. Se evaluó el efecto de la razón de recicló en el proceso de separación y en el consumo energético en los intercambiadores, razones de recicló desde 20 hasta los valores típicos usados para las torres de la sección de fraccionamiento fueron evaluados, se determinó que estas debían corresponder a 1,8 en la torre depropanizadora y a 3 en la torre debutanizadora.

* **Trabajo de Grado.**

** Facultad de Ingenierías Físico Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Hernando Guerrero Amaya. Ph.D. en Electroquímica, Ciencia y Tecnología
Codirector: Carlos Augusto Godoy Ruíz, ingeniero Químico.

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF OPERATING PARAMETERS IN THE FRACTIONING SECTION OF NATURAL GAS LIQUIDS, WITH OPERATING FLOWS SIGNIFICANTLY LESS THAN THE INSTALLED CAPACITY. *

AUTHORS: Deibyn Snick Delgado Pulido – Ludwing Javier García Delgado. **

KEYWORDS: Depropanizer, Debutanizer, Aspen HYSYS, Aspen Plus, fractionation, LNG, recycle, pressure, temperature.

DESCRIPTION:

As a strategy for the improvement of the fractionating section of natural gas liquids of a 55-year-old plant, using the Aspen HYSYS® software, the operational values that allow the obtaining of improved LNG's were determined. Operating pressures in the range of 200 psig to 300 psig were evaluated for the depropanizer tower and between 70 psig and 150 psig for the debutanizer tower. A range of 10 psig was used and for each of these pressures the minimum temperatures in the reboiler were found, which allows obtaining output currents with purities higher than 90% in the depropanizer tower and 95% in the debutanizer tower. Likewise, a modeling of the Aspen Plus® software was carried out in order to compare the results obtained with Aspen HYSYS®. Additionally, mathematical relationships were found to obtain temperatures in the reboiler that allow obtaining improved LNG's. The effect of the recycle ratio on the separation process and on the energy consumption in the exchangers was evaluated, recycle ratios from 20 to the typical values were evaluated, it was determined that these should correspond to 1,8 in the depropanizer tower and to 3 in the debutanizing tower.

* Undergraduate Project.

** Physical and Chemical Engineering's Faculty. School of Chemical Engineering.

Advisor: Hernando Guerrero Amaya, Ph.D. in Electrochemistry, Science and Technology

Advisor: Carlos Augusto Godoy Ruíz, chemical engineer

INTRODUCCIÓN

En Colombia se ha observado un crecimiento en el consumo de gas natural y sus derivados en los últimos años, la razón de este crecimiento en el consumo está fundamentado en las cualidades fisicoquímicas del hidrocarburo, así como en su relación con el sector petroquímico, no obstante, el mercado de GLP (gas licuado del petróleo) está experimentando un escenario de escasez. Con el fin de mitigar el déficit se están efectuando fuertes inversiones tanto en infraestructura para la importación del gas como en desarrollo de amplios complejos para la extracción del mismo [1] [2]. Si bien medidas ayudan a reducir el déficit, la sustentación de la producción nacional descansa sobre los campos en operación, los cuales en su mayoría fueron descubiertos el siglo pasado [3]. Estos campos longevos experimentan múltiples problemas a lo largo de su explotación, uno de los más importantes es la disminución en el flujo de extracción [4]. Usualmente las plantas utilizan los mismos equipos y variables operacionales para el tratamiento de los flujos de alimentación que actualmente son inferiores a la capacidad inicial instalada, lo que ocasiona una disminución en el volumen y la calidad del producto. Por lo tanto, es imperativo implementar proyectos que permitan mejorar la productividad de los campos en operación.

En concordancia con lo antes expuesto este proyecto se centra en la evaluación de los parámetros de operación más influyentes en el comportamiento de las torres depropanizadora y debutanizadora de una planta de tratamiento de gas natural que se encuentra en operación desde hace 55 años en la región de Payoa en el departamento de Santander. Por razones de confidencialidad no se pueden especificar en este trabajo los valores reales de la planta ni el nombre la empresa que la opera. Durante el desarrollo de este estudio cuando se hable de “la planta” se referirá a la planta nombrada con anterioridad.

El gas natural es una mezcla gaseosa de hidrocarburos, que en su mayor parte está compuesta por metano y etano, también tiene algunas impurezas como el vapor de

agua, gas carbónico, sulfuro de hidrógeno, entre otras. El gas natural es el combustible fósil con menor impacto medioambiental de todos los utilizados, tanto en la etapa de extracción, elaboración y transporte, como en la fase de utilización. La mayor parte del gas natural proviene de pozos o se extrae junto con la producción de petróleo crudo, por esta razón, su composición, su gravedad específica, su peso molecular y su poder calorífico son diferentes en cada yacimiento. El intervalo de variación del poder calorífico está entre 900 Btu/pc y 1400 Btu/pc [5].

Procesamiento del gas Natural

Después de extraer el gas, es necesario procesarlo de tal manera que cumpla con los requerimientos necesarios para su uso final y los estándares regulatorios. En general el procesamiento consiste en la remoción de agua, partículas sólidas, hidrocarburos pesados, compuestos de azufre y de nitrógeno, dióxido de carbono, entre otros [6]. Las operaciones generales que se realizan en el procesamiento del gas natural son:

- **Deshidratación:** Si el contenido de vapor de agua en el gas es muy alto, se corre el riesgo que en los gasoductos se formen hidratos de metano sólidos, generando grandes problemas en el transporte. El contenido de agua en las tuberías también genera problemas de corrosión que se agravan con la presencia de H_2O y H_2S . Por estas razones es necesario retirar el vapor, lo cual se hace generalmente mediante absorción con glicol, en la que este compuesto captura el agua y permite la salida del gas seco. Otros métodos, como el de adsorción mediante desecantes sólidos, como los aluminosilicatos, o la utilización de membranas semipermeables, permiten obtener menores contenidos de H_2O .
- **Endulzamiento:** En los yacimientos, junto con el gas, existen otras sustancias como óxidos de carbono y ácido sulfhídrico. Estas sustancias o impurezas pueden generar problemas de corrosión y de taponamientos por solidificación. Además, el ácido sulfhídrico es un compuesto altamente tóxico. El endulzamiento del gas natural consiste en retirar estas sustancias indeseadas, para esto generalmente se aprovecha la afinidad de estos contaminantes con soluciones acuosas de aminas,

específicamente las MEA, DEA, MDEA, DIPA o DGA, para realizar un proceso de absorción por etapas. También se pueden utilizar membranas semipermeables.

- Separación y fraccionamiento: El gas natural se somete a múltiples procesos, en donde sus componentes de más de 3 carbonos, denominados líquidos de gas natural, son aislados, este proceso evita la formación de una fase líquida durante el transporte del gas hasta el centro de consumo. La mezcla líquida resultante está compuesta por propano, butanos y gasolina natural, productos de alto valor agregado. Con el fin de comercializar este producto se deben aislar el propano, los butanos y la gasolina natural.

- Compresión: Para transportar el gas por gasoductos, su presión debe incrementarse por medio de compresores.

- Fraccionamiento El fraccionamiento de los líquidos del gas natural (LNG) generalmente se realiza en torres de destilación fraccionada, en primera instancia la corriente se alimenta a una torre denominada depropanizadora la cual extrae el propano como corriente de tope y la corriente de fondo alimenta otra torre denominada debutanizadora, la cual separa el butano, como corriente de tope y la gasolina natural como producto de fondo. De manera similar se puede efectuar un proceso de separación por absorción con kerosene o varsol. Aunque los métodos anteriores son los más comunes existen otros métodos de separación más eficientes, por ejemplo, el proceso Joule-Thomson, en donde se utilizan procesos de rápida expansión y compresión isoentálpica para lograr la condensación selectiva. La optimización de las torres fraccionadoras del proceso del gas natural ha sido objeto de estudios por parte de investigadores desde que surgió la necesidad de tener procesos más eficientes, minimizar el consumo energético y disminuir los costos de operación. A continuación, se realiza una síntesis desde una perspectiva global acerca de algunos trabajos enfocados al mejoramiento de las torres fraccionadoras.

Ahmadi, A. *et al* [7] hablan sobre el mejoramiento del rendimiento y la eficiencia de una torre debutanizadora mediante una simulación con ayuda de un software de computación, en su investigación la metodología que usaron fue la de encontrar la

bandeja de alimentación y la relación de reflujo optima teniendo un intervalo de valores e ir comparando los resultados que arrojaba la simulación con cada valor, de esta manera encontraron los mejores valores para los parámetros que estaban evaluando para mejorar la eficiencia de la torre en la cual se centró el estudio. En Colombia se han realizado algunos trabajos de optimización en el campo del procesamiento del gas natural, entre los que se encuentra el trabajo de Pérez H. y Hernández W. [5] el cual trata sobre la optimización de la sección fraccionadora en la planta de gas llamada El Centro.

1 OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Determinar los parámetros de operación que permitan la obtención de altos grados de separación en las torres depropanizadora y debutanizadora de la planta de tratamiento de gas natural.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Seleccionar las variables más influyentes en el proceso de fraccionamiento de líquidos del gas natural.
- Realizar un modelo de la sección de la planta en la cual se centrará el estudio (o sección del procesamiento del gas natural).
- Determinar la reproducibilidad del proceso en software de simulación.

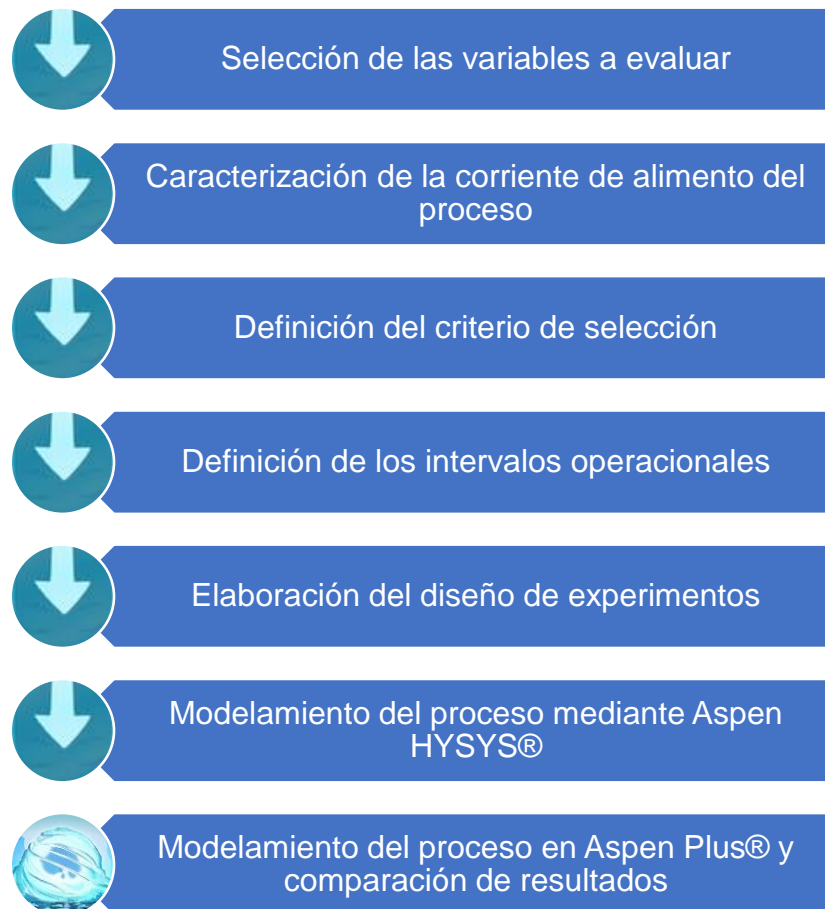
2 METODOLOGÍA

El esquema metodológico planteando para el desarrollo del estudio se encuentra consignado en la figura 1.

2.1 SELECCIÓN DE LAS VARIABLES A EVALUAR

Se seleccionaron la presión de operación, la temperatura en el rehervidor y la razón de reflujo como las variables a evaluar, estas se tomaron de un conjunto generalmente utilizado como variables móviles en la mejora u optimización de procesos de destilación en hidrocarburos [7] [8] [9]. Como criterio adicional se utilizó la factibilidad de aplicación en campo. Aspectos adicionales, como el plato de alimentación u otras modificaciones estructurales, fueron descartadas debido a la complejidad de su implementación.

FIGURA 1. ESQUEMA METODOLÓGICO



2.2 CARACTERIZACIÓN DE LA CORRIENTE DE ALIMENTO DEL PROCESO

En vista de que la información proveniente de la planta relativa a la caracterización de las corrientes correspondía únicamente a las salidas del proceso de fraccionamiento se realizó un balance de materia con el fin de determinar la composición de la corriente de alimento, denominada **Producto crudo** (Tabla 1). Los flujos de salida se establecieron de acuerdo con las cromatografías suministradas y a los efluentes característicos de 14 000 USGPD (US galones por día) en el caso del **Propano**, 7 500 USGPD para el **Butano** y 10 000 USGPD para la **Gasolina**. La temperatura se fijó en 80°F y la presión en 240 psig, de acuerdo con el funcionamiento actual de la planta [10]. La corriente de alimento de la debutanizadora corresponde a la corriente de fondos de la depropanizadora, para presión y R actuales de 240 psig y 5,9, respectivamente (Anexo A).

2.3 DEFINICIÓN DEL CRITERIO DE SELECCIÓN

Para la comercialización de los productos se requiere que las corrientes del fraccionamiento cumplan con ciertas especificaciones o indicadores de calidad [11] [12]. En el caso del propano y el butano, según obligaciones contractuales, se debe superar un 90% en fracción molar, en sus respectivas corrientes, sin embargo, de obtenerse una fracción superior al 95% podría transarse a un precio más elevado de venta [10].

En el caso de la gasolina natural se utiliza la presión de vapor como indicador de calidad, esta brinda una aproximación al contenido de hidrocarburos livianos presentes. El intervalo de presiones aceptables va desde 10 psig hasta 34 psig a 100°F [13].

Con el objetivo de garantizar alta pureza en los productos, se establecieron las siguientes consideraciones:

- Para el caso en el que la torre depropanizadora logre separar completamente el propano presente en el alimento, se asume que el destilado contendrá la

totalidad de los compuestos con volatilidad igual o superior a la del propano, por lo tanto, su fracción molar máxima teórica será del 93,67% (Anexo B).

TABLA 1. CARACTERIZACIÓN DE LA CORRIENTE DE ALIMENTO DENOMINADA PRODUCTO CRUDO

Producto crudo	
P (psig)	240
T (F)	80
Flujo (MMSCFD)	1,006
Compuesto	Fracción
Dióxido de carbono	0,0004
Metano	0,0007
Etano	0,0301
Propano	0,4616
i-Butano	0,0923
n-Butano	0,1479
22-Mpropano	0,0050
i-Pentano	0,0720
n-Pentano	0,0891
Benceno	0,0031
Cyclohexano	0,0089
Mcyclopentano	0,0112
n-Hexano	0,0569
Tolueno	0,0008
Mcyclohexano	0,0025
n-Heptano	0,0144
n-Octano	0,0017
n-Nonano	0,0006
n-Decano	0,0007

- Lograr una recuperación de 98,39% de propano y 96,56% de butano con respecto a las corrientes de entrada de la depropanizadora y debutanizadora respectivamente permite obtener purezas superiores al 97% en las corrientes de salida de la debutanizadora (Anexo B).
- Se asume que en el proceso de escalamiento a la planta real la pureza en los productos podría resultar reducida, por lo tanto, obtener purezas por encima del 97% otorga un margen de error de 2% para el proceso de implementación.

Con base en lo anterior se fijó como criterio de selección la superación de los porcentajes de recuperación, así como la obtención de fracciones molares superiores al 90% en el caso del propano y del 95% en el caso del butano.

2.4 DEFINICIÓN DE LOS INTERVALOS OPERACIONALES

2.4.1 Presión de operación: Típicamente el valor de la presión en estas torres es ajustado de tal manera que permita operar el condensador con agua o aire, para un condensador total la presión debe corresponder al punto de burbuja del destilado a una temperatura superior a la del fluido refrigerante [14]. Generalmente la presión de operación resulta de hacer un balance económico entre el costo de operación del condensador y el del rehervidor, los cuales son inversos, ya que a mayor presión se requerirá una mayor inversión en suministro de calor y potencia a su vez que una menor inversión en la operación del condensador [15].

Típicamente este equilibrio se encuentra entre los 200 psig y los 300 psig para la columna de propano y de 70 psig a 100 psig para la columna de butanos [16] [17]. Concatenando las condiciones actuales con lo expresado en la literatura se fijó un intervalo de 200 psig a 300 psig, para la depropanizadora, y de 70 psig a 150 psig, para la debutanizadora.

2.4.2 Temperatura en el rehervidor: Para una presión predeterminada el control de la temperatura en el rehervidor permite controlar el proceso. Si la temperatura es muy baja se obtienen bajos flujos de destilado ya que el producto liviano es arrastrado por el fondo, por el contrario, si la temperatura es muy alta el destilado estará fuertemente contaminado por compuestos pesados [18]. El valor de la temperatura debe ser el adecuado para evitar los dos casos anteriores. En este estudio se planteó la hipótesis de que esta podría corresponder a la temperatura de rocío en la corriente de alimentación, ya que así se garantiza una completa evaporación del fluido entrante, con base a esto se determinaron las envolventes de las corrientes de alimento a las columnas (Anexo C) y se fijaron estas como punto de partida en el estudio.

2.4.3 Razón de reflujo: El reflujo es una corriente de destilado condensado que se recircula a la torre con el fin de rectificar la corriente de vapor a través del contacto a contracorriente [19]. A través de esta corriente se logra la remoción del calor en la fase ascendente, y por consiguiente la condensación de los elementos menos volátiles, permitiendo alcanzar altos valores de pureza en un número limitado de etapas [20]. Sin embargo, el aumento en el flujo recirculado genera un crecimiento en el flujo interno, y por consiguiente un mayor requerimiento en el calor del rehervidor y del condensador [18]. Por lo tanto, la razón de reflujo debe ser un balance entre la obtención de productos de cualidades deseadas y el consumo mínimo de calor en los intercambiadores asociados [21]. Las razones de reciclo características para la depropanizadora y la debutanizadora son de 1,8 a 3,5 y de 1,2 a 1,5 respectivamente [16]. El flujo del reciclo actualmente ronda los 55 GPM en la depropanizadora y los 35 GMP en la debutanizadora, valores correspondientes a razones de reciclo de 5,9 y 6 respectivamente. Con el fin de observar el comportamiento en la composición y el porcentaje de recuperación se evaluaron razones de reciclo desde las sugeridas por la literatura hasta un máximo de 20.

2.5 ELABORACIÓN DEL DISEÑO DE EXPERIMENTOS

Para los intervalos de presión seleccionados se realizaron subdivisiones con espaciamiento de 10 psig, para estos valores se ejecutaron 2 etapas utilizando razones de reciclo de 5,9 y 6 para la depropanizadora y la debutanizadora respectivamente.

2.5.1 Primera etapa : La temperatura inicial en el rehervidor se configuró para cada presión, como la temperatura de rocío respectiva menos 5°F, y se efectuaron aumentos de 5 °F hasta cumplir el criterio de selección, posteriormente se evaluó el intervalo localizado entre los dos últimos valores de temperatura, con una variación de 1°F. Dado que el aumento de la temperatura genera costos adicionales se seleccionó el menor valor de temperatura que permitía cumplir el criterio de selección [18].

2.5.2 Segunda etapa: Con la temperatura seleccionada en la primera etapa se evaluaron diferentes razones de reciclo: 20 y 10 para determinar el efecto de elevadas tasas de reciclo, 5.9 y 6 las razones actuales, los intervalos característicos de reflujo en ambas torres y adicionalmente en la debutanizadora se evaluaron razones de 2 y 3 con objeto de observar el comportamiento del sistema entre la razón actual y las típicas [16]. Adicionalmente se consignaron los flujos de calor en el condensador y en el rehervidor.

2.6 MODELAMIENTO DEL PROCESO MEDIANTE ASPEN HYSYS®

La simulación se desarrolló en el software Aspen HYSYS V 8.8 utilizando las especificaciones estructurales suministradas por la planta, diagramas de flujo y manuales.

La correcta elección del método termodinámico influye en gran medida en el correcto desarrollo de la simulación y la veracidad de los datos que de ésta se obtienen. En este caso de estudio los componentes que se manejaron son en mayor proporción hidrocarburos de bajo y mediano número de carbonos, compuestos en los cuales sólo influyen prácticamente las fuerzas de atracción y repulsión físicas,

lo que hace que las ecuaciones de estado sean ideales para modelar estos casos, de modo que se utilizó la ecuación de estado Peng Robinson, debido a que, además de manejar un amplio margen de aplicabilidad en términos de presión y temperatura, es uno de los modelos mayormente mejorados en el software Aspen HYSYS® y dada su versatilidad es usado típicamente para determinar los límites de fase y las condiciones de las mezclas de hidrocarburos [22].

2.7 MODELAMIENTO DEL PROCESO EN ASPEN PLUS® Y COMPARACIÓN DE RESULTADOS

En aras de evaluar la reproducibilidad del modelo en otro paquete de simulación con el fin de contrastar los resultados obtenidos mediante Aspen HYSYS®, se modeló el caso de estudio en el simulador Aspen Plus®, empleando las mismas condiciones de alimento y operación, como también la misma metodología usada en el diseño de experimentos.

3 RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1 SIMULACIÓN MEDIANTE ASPEN HYSYS®

Como resultado de este estudio se encontraron las mínimas temperaturas para las cuales se garantizan fracciones molares superiores al 90% de propano en el destilado de la columna depropanizadora, 97% de butano en el destilado de la columna debutanizadora y 97% de C5+ en los fondos de la misma.

Los resultados de la fase 1 se sintetizaron en las tablas 2 y 3, allí se pueden apreciar las temperaturas seleccionadas, así como los flujos de destilado, porcentajes de recuperación y las correspondientes temperaturas en el condensador.

3.1.1 Temperatura en el condensador: El condensador implementado actualmente en la planta utiliza aire como fluido refrigerante (77°F), para permitir un correcto funcionamiento se debe garantizar un gradiente de temperatura de por lo menos 20°F, por lo tanto, la temperatura en esta etapa, correspondiente a la temperatura de burbuja del destilado, no debe ser superior a los 97°F [14] [15]. En la columna depropanizadora esta temperatura se acerca al límite debido al alto contenido de etano, el cual requiere menores temperaturas para mantener la fase líquida [23]. Sin embargo, tanto la debutanizadora como la depropanizadora cumplen con los requerimientos, inclusive a bajas presiones (ver tablas 2 y 3).

TABLA 2. RESULTADOS DE LA ETAPA 1 PARA LA TORRE DEPROPANIZADORA: CARACTERIZACIÓN DEL DESTILADO, FRACCIÓN DE RECUPERACIÓN Y TEMPERATURA EN EL CONDENSADOR.

Presión de operación (Psig)	Temperatura en el rehervidor (F)	Fracción molar de propanos en el destilado	Destilado (USGPD)	Fracción de recuperación	Temperatura en el Condensador (F)
200	247	0,9357	13436	0,986	97,6
210	252	0,9357	13446	0,986	101,4
220	257	0,9358	13467	0,988	105,0
230	261	0,9356	13435	0,985	108,4
240	266	0,9357	13474	0,988	111,9
250	270	0,9356	13457	0,987	115,1
260	274	0,9355	13446	0,986	118,3
270	278	0,9354	13440	0,986	121,4
280	282	0,9354	13443	0,986	124,5
290	286	0,9353	13454	0,987	127,4
300	290	0,9353	13462	0,987	130,3

Al igual que en el estudio desarrollado por Bolaños-Reynoso *et al* [24], a medida que aumenta la presión la temperatura requerida para lograr la condensación del destilado aumenta y por lo tanto se reduce la cantidad de calor a remover, esto disminuye los costos de operación del intercambiador, el cual requiere menos fluido de trabajo y por lo tanto menos potencia.

TABLA 3. RESULTADOS DE LA ETAPA 1 PARA LA TORRE DEBUTANIZADORA: CARACTERIZACIÓN DEL DESTILADO, FRACCIÓN DE RECUPERACIÓN, TEMPERATURA EN EL CONDENSADOR Y PRESIÓN DE VAPOR DE LA GASOLINA.

Presión de operación (psig)	Temperatura en el rehervidor (F)	Fracción molar de butanos en el destilado	Destilado (USGPD)	Fracción de recuperación	Temperatura en el condensador (F)	Presión de vapor de la gasolina (psig)
70	224	0,977	7529	0,967	121,4	13,8
80	234	0,976	7556	0,971	129,3	13,7
90	243	0,976	7564	0,972	136,8	13,8
100	251	0,976	7551	0,970	143,7	13,8
110	259	0,976	7563	0,971	150,2	13,7
120	266	0,976	7547	0,969	156,3	13,8
130	273	0,976	7557	0,970	162,1	13,8
140	280	0,975	7577	0,973	167,7	13,8
150	286	0,975	7561	0,970	172,9	13,8

3.1.2 Correlación entre la presión y la temperatura: Considerando que el presente trabajo tiene como intención, aparte de las ya nombradas en los objetivos, la generación de una herramienta que permita encontrar la temperatura más adecuada para diferentes valores de presión en el intervalo de 200 psig a 300 psig, en la depropanizadora, y de 70 psig a 150 psig en la debutanizadora. Para tal fin se analizaron los datos de presión y temperatura de las tablas 2 y 3, obteniendo el comportamiento que se muestra en las figuras 2 y 3.

Al observar las figuras 2 y 3 se determina que existe una relación con un comportamiento casi lineal en el intervalo de presiones y temperaturas evaluadas en este trabajo, se procede a establecer un modelo matemático para dicho sistema. En las ecuaciones determinadas se encuentra el parámetro P, presión, en unidades de psig y el parámetro T, temperatura, con unidades de °F.

$$T = 0,4255P + 163 \quad Ec 1$$

La ecuación 1 cuenta con un $R^2 = 0,9983$ con lo que se corrobora que una aproximación lineal es muy acertada para este caso. Para la relación determinada en la torre debutanizadora se observó que tiene un comportamiento muy similar al lineal; la ecuación 2 que describe de manera acertada este conocimiento.

$$T = 0,7683P + 172,82 \quad Ec 2$$

FIGURA 2. REPRESENTACIÓN DE LA RELACIÓN ENTRE LOS VALORES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA EN LA TORRE DEPROPANIZADORA.

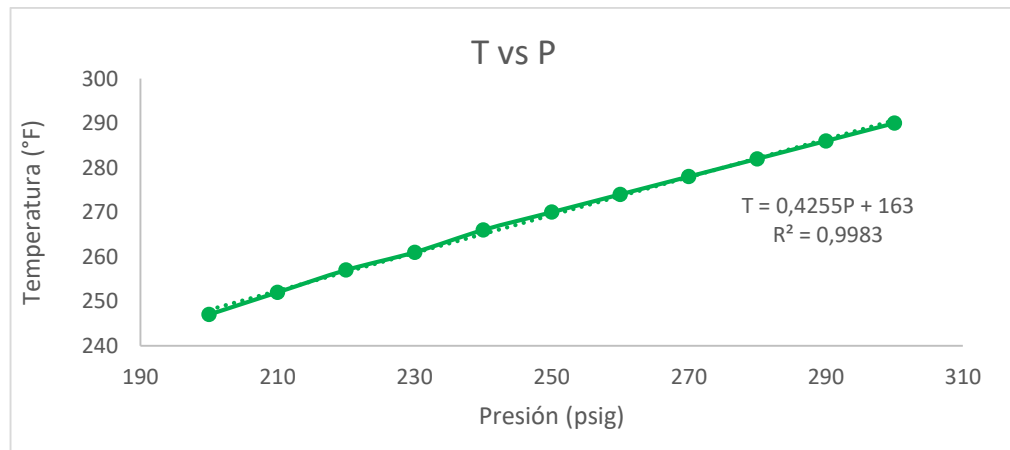
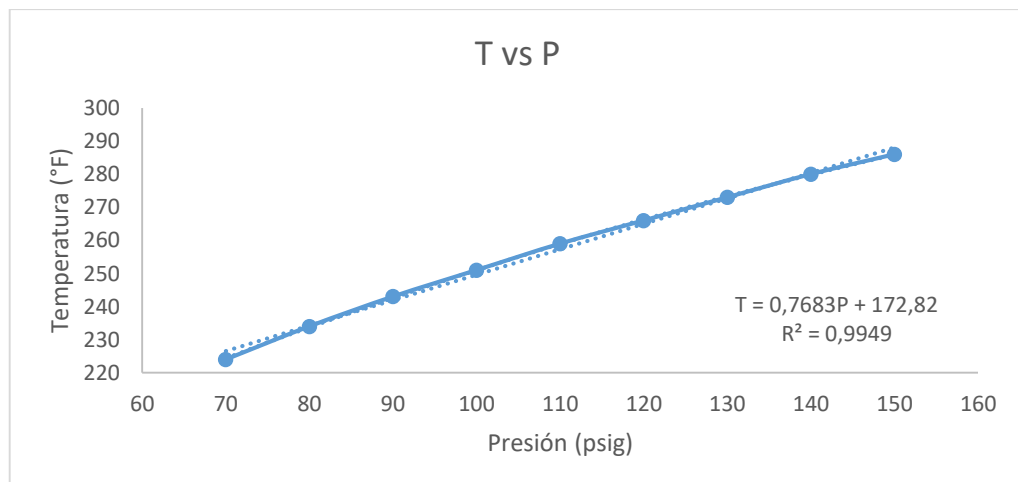


FIGURA 3. REPRESENTACIÓN DE LA RELACIÓN ENTRE LOS VALORES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA EN LA TORRE DEBUTANIZADORA



La ecuación para la torre debutanizadora presenta un $R^2 = 0,9949$ que evidencia que la aproximación lineal también es válida para este caso. Se debe agregar que, si bien los datos obtenidos fueron modelados por la ecuación de estado Peng Robinson, la cual genera una función cúbica, el comportamiento de la relación obtenida para ambas torres es lineal; esto se podría deber a que el intervalo de presiones en el que se lleva a cabo la evaluación de este trabajo es muy pequeño en comparación al amplio margen de trabajo que permite esta ecuación de estado y esto genera como resultado que en el intervalo de presiones estudiadas la función sea lineal.

Considerando que en ambas torres se evidenció un comportamiento lineal en el intervalo de aplicación de la presión, se procedió a hacer una validación de las ecuaciones utilizando el marco metodológico con el que se llevó a cabo el presente trabajo, sin embargo, en este caso el intervalo de variación fue diferente al establecido en la metodología de este trabajo, este fue de 205 psig a 295 psig para la depropanizadora y entre 75 psig y 145 psig para la debutanizadora, variando los valores de presión en 10 psig (Anexo D).

Como resultado se observó que las temperaturas obtenidas por medio de las ecuaciones con las cifras de presión establecidas generaron que los parámetros evaluados resultaran ser eficientes, bajo el criterio establecido en la metodología de este trabajo, lo que indica que la aproximación lineal calculada es acertada a la hora de modelar el comportamiento en ambas torres.

3.2 EVALUACIÓN DE LA REPRODUCIBILIDAD DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® CON LOS RESULTADOS DE ASPEN PLUS®

3.2.1 Depropanizadora: La simulación de la depropanizadora se llevó a cabo de la manera señalada en el diseño de experimentos. En el Anexo E se muestran los resultados de la etapa 1.

3.2.2 Debutanizadora: Al igual que en el simulador Aspen HYSYS® se determinó la corriente de alimento de la debutanizadora como el mejor escenario a condiciones actuales de presión y razón de reflujo, junto con la mejor temperatura para la fraccionadora de propano, correspondiente en este caso a 265 °F. Los resultados se encuentran consignados en el Anexo F

Los simuladores Aspen HYSYS® y Aspen PLUS®, ambos softwares propiedad de AspenTech, son herramientas altamente usadas para la simulación y optimización de procesos con fortalezas y debilidades en ciertos tipos de procesos, sin embargo, ambos softwares arrojaron datos semejantes para el presente caso de estudio. Las figuras 4 y 5, muestran una comparación entre las temperaturas en el rehervidor obtenidas mediante los diferentes softwares.

FIGURA 4. COMPARATIVO ENTRE LOS VALORES DE TEMPERATURA EN EL REHERVIDOR OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® Y ASPEN PLUS® EN LA TORRE DEPROPANIZADORA.

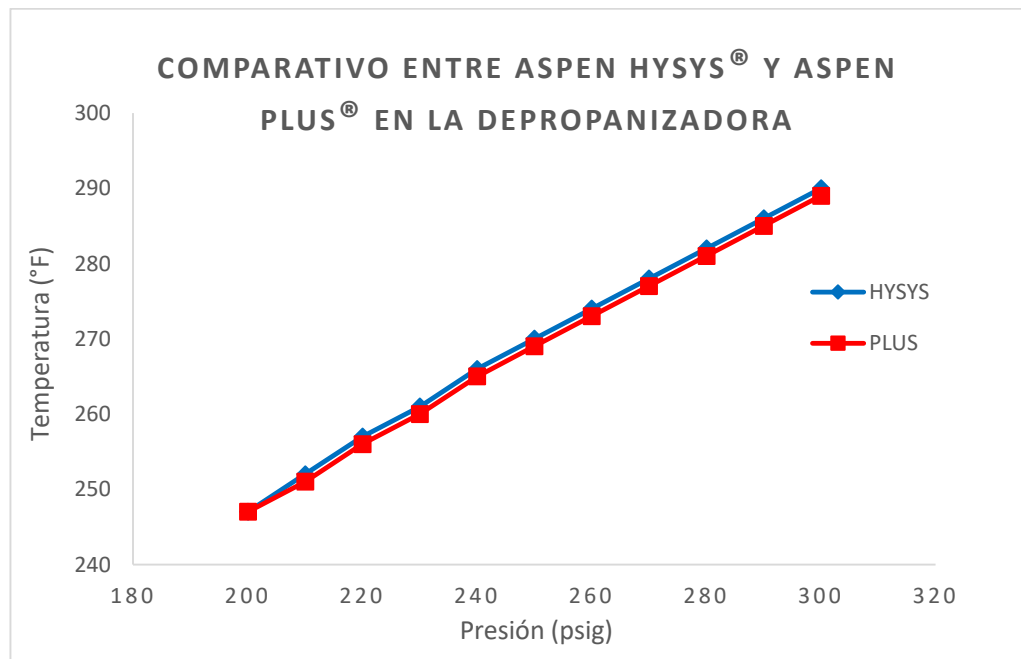
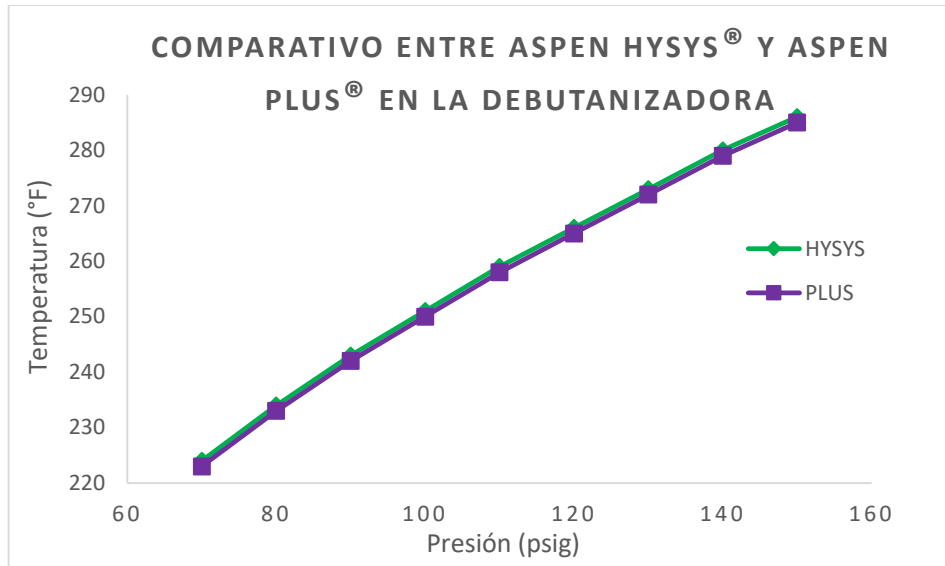


FIGURA 5. COMPARATIVO ENTRE LOS VALORES DE TEMPERATURA OBTENIDOS ASPEN HYSYS® Y ASPEN PLUS® EN LA TORRE DEBUTANIZADORA.



Como se observó en las figuras 4 y 5 los datos obtenidos para las dos torres fraccionadoras generan gráficas que presentan escasas diferencias, así mismo en las figuras 6 y 7 se evidenció que el comportamiento de la temperatura a lo largo de la torre fue igual en ambos simuladores. También, para el caso de los perfiles de composición, se calculó un error entre los valores obtenidos en ambas simulaciones y ningún valor superó el 1%, (Anexo G), por lo que fue posible constatar que aunque cada software cuenta con diferentes métodos numéricos y aproximaciones para la resolución de problemas y dado que para este caso de estudio en ambos simuladores se utilizó el mismo paquete termodinámico y los valores obtenidos fueron muy similares se infiere que los resultados obtenidos son reproducibles en diferentes tipos de software de simulación.

FIGURA 6. COMPARATIVO ENTRE LOS PERFILES DE TEMPERATURA DE LA TORRE DEBUTANIZADORA OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® Y ASPEN PLUS®

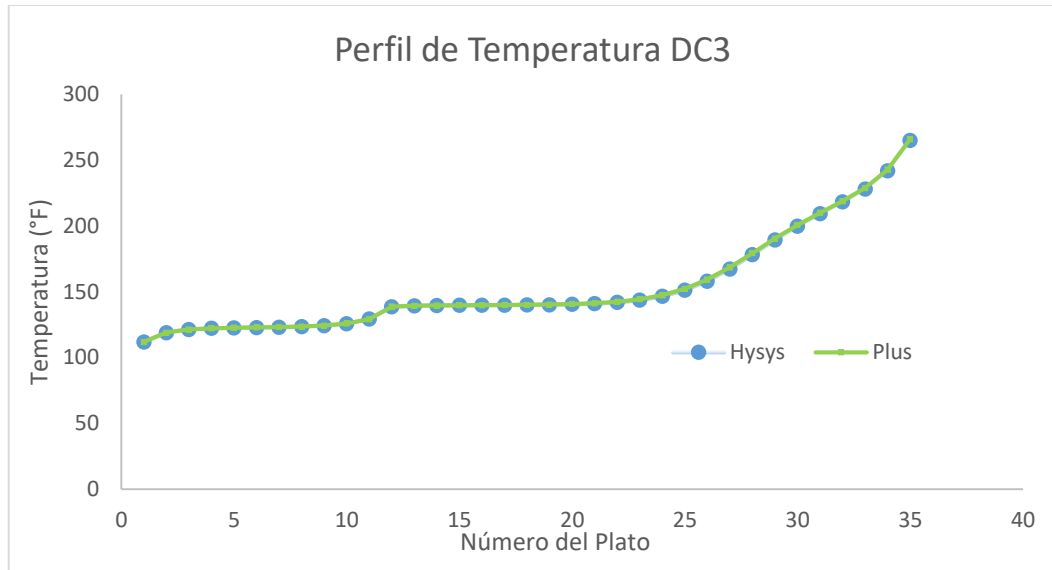
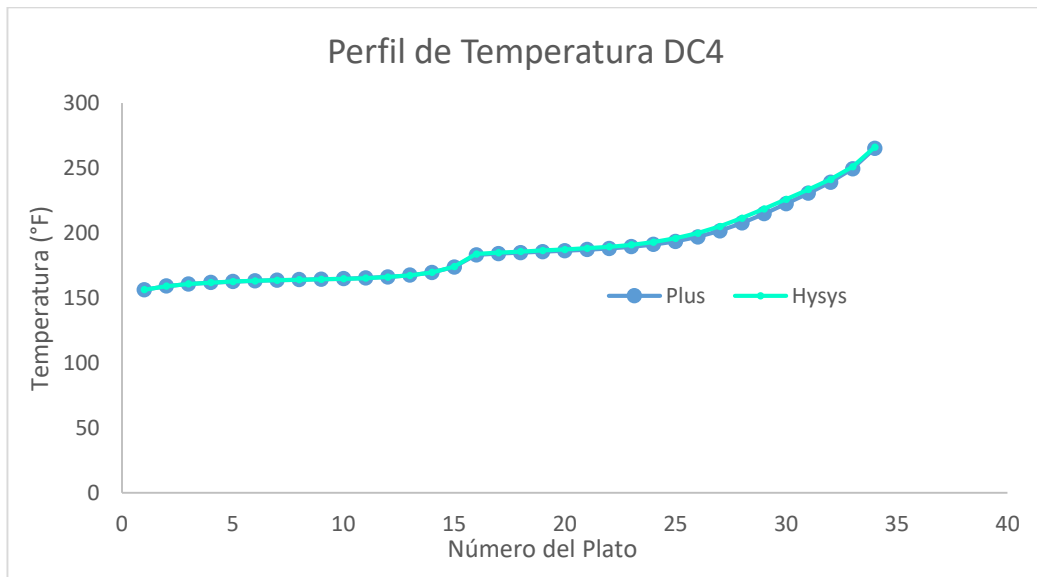


FIGURA 7. COMPARATIVO ENTRE LOS PERFILES DE TEMPERATURA DE LA TORRE DEPROPANIZADORA OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® Y ASPEN PLUS®



Se calculó el error entre los datos de los perfiles de concentración (ver anexo K) en cada etapa de las torres, se encontró que en el valor máximo de error fue menor al 10%, lo que da una primera impresión de que los resultados en ambos simuladores no difieren en gran medida. Los valores que superan el 5% de error entre las comparaciones de ambos simuladores corresponden a las fracciones de hidrocarburos C5+ y estas diferencias pudieron haber sido generadas por las diferentes aproximaciones que realiza cada simulador.

3.3 DIVERGENECIA CON RESPECTO AL CASO REAL

Para los casos concretos de 240 psig y 120 psig, desarrollados mediante simulación en Aspen HYSYS ® , se encontró que el modelo de las condiciones actuales de operación no permiten obtener las composiciones mostradas en las cromatografías (Anexo H). Aunque numerosos estudios señalan a Peng-Robinson como el mejor paquete termodinámico para el modelamiento de este tipo de escenarios, exaltando su precisión [26] [27] [28], se testearon diferentes modelos termodinámicos igualmente válidos, como UNIQUAC, Wilson y SRK, con el fin de corroborar su validez, los resultados, al igual que lo mostrado en la literatura, no presentaban grandes diferencias con respecto a PR [26] [27] [29].

Las temperaturas encontradas en este estudio coinciden con las sugeridas por Sánchez [30] y Pérez & Hernandez [5], sin embargo, la temperatura de operación depende de las características del propias del proceso, como presión, composición del flujo de alimento y equipamiento, por lo tanto, es posible encontrar columnas depropanizadoras y debutanizadoras que operan desde los 140°F hasta los 595°F [26] [27] [31].

Dado que los equipos de esta planta son de hace más de 50 años, la divergencia en los resultados (que son confidenciales y no se pudieron consignar en este trabajo) puede fundamentarse en el deterioro de los mismos, los cuales pueden generar pérdidas de presión que permitan lograr la separación a menores temperaturas [24]. Un fenómeno de sobrecalentamiento puede estar generando un

flujo de calor excesivo el cual permitiría llevar a cabo la separación efectiva del producto crudo a la presión de operación actual [32]. Otros autores han sugerido la revisión de equipos y sensores con el fin de evidenciar posibles problemas en el funcionamiento de la planta [33]. En este caso se sugiere revisar las columnas, dispositivos de almacenamiento e intercambiadores de calor en la planta y descartar pérdidas de presión o flujos excesivos de calor.

3.4 RECICLO

La operación de la torre depropanizadora se realizó para razones de reflujo desde 1.8 hasta 20, los resultados fueron plasmados en la tabla 4. estas variaciones no afectaron significativamente la fracción de recuperación, la cual se mantuvo por encima de la deseada en todos los escenarios. Un comportamiento similar fue observado en la torre debutanizadora, cuyos resultados se puede observar en la tabla 5, la cual no mostró cambios significativos en la fracción de recuperación para razones de reciclo superiores a 3, por debajo de este valor no se lograron obtener las especificaciones requeridas.

TABLA 4. RESULTADOS DE LA ETAPA 2 PARA LA TORRE DEPROPANIZADORA: CARACTERIZACIÓN DEL DESTILADO, FLUJOS DE CALOR EN REHERVIDOR Y CONDENSADOR Y FRACCIÓN DE RECUPERACIÓN.

R	Reflujo (gpm)	Fracción molar de propano en el destilado	Calor rehervidor (BTU/h)	Calor condensador (BTH/h)	Destilado (USGPD)	Porcentaje de recuperación
20	187,1	0,936	6751328	-6231884	13475	0,989
10	93,6	0,936	3783034	-3264436	13473	0,989
5,9	55,2	0,936	2566513	-2047952	13474	0,988
3,5	32,8	0,935	1855135	-1336415	13478	0,988
3	28,1	0,935	1706894	-1188616	13484	0,988
2,5	23,4	0,934	1559200	-1041203	13493	0,988
2	18,8	0,931	1412729	-895196	13519	0,987
1,8	16,9	0,928	1354904	-837893	13543	0,986

Por lo tanto, las razones típicas no son plausibles en este sistema, esto se debe a que las recomendaciones se basan en los valores más comunes, sin embargo, la discrepancia no constituye un error ya que los procesos pueden diferir en gran medida [16] [34]. Con respecto al flujo de calor, al igual que en la torre antecesora, la disminución de la razón de reflujo, desde 20 hasta 3, logra acortar el flujo de calor a una quinta parte.

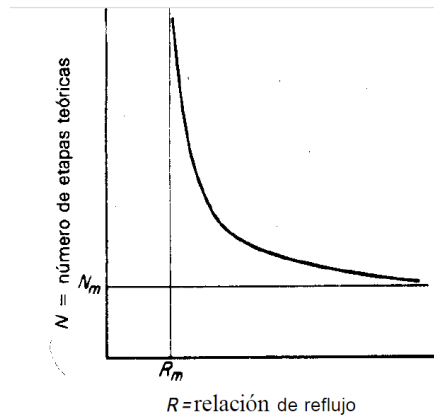
TABLA 5. RESULTADOS DE LA ETAPA 2 PARA LA TORRE DEBUTANIZADORA: CARACTERIZACIÓN DEL DESTILADO, FLUJOS DE CALOR EN REHERVIDOR Y CONDENSADOR Y FRACCIÓN DE RECUPERACIÓN.

R	Reflujo (gpm)	Fración molar de butanos en el destilado	Flujo de calor en el rehervidor (BTU/h)	Flujo de calor en el condensador (BTH/h)	Destilado (USGPD)	Fración de recuperación
20	104,8	0,9770	3989891	-4116310	7546	0,9701
10	52,4	0,9767	2032599	-2155923	7546	0,9698
6	31,4	0,9758	1247354	-1373300	7545	0,9688
3	15,8	0,9700	663041	-785962	7562	0,9652
2	10,8	0,9377	483311	-610059	7748	0,9560
1,5	8,5	0,8751	420072	-549845	8175	0,9414
1,2	7,1	0,8328	379441	-512092	8511	0,9327

El comportamiento antes descrito se debe a que cualquier razón de reflujo, entre la mínima y el infinito, puede suministrar la separación deseada, sin embargo, cuanto menor sea razón de reflujo, mayor será el número de etapas requeridas, es decir el número de platos, ver figura 8, [19]. Las figuras 9 y 10 muestran los perfiles de concentración a lo largo de las torres depropanizadora y debutanizadora, para las razones de reciclo actuales, allí se puede apreciar que a partir del plato 8 en la depropanizadora y del 5 en la debutanizadora, las corrientes no aumentan su concentración, por lo tanto, las etapas superiores no aportan al proceso de separación [35]. Por lo tanto, la razón de reflujo debería reducirse al valor para el cual corresponda un número de etapas igual al número de platos presente en las torres actualmente, los cuales son 33 platos para la depropanizadora y 32 para la

debutanizadora, de esta manera se logra disminuir los costos de operación sin afectar la separación, según el estudio realizado estas razones de reciclo corresponden a 1,8 para la depropanizadora y 3 para la debutanizadora.

FIGURA 8. RELACIÓN ENTRE EL NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS Y LA RAZÓN DE REFLUJO



FUENTE: TREYBAL, ROBERT E. (1990). OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA. CIUDAD DE MÉXICO: MCGRAW-HILL, 1990. P. 429

FIGURA 9. PERFIL DE COMPOSICIÓN DE LA FASE VAPOR A LO LARGO DE LA TORRE DEPROPANIZADORA

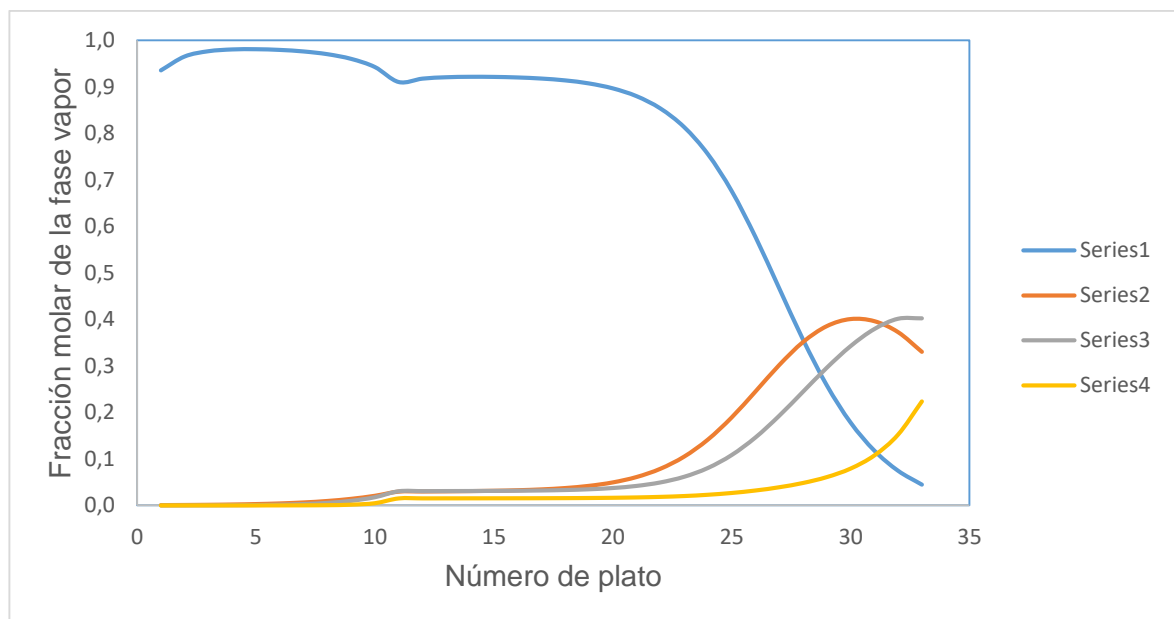
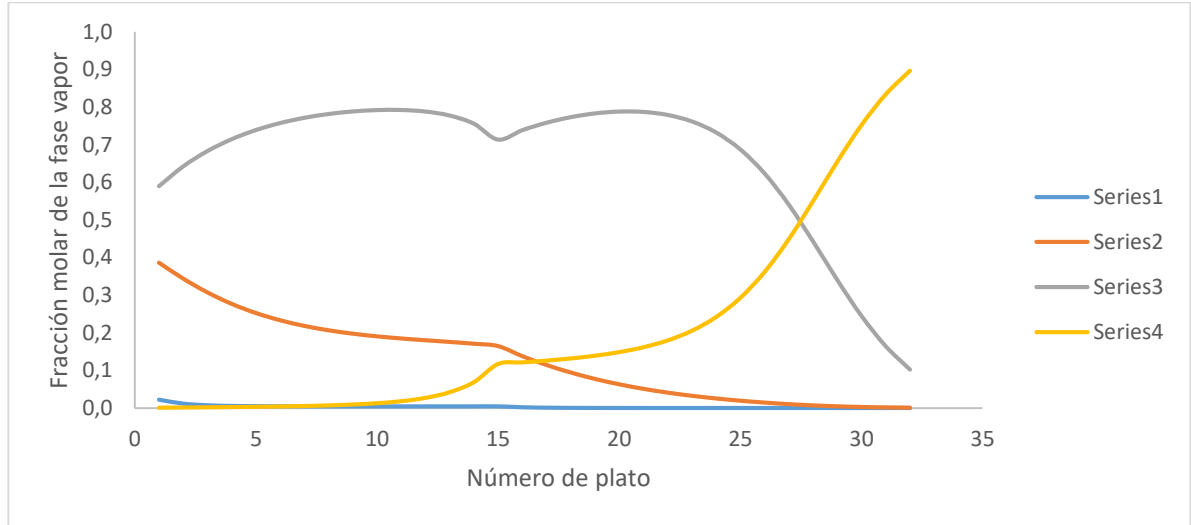


FIGURA 10. PERFIL DE COMPOSICIÓN DE LA FASE VAPOR A LO LARGO DE LA TORRE DEBUTANIZADORA



3.5 COMPARACIÓN DE LAS CORRIENTES DE SALIDA.

La comparación entre las corrientes de salida del proceso, reportadas en las cromatografías (confidenciales) con respecto a las obtenidas en la simulación, para una temperatura de 266°F, a las mismas condiciones de presión y reflujo (Anexo I) permiten notar que:

3.5.1 Propano: El porcentaje de propano pasó de 91,1 % a 93,6%, la principal causa fue la disminución del contenido de butanos, los cuales se ven condensados casi en su totalidad para la etapa 24. Es de resaltar que la cromatografía del propano muestra una contaminación con C5+, los cuales debido a su baja volatilidad no deberían estar presentes, estos representan el 1,3% en base molar, su porcentaje se reduce a 0 debido al tratamiento teórico del software, sin embargo en un procesos reales son imposibles de eliminar en su totalidad, por lo tanto, al ser escalado a la planta real el porcentaje de pureza podría verse mermado en cerca de 1,3% como resultado del arrastre de estos contaminantes [24] [36].

La fracción máxima de propano alcanzable en esta corriente es de 93,67% (anexo C) esto se debe a la alta presencia de compuestos más ligeros en la corriente de alimento, destacándose el etano, el cual representa cerca del 3% en fracción molar, estos impiden que la fracción molar de propano pueda superar el 95%, por lo tanto, sería recomendable realizar una mejora en los tratamientos anteriores que permitiera limitar la presencia de estos compuestos y así lograr mayores purezas [37].

3.5.2 Butano: La fracción molar de butanos pasa de 95,6% a 97,6%. Los contaminantes en esta corriente son casi exclusivamente propanos, lo cuales llegan a 2,3%, sin embargo, debido a que las exigencias contractuales señalan un mínimo de 95% en pureza, su presencia no repercute drásticamente, por el contrario, su eliminación si representa una afectación económica al requerir del aumento en el flujo de calor en la torre debutanizadora [24]. A diferencia de la torre anterior, la cromatografía no presenta concentraciones altas en contaminantes pesados C6+ (> 0,1%), sin embargo, se evidencia la presencia de 3,9% de pentanos, esta fracción se ve disminuida casi totalmente en la corriente obtenida mediante simulación. El aumento en la pureza se debe principalmente a la eliminación de los pentanos en el destilado de la debutanizadora, la cual se obtuvo a través de la estipulación de las variables de operación recomendadas.

3.5.3 Gasolina: Para las variables estipuladas anteriormente se logró el cumplimiento de los estándares de calidad de la gasolina (ver tabla 3). Al comparar las corrientes no se aprecian grandes diferencias entre los componentes más pesados (C5+), sin embargo, el contenido de butanos disminuye en cerca de 2%, en base molar, al ser el componente más volátil influye en ampliamente en la presión de vapor, sin embargo, a pesar de la disminución se logran alcanzar presiones de 14 psig [38].

4 CONCLUSIONES.

- A través del control de la presión, temperatura y razón de reflujo se lograron simular corrientes de alta pureza en la sección fraccionadora de líquidos, sin la necesidad de implementar costosas modificaciones estructurales. Las presiones y sus respectivas temperaturas, que permitieron obtener corrientes mejoradas bajo los criterios de cumplimiento de parámetros comerciales y economía energética, se pueden obtener mediante las relaciones lineales determinadas para la depropanizadora y debutanizadora. Asimismo, la operación a razones de reflujo inferiores a las actuales permite obtener líquidos mejorados.
- A partir de los datos obtenidos de las simulaciones se puede inferir que el caso de estudio es reproducible en ambos simuladores y se evidenciaron en estos similitudes en los resultados; sin embargo, aunque en este caso de estudio el simulador principal fue Aspen HYSYS, software constantemente optimizado para aplicaciones de refinación y procesamiento de petróleo y gas, Aspen Plus que es un simulador potente para modelar propiedades no ideales, sistemas con electrolitos, sólidos, azeótropos, entre otros, muestra ser un simulador igualmente válido y eficiente a la hora de simular este tipo de procesos [39][40].

5 SUGERENCIAS

- Dado que las temperaturas en el rehervidor obtenidas en este trabajo con los valores actuales de operación superan los valores reportados en la planta del caso de estudio se recomienda realizar una revisión de los equipos con el fin de descartar problemas de sobrecalentamiento, errores de medición o pérdidas de presión.
- Dado que los equipos existentes manejan flujos significativamente inferiores a sus especificaciones de diseño elevar la razón de reflujo permite operar con un flujo interno más aproximado al de diseño, sin embargo, como resultado de este estudio se encontraron razones de reciclo inferiores para las cuales se permite obtener los valores de separación requeridos.
- Se requiere realizar una mejora en los procesos anteriores a la sección de fraccionamiento de líquidos con el fin de limitar el contenido de ligeros e inertes y de esta manera permitir la obtención de una corriente de propano con una pureza superior al 95%. Se sugiere realizar un estudio mediante el modelamiento en Aspen HYSYS® Y Aspen Plus®.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] Alfonso López Suárez. Cupiagua, la llave para bajar el déficit de GLP. [Revista en línea]. Enero de 2018. Revista Portafolio Colombia. (Recuperado en 18 de octubre de 2018). Disponible en <https://www.portafolio.co/economia/cupiagua-el-proyecto-que-busca-bajar-el-deficit-de-glp-513808>

[2] Alfonso López Suárez. Privados comienzan las importaciones de GLP. [Revista en línea]. Diciembre de 2017. Revista Portafolio Colombia. (Recuperado en 18 de octubre de 2018). Disponible en <https://www.portafolio.co/economia/privados-comienzan-las-importaciones-de-glp-512428>

[3] PROMIGAS. Informe Del sector de gas natural 2014. Colombia, 2014. p. 49.

[4] Alexander Chamorro y Edison Gil. Técnicas Recomendadas para el Aumento de la Producción en Campos Maduros. [En línea]. Junio 2009. Oilproduction.net. (Recuperado en 18 de octubre de 2018). Disponible en <http://oilproduction.net/files/Aumento%20de%20produccion%20en%20campos%20maduros.pdf>

[5] PEREZ PLATA, Henry Mauricio y HERNÁNDEZ TAMAYO, Watson Marcelo. Optimización de los procesos de fraccionamiento en la planta de gas de El Centro a partir del uso de la herramienta HYSYS. Tesis para especialista en ingeniería de gas. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2010.

[6] Ecopetrol (2014). Procesamiento del Gas Natural. [En línea]. Colombia, septiembre de 2014. (Recuperado en 18 de octubre 2018). Disponible en https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/productos/gas-natural/Informaci%C3%B3n%20General/cadena-de-valor-del-gas-natural/procesamiento!/ut/p/z0/04_Sj9CPykssy0xPLMnMz0vMAfljo8ziLQIMHd09DQy9DZwt3QwcjTwsQxw9g4JMQ0z1C7ldFQEDKOI/

[7] TORRES, Juan Esteban; RAMÍREZ, Ximena y BARAJAS, C. (2008). Optimización de columnas de destilación atmosférica usando metamodelos.

Ingeniería Química. [Base de datos en línea]. Enero de 2008. ResearchGate, p.78-85. (Recuperado en 16 agosto 2018). Disponible en https://www.researchgate.net/publication/305641949_Optimizacion_de_columnas_de_destilacion_atmosferica_usando_metamodelos

[8] ALBOLPOUR, Bahador y MOHEBBI, Ali. Optimization of the reflux ratio benzene-toluene stage distillation columns by Cuckoo algorithm. Kerman: Universidad de Kerman. Facultad de Ingenieria, 2014.

[9] DRILJO, Adela, et al. Predicting Minimum Energy Conditions for a Distillation Column by Design of Experiments and Process Simulation. [Base de datos en línea]. Agosto de 2016. Revista Chemical engineering transactions. (Recuperado en 3 de septiembre del 2018). Disponible en https://www.researchgate.net/publication/288812140_Predicting_minimum_energy_conditions_for_a_distillation_column_by_design_of_experiments_and_process_simulation

[10] PETROSANTANDER INC. Manual operacional del proceso de producción. Colombia, 2014, 24p.

[11] NTC 2303: GASES LICUADOS DE PETRÓLEO (GLP). Instituto colombiano de normas técnicas y certificación, Bogotá, Colombia, 2007

[12] ASTM D1835: Standard Specification for Liquefied Petroleum (LP) Gases. ASTM International, West Conshohocken, USA 2011

[13] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering data book. Tulsa: GPSA, 2004, p.546.

[14] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering data book. Tulsa: GPSA, 2004, p.529.

[15] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering data book. Tulsa: GPSA, 2004, p.531.

- [16] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering data book. Tulsa: GPSA, 2004, p.541.
- [17] MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of natural gas transmission and processing. Oxford: Elsevier Inc., 2006. p.374-378. ISBN: 978-0-12386914-2.
- [18] TREYBAL, Robert E. Operaciones de transferencia de masa. Ciudad de México: McGraw-Hill, 1990. p. 406-414.
- [19] TREYBAL, Robert E. "Operaciones de transferencia de masa". Ciudad de México, México: McGraw-Hill, 1990. p. 368.
- [20] TREYBAL, Robert E. "Operaciones de transferencia de masa". Ciudad de México, México: McGraw-Hill, 1990. p. 425.
- [21] FAZLALI, Alireza, et al. Optimization of operating conditions of distillation columns:an energy saving option in refinery. [Base de datos en línea]. Noviembre 19 de 2008. Songklanakarin Journal of science and technology, 31(6), 661-664. (Recuperado en 6 septiembre 2018). Disponible en https://www.researchgate.net/publication/41187202_Optimization_of_operating_conditions_of_distillation_columns_An_energy_saving_option_in_refinery_industry
- [22] GUERRA, Maria Jesus.; WANG, Laurie; VAN WASSENHOVE, Wim. "Aspen HYSYS Property Packages". [En línea]. Barcelona, 2006. (Recuperado en 4 julio 2018). Disponible en <http://sites.poli.usp.br/d/pqi2408/BestPracticesOptimumSimulationsHYSYSPropertyPackages.pdf>
- [23] SWIFT, G. W.; LOHRENZ, John y KURATA, Fred. Liquid viscosities above the normal boiling point for methane, ethane, propane, and *n*-butane. [Base de datos en línea]. Septiembre 1960. Aiche Journal, 6(3), 415-419. (Recuperado en 1 septiembre 2018). Disponible en <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/aic.690060314>
- [24] BOLAÑOS-REYNOSO, E, et al. Análisis del Efecto de la Presión en Destilación Flash con Soluciones Múltiples Aplicando Cálculos de Equilibrio Instantáneo y Equilibrio entre Fases. [Base de datos en línea]. 2004. Información tecnológica, 15, 7-12. (Recuperado en 15 de septiembre del 2018). Disponible en

https://scielo.conicyt.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642004000200002

[25] GUTIERREZ, Juan Pablo, et al. " A sensitivity analysis and a comparison of two simulators performance for the process of natural gas sweetening". Journal of Natural Gas Science and Engineering, vol. 31, pp. 800-807, 2016.

[26] AHMADI, Alireza, et al. Performance improvement and efficiency enhancement of a debutanizer column (a case study in South Pars gas field). [Base de datos en línea]. Enero de 2015. Revista Journal of Natural Gas Science and Engineering, 22, 49–61. (Recuperado en 10 agosto 2108). Disponible en <https://bibliotecavirtual.uis.edu.co:2236/10.1016/j.jngse.2014.11.012>.

[27] AL-SOBHI, Saad A. y ELKAMEL, Ali. Simulation and optimization of natural gas processing and production network consisting of LNG, GTL, and methanol facilities. [Base de datos en línea]. Marzo 2015. Revista Journal of Natural Gas Science and Engineering, 23, 500–508. (Recuperado en 2 agosto 2018). Disponible en <https://bibliotecavirtual.uis.edu.co:2236/10.1016/j.jngse.2015.02.023>.

[28] PERRY, Robert H; GREEN, Don W. y MALONEY, James O. Manual del ingeniero químico. Ciudad de México: McGraw Hill, 1997.

[29] FERMI, Elena y LAMBERTI, Alan. Advances in systems engineering research. Nueva York: Nova Science Publishers, 2013. p. 47-78. ISBN: 978-1-62948-310-8

[30] SÁNCHEZ DE LEÓN ALDAMA, Diego. (2015). Unidad de fraccionamiento de Glp's. Tesis de pregrado en Ingeniería en Energías. Madrid: Universidad Politécnica de Madrid, 2015.p. 21.

[31] SÁNCHEZ DE LEÓN ALDAMA, Diego. (2015). Unidad de fraccionamiento de Glp's. Tesis de pregrado en Ingeniería en Energías. Madrid: Universidad Politécnica de Madrid, 2015.p. 21.

- [32] PAVESE, Franco y MOLINAR MIN, Gianfranco Beciet. Modern gas-based temperature and pressure measurements. [Base de datos en línea]. Septiembre 28 de 2012. Springer, 45-146. (Recuperado 10 septiembre 2018). Disponible en https://bibliotecavirtual.uis.edu.co:2236/10.1007/978-1-4419-8282-7_2
- [33] DE LA PEÑA, Paola Catalina y GARCÍA DELGADO, Laura Cristina. Simulación y validación del proceso de mezclado de un sistema crudo butano-gasolina natural para el aprovechamiento de productos blancos. Tesis de pregrado en Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2014.
- [34] MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of natural gas transmission and processing. Oxford: Elsevier Inc., 2006. p.380. ISBN: 978-0-12386914-2.
- [35] MANLEY, D. B. Thermodynamically efficient distillation: Ngl fractionation. Rolla: Universidad de Misuri. Departamento de ingeniería química. 1998.
- [36] TREYBAL, Robert E. "Operaciones de transferencia de masa". Ciudad de México, México: McGraw-Hill, 1990. p. 407.
- [37] MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of natural gas transmission and processing. Oxford: Elsevier Inc., 2006. p.372. ISBN: 978-0-12386914-2.
- [38] CASTILLO HERNÁNDEZ, Patricia. Estudio de las propiedades fisicoquímicas de gasolina y diesel mexicanos con etanol al 10% y 15% en volumen. Tesis de maestría en Ciencias. Monterrey: Instituto tecnológico y de estudios superiores de Monterrey. 2008.
- [39] Aspentech, Aspen HYSYS. [Online]. Disponible: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-hysys>. [Accedido: 2-octubre-2018].
- [40] Aspetech, Aspen PLUS. [Online]. Disponible: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus>. [Accedido: 2-octube-2018]

BIBLIOGRAFÍA

- ESPINEL MARTINEZ, Ana Maria y SANTANDER URIBE, Julián Eduardo. Simulación y evaluación operacional de un sistema de tratamiento de gas natural con diferentes mezclas de hidrocarburos industriales. Tesis de grado en ingeniería química. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2005.
- GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering data book. Tulsa: GPSA, 2004.
- GEANKOPLIS, Christie John. Procesos de transporte y principios de procesos de separación. México: Compañía editorial continental, 2006. ISBN 0-13-101367-X.
- LUYBEN, William L. Distillation design and control using aspen simulation. Hoboken: Wiley, 2013. ISBN 978-1-11-841143-8.
- MANNING, Francis S y THOMPSON, Richard E. Oilfield processing of petroleum volume one: Natural gas. Tulsa: Pennwell Books, 1991. ISBN 0-87814-342-2.
- MARTÍNEZ, Marcías J. Ingeniería de gas, principios y aplicaciones. Maracaibo: Ingenieros consultores, S.R.L., 1994. ISBN 980-07-1676-9.
- MARTÍNEZ DE LA CUESTA, Pedro J. y MARTÍNEZ RUS, Eloísa. Operaciones de separación en ingeniería química. Madrid: Pearson Education, S.A. ISBN 84-205-4250-4.
- MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of natural gas transmission and processing. Oxford: Elsevier Inc., 2006. p.372. ISBN: 978-0-12386914-2.
- PEREZ PLATA, Henry Mauricio y HERNÁNDEZ TAMAYO, Watson Marcelo. Optimización de los procesos de fraccionamiento en la planta de gas de El Centro a partir del uso de la herramienta HYSYS. Tesis para especialista en ingeniería de gas. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2010.

PERRY, Robert H; GREEN, Don W. y MALONEY, James O. Manual del ingeniero químico. Ciudad de México: McGraw Hill, 1997.

PETROSANTANDER INC. Manual operacional del proceso de producción. Colombia, 2014, 24p.

SILIVELI EPALANGA, KÁTIA MARIANA. Otimização de uma coluna de destilação “v-104 stabilizer” de produção de lpg – gás liquefeito de petróleo campo petrolífero do malongo/cabinda/angola. Tesis de maestría en ingeniería química. Florianópolis: Universidade Federal de Santa Catarina, 2005.

TREYBAL, Robert E. “Operaciones de transferencia de masa”. Ciudad de México, México: McGraw-Hill, 1990.

ANEXOS

ANEXO A. CARACTERIZACIÓN CORRIENTE DE FONDOS DE LA DEBUTANIZADORA

TABLA A CORRIENTE DE SALIDA DE LA TORRE DEPROPANIZADORA

Alimento debutanizadora	
P (psig)	240
T (F)	266
Flujo (MMSFPD)	0,516
Compuesto	Composición
Nitrogen	0,0000
CO2	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0105
i-Butane	0,1799
n-Butane	0,2886
22-Mpropane	0,0098
i-Pentane	0,1405
n-Pentane	0,1739
Benzene	0,0061
Cyclohexane	0,0174
Mcyclopentan	0,0219
n-Hexane	0,1111
Toluene	0,0016
Mcyclohexane	0,0049
n-Heptane	0,0281
n-Octane	0,0033
n-Nonane	0,0012
n-Decane	0,0014

ANEXO B. CÁLCULOS PARA OBTENER LOS VALORES DE FRACCIONES MOLARES Y DE RECUPERACIÓN REQUERIDAS

$$\text{fracción molar} = \frac{\text{flujo molar del propano en el producto crudo}}{\text{Flujo molar de compuestos con volatilidad igual o superior a la del propano en el producto crudo}}$$

$$\text{fracción molar} = \frac{0.4619 * 1.006 \text{ MMSFPD}}{(0.4619 + 0.0004 + 0.0301 + 0.0007) * 1.006 \text{ MMSFPD}} = 0.9367$$

$$\text{Recuperación} = \frac{(\text{Flujo de butanos con 3\% de propano} - \text{Flujo de butanos}) \text{ en el producto crudo}}{\text{flujo de propano en el producto crudo}}$$

$$\text{Recuperación} = \frac{\left\{ \left[\frac{(0.0923 + 0.1479)}{0.97} \right] - (0.0923 + 0.1479) \right\} * 1.006 \text{ MMSFPD}}{0.4619 * 1.006 \text{ MMSFPD}}$$

$$\text{Recuperación} = 0.9839$$

$$\text{Recuperación} = \frac{(\text{Flujo de C5 + con 3\% de butanos} - \text{Flujo de C5+}) \text{ en el alimento de la debutanizadora}}{\text{flujo de butanos en el alimento de la debutanizadora}}$$

$$\text{Recuperación} = \frac{\left\{ \left[\frac{(0.4791)}{0.97} \right] - (0.4791) \right\} * 1.006 \text{ MMSFPD}}{(0.1799 + 0.2886) * 1.006 \text{ MMSFPD}}$$

$$\text{Recuperación} = 0.9656$$

ANEXO C. ENVOLVENTES DE LAS CORRIENTES D ENTRADA DE LAS TORRES
FRACCIONADORAS

FIGURA A. ENVOLVENTES CORRESPONDIENTES A LA CORRIENTE DE ALIMENTO DE LA
DEPROPANIZADORA

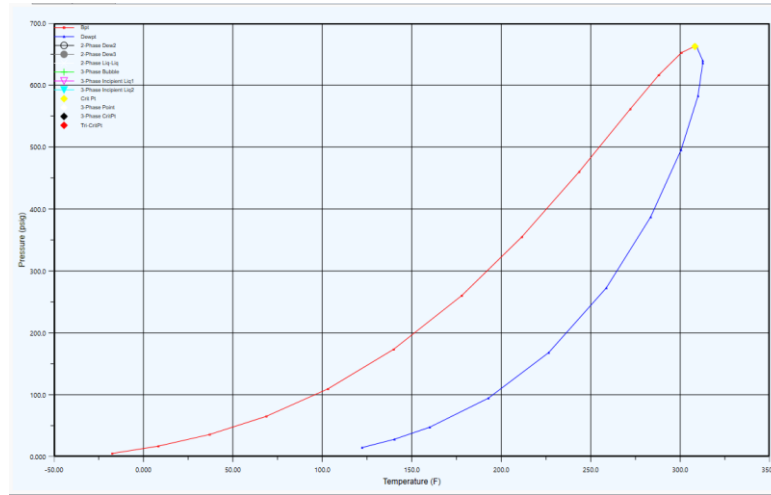
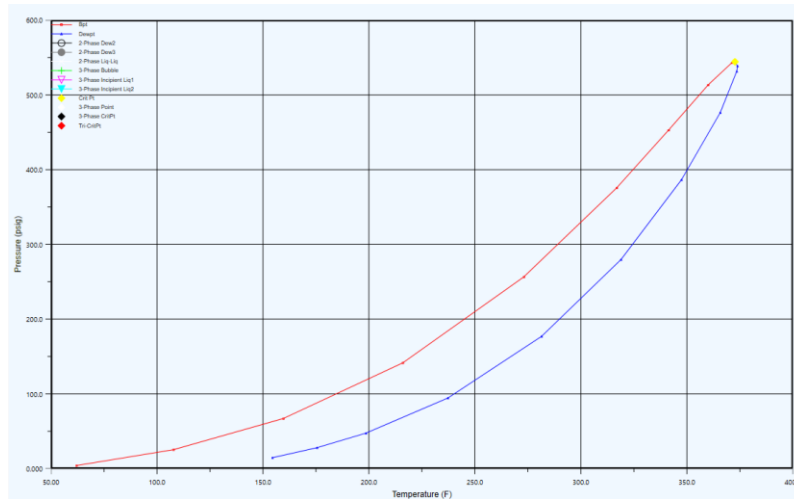


TABLA B. ENVOLVENTES CORRESPONDIENTES A LA CORRIENTE DE ALIMENTO DE LA
DEBUTANIZADORA



ANEXO D. RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN DE LAS ECUACIONES DETERMINADAS.

TABLA C. RESULTADOS OBTENIDOS MEDIANTE LA ECUACIÓN DE MODELADO DE LA TORRE DEPROPANIZADORA

Presión (Psig)	Temperatura (F)	Fracción molar (propano)	Destilado (MMSCFPD)	Destilado (USGPD)	Eficiencia Recuperación
205	250,2	0,9359	0,4908	13483	0,989
215	254,5	0,9357	0,4899	13456	0,987
225	258,7	0,9356	0,4890	13432	0,985
235	263,0	0,9355	0,4888	13426	0,985
245	267,2	0,9354	0,4882	13412	0,984
255	271,5	0,9354	0,4885	13420	0,984
265	275,8	0,9354	0,4889	13430	0,985
275	280,0	0,9354	0,4895	13446	0,986
285	284,3	0,9355	0,4904	13470	0,988
295	288,5	0,9355	0,4912	13492	0,989

TABLA D RESULTADOS OBTENIDOS MEDIANTE LA ECUACIÓN DE MODELADO DEL COMPORTAMIENTO DE LA DEBUTANIZADORA

Presión (Psig)	Temperatura (F)	Fracción molar (C4)	Destilado (MMSCFPD)	Destilado (USGPD)	Eficiencia Recuperación
75	230,4	0,977	0,242	7620	0,979
85	238,1	0,976	0,239	7530	0,968
95	245,8	0,976	0,238	7483	0,961
105	253,5	0,976	0,237	7462	0,958
115	261,2	0,976	0,238	7472	0,960
125	268,9	0,976	0,239	7510	0,964
135	276,5	0,976	0,241	7568	0,971
145	284,2	0,975	0,243	7642	0,980

ANEXO E. RESULTADOS DE LA ETAPA 1 PARA LA DEPROPANIZADORA MODELADO EN ASPEN PLUS®

TABLA E RESULTADOS DE LOS VALORES MÁS EFICIENTES OBTENIDOS PARA DIFERENTES PRESIONES PARA LA COLUMNA DEPROPANIZADORA MEDIANTE ASPEN PLUS®.

Presión (Psig)	Temperatura (F)	Fracción molar propano	Destilado MMSCFP D	Destilado USGPD	Eficiencia Recuperación	T Condensador (F)
200	247	0,9360	0,4908	13482	0,989	97,7
210	251	0,9358	0,4890	13433	0,985	101,3
220	256	0,9359	0,4898	13455	0,987	105,0
230	260	0,9358	0,4886	13422	0,985	108,4
240	265	0,9359	0,4900	13461	0,988	111,8
250	269	0,9359	0,4894	13443	0,986	115,1
260	273	0,9358	0,4890	13433	0,985	118,3
270	277	0,9358	0,4888	13428	0,985	121,4
280	281	0,9358	0,4889	13430	0,985	124,4
290	285	0,9358	0,4892	13437	0,986	127,4
300	289	0,9359	0,4896	13450	0,987	130,3

ANEXO F. RESULTADOS DE LA ETAPA 1 PARA LA DEBUTANIZADORA MODELADO EN ASPEN PLUS®

TABLA F RESULTADOS DE LOS VALORES MÁS EFICIENTES OBTENIDOS PARA DIFERENTES PRESIONES PARA LA COLUMNA DEBUTANIZADORA MEDIANTE ASPEN PLUS®.

Presión (Psig)	Temperatura (F)	Fracción molar (propano)	Destilado (MMSCFD)	Destilado (USGPD)	Eficiencia Recuperación	T Condensador (F)
70	223	0,9753	0,2395	7533	0,9668	121,1
80	233	0,9753	0,2403	7558	0,9699	129,2
90	242	0,9751	0,2406	7566	0,9709	136,7
100	250	0,9750	0,2401	7552	0,9689	143,6
110	258	0,9748	0,2406	7568	0,9708	150,2
120	265	0,9746	0,2401	7551	0,9685	156,3
130	272	0,9744	0,2403	7558	0,9691	162,1
140	279	0,9741	0,2411	7584	0,9721	167,6
150	285	0,9739	0,2407	7569	0,9700	172,9

ANEXO G. CÁLCULO DEL ERROR ENTRE LOS DE TEMPERATURA OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® Y ASPEN PLUS®.

El valor comparativo se tomó como la media aritmética entre valores obtenidos por Aspen Plus y Aspen Hysys.

$$\text{Valor comparativo} = \frac{\text{Valor Aspen Plus} + \text{Valor Aspen Hysys}}{2}$$

$$\text{Error} = \frac{\text{Valor comparativo} - \text{Valor experimental}}{\text{Valor comparativo}} * 100$$

ANEXO H. CORRIENTES DE SALIDA DEL PROCESO PARA PARÁMETROS DE OPERACIÓN ACTUALES OBTENIDOS MEDIANTE SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS®.

TABLA G. CORRIENTES DE SALIDA DEL PROCESO PARA PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE 240 PSIG Y 240°F EN LA TORRE DEPROPANIZADORA Y 120 PSIG 240°F EN LA TORRE DEPROPANIZADORA Y DEBUTANIZADORA.

Corriente	Propano	Butano	Gasolina
Flujo molar (MMSFPD)	0,425	0,246	0,335
Flujo molar (USPGD)	11684	7750	12088
Componente			
CO2	0,001	0,000	0,000
Methane	0,002	0,000	0,000
Ethane	0,071	0,000	0,000
Propane	0,926	0,287	0,000
i-Butane	0,000	0,371	0,004
n-Butane	0,000	0,341	0,193
22-Mpropane	0,000	0,000	0,015
i-Pentane	0,000	0,000	0,217
n-Pentane	0,000	0,000	0,268
Benzene	0,000	0,000	0,009
Cyclohexane	0,000	0,000	0,027
Mcyclopentan	0,000	0,000	0,034
n-Hexane	0,000	0,000	0,171
Toluene	0,000	0,000	0,002
Mcyclohexane	0,000	0,000	0,008
n-Heptane	0,000	0,000	0,043
n-Octane	0,000	0,000	0,005
n-Nonane	0,000	0,000	0,002
n-Decane	0,000	0,000	0,002
suma	1,000	1,000	1,000

ANEXO I. CORRIENTES DE SALIDA MEJORADAS ENCONTRADAS MEDIANTE ASPEN HYSYS®

TABLA H. CORRIENTES DE SALIDA DEL PROCESO PARA PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE 240 PSIG Y 266°F EN LA TORRE DEPROPANIZADORA Y 120 PSIG 266°F EN LA TORRE DEPROPANIZADORA Y DEBUTANIZADORA.

	Propano	Butano	Gasolina
P (psig)	240	120	120
T (F)	111,9	156,3	266,1
Flujo (USGPD)	13477,7	7552,1	9956,2
Compuesto	Composición	Composición	Composición
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0008	0,0000	0,0000
Methane	0,0014	0,0000	0,0000
Ethane	0,0617	0,0000	0,0000
Propane	0,9358	0,0226	0,0000
i-Butane	0,0002	0,3860	0,0003
n-Butane	0,0000	0,5898	0,0262
22-Mpropane	0,0000	0,0015	0,0169
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,2630
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,3254
Benzene	0,0000	0,0000	0,0113
Cyclohexane	0,0000	0,0000	0,0325
Mcyclopentan	0,0000	0,0000	0,0409
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,2078
Toluene	0,0000	0,0000	0,0029
Mcyclohexane	0,0000	0,0000	0,0091
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0526
n-Octane	0,0000	0,0000	0,0062
n-Nonane	0,0000	0,0000	0,0022

ANEXO J. CORRIENTES DE SALIDA DEL PROCESO PARA PARÁMETROS DE OPERACIÓN ACTUALES OBTENIDOS MEDIANTE SIMULACIÓN EN ASPEN PLUS®.

TABLA I. CORRIENTES DE SALIDA DEL PROCESO PARA PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE 240 PSIG Y 266°F EN LA TORRE DEPROPANIZADORA Y 120 PSIG 266°F EN LA TORRE DEPROPANIZADORA Y DEBUTANIZADORA.

	Propano	Butano	Gasolina
P (psig)	240	120	120
T (F)	111,8	156,3	265,0
Flujo (USGPD)	13460,9	7551,5	9968,1
Compuesto	Composición	Composición	Composición
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0008	0,0000	0,0000
Methane	0,0014	0,0000	0,0000
Ethane	0,0618	0,0000	0,0000
Propane	0,9359	0,0241	0,0000
i-Butane	0,0000	0,3853	0,0013
n-Butane	0,0000	0,5893	0,0265
22-Mpropane	0,0000	0,0013	0,0171
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,2626
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,3249
Benzene	0,0000	0,0000	0,0113
Cyclohexane	0,0000	0,0000	0,0325
Mcyclopentan	0,0000	0,0000	0,0408
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,2075
Toluene	0,0000	0,0000	0,0029
Mcyclohexane	0,0000	0,0000	0,0091
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0525
n-Octane	0,0000	0,0000	0,0062
n-Nonane	0,0000	0,0000	0,0022
n-Decane	0,0000	0,0000	0,0026

ANEXO K. ERRORES RELATIVOS EN EL PERFIL DE CONCENTRACIÓN EN LAS CORRIENTES DE PROPANO Y BUTANOS

TABLA J. COMPARATIVO ENTRE LAS CORRIENTES DE PROPANO Y BUTANOS OBTENIDOS MEDIANTE ASPEN HYSYS® Y ASPEN PLUS®

Concentración molar de propano				Concentración molar de butanos			
Plato	Hysys	Plus	% Error	Plato	Hysys	Plus	% Error
Condensador	0,9358	0,9358	0,0046	Condensador	0,9757	0,9745	0,1255
1	0,9722	0,9723	0,0111	1	0,9873	0,9869	0,0368
2	0,9853	0,9855	0,0236	2	0,9913	0,9914	0,0090
3	0,9895	0,9899	0,0401	3	0,9923	0,9926	0,0333
4	0,9902	0,9908	0,0614	4	0,9919	0,9923	0,0464
5	0,9889	0,9898	0,0886	5	0,9907	0,9912	0,0507
6	0,9857	0,9869	0,1204	6	0,9890	0,9895	0,0448
7	0,9797	0,9812	0,1512	7	0,9866	0,9868	0,0246
8	0,9687	0,9703	0,1661	8	0,9831	0,9829	0,0166
9	0,9481	0,9495	0,1377	9	0,9778	0,9770	0,0862
10	0,9064	0,9070	0,0577	10	0,9696	0,9678	0,1903
11	0,8092	0,8095	0,0388	11	0,9562	0,9531	0,3257
12	0,8123	0,8126	0,0443	12	0,9339	0,9295	0,4666
13	0,8134	0,8139	0,0539	13	0,8958	0,8909	0,5441
14	0,8137	0,8143	0,0677	14	0,8292	0,8254	0,4582
15	0,8135	0,8142	0,0887	15	0,7103	0,7086	0,2419
16	0,8126	0,8136	0,1210	16	0,7070	0,7061	0,1316
17	0,8110	0,8124	0,1717	17	0,7022	0,7022	0,0043
18	0,8082	0,8102	0,2508	18	0,6958	0,6971	0,1810
19	0,8033	0,8062	0,3721	19	0,6873	0,6902	0,4164
20	0,7947	0,7991	0,5553	20	0,6758	0,6807	0,7356
21	0,7800	0,7865	0,8244	21	0,6597	0,6675	1,1740
22	0,7556	0,7647	1,2075	22	0,6373	0,6486	1,7797
23	0,7162	0,7286	1,7300	23	0,6059	0,6218	2,6099
24	0,6566	0,6724	2,4083	24	0,5631	0,5840	3,7161
25	0,5741	0,5928	3,2429	25	0,5068	0,5326	5,1017
26	0,4728	0,4927	4,2065	26	0,4373	0,4665	6,6584
27	0,3643	0,3834	5,2352	27	0,3586	0,3878	8,1172
28	0,2630	0,2794	6,2264	28	0,2778	0,3031	9,0905
29	0,1792	0,1919	7,0625	29	0,2028	0,2215	9,2381
30	0,1161	0,1249	7,6485	30	0,1393	0,1511	8,4531
31	0,0716	0,0773	7,9240	31	0,0895	0,0958	6,9425
32	0,0418	0,0450	7,8566	32	0,0528	0,0555	5,2000
33	0,0225	0,0241	7,4264	Rehervidor	0,0270	0,0281	3,8321
Rehervidor	0,0105	0,0112	6,6924				