

Análisis de la filosofía de operación y control de una torre desetanizadora en una planta de procesamiento de gas existente

Ivone Andrea Gomez Mazo

Trabajo de grado para optar el título de Ingeniera Química

Director

Carlos Augusto Godoy Ruiz

Especialista en Ingeniería del gas

Codirector

Hernando Guerrero Amaya

PhD. Electroquímica, Ciencia Y Tecnología

Universidad Industrial DE Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2023

### **Agradecimientos**

Quiero agradecer primeramente a Dios por darme vida, salud; a mi mamá y hermana por su apoyo incondicional para así terminar la meta más importante de mi proyecto de vida, a mi compañero de vida por brindarme su apoyo incondicional en los momentos más duros de la carrera, a mis profesores Carlos Godoy y Hernando Guerrero, por formar parte de este equipo de trabajo y permitir lograr el objetivo, y a mí misma por todo el empeño que demostré por ser Ingeniera Química.

**Contenido**

	<b>Pág.</b>
Introducción.....	9
1. Objetivos.....	11
1.1 Objetivo General.....	11
1.2 Objetivo Especifico.....	11
2. Marco referencial.....	12
2.1 Generalidades.....	12
2.1.1 Definición de gas natural.....	12
2.1.2 Clasificación de gas natural.....	12
2.1.3 Procesamiento del gas natural.....	13
2.2 Técnicas aplicadas para la extracción de LGN.....	14
2.2.1 Joule Thomson.....	14
2.2.2 Turboexpander.....	15
2.2.3 Refrigeración mecánica.....	16
2.2.4 Absorción con aceite pobre refrigerado.....	16
2.3 Antecedentes investigativos.....	17
3. Metodología.....	19
4. Resultados.....	20
4.1 Bases teóricas.....	20
4.1.1 Torres de fraccionamiento.....	20
4.1.2 Torre desetanizadora.....	22

4.2 Levantamiento de información .....	24
4.2.1 Operación de diseño inicial.....	24
4.2.1.1 Condiciones de entrada. ....	25
4.2.1.2 Condiciones de operación.....	26
4.2.2 Operación Actual .....	28
4.2.2.1 Condiciones de operación.....	28
4.3 Evaluación de resultados.....	30
4.3.1 Propuesta de mejora.....	35
5. Conclusiones.....	39
6. Recomendaciones .....	40
Referencias Bibliográficas .....	42

**Lista de Tablas**

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Composición de entrada a la torre desetanizadora.....	25
Tabla 2. Propiedades de la corriente de entrada Alimentación 1.....	26
Tabla 3. Propiedades de la corriente de entrada Alimentación 2.....	26
Tabla 4. Especificaciones del intercambiador de calor.....	27
Tabla 5. Condiciones de operación del intercambiador de calor .....	27
Tabla 6. Balance de masa de la torre desetanizadora respecto al diseño inicial .....	28
Tabla 7. Propiedades de la corriente de entrada la Alimentación 1 operación actual.....	29
Tabla 8. Propiedades de la corriente de entrada la Alimentación 2 operación actual.....	29
Tabla 9. Resultado de análisis cromatográfico a la salida del tope de la torre desetanizadora.....	30
Tabla 10. Balance de masa de la torre desetanizadora respecto a la simulación diseño inicial....	31
Tabla 11. Balance de masa de la torre desetanizadora respecto como opera hoy en día .....	33
Tabla 12. Parámetros típicos para fraccionadores de líquidos de gas natural.....	35
Tabla 13. Condiciones de proceso para la torre desetanizadora .....	37
Tabla 14. Balance de masa de la torre desetanizadora.....	37
Tabla 15. Recobro de etano .....	39

**Lista de Figuras**

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Esquema metodológico .....	19
Figura 2. Diseño típico de una columna de destilación fraccionada.....	22
Figura 3. Esquema de la torre desetanizadora.....	25
Figura 4. Diagrama de flujo de la torre desetanizadora respecto al diseño inicial .....	31
Figura 5. Diagrama de flujo de la torre desetanizadora- temperaturas y flujo respecto al diseño inicial.....	32
Figura 6. Diagrama de flujo de la torre desetanizadora de operación actual .....	33
Figura 7. Diagrama de flujo de la torre desetanizadora- temperaturas y flujo respecto a la operación hoy en día .....	34
Figura 8. Diagrama de flujo de la torre desetanizadora con la propuesta de mejora.....	36
Figura 9. Perfil de composiciones de la torre desetanizadora.....	38

## Resumen

**Título:** Análisis de la filosofía de operación y control de una torre desetanizadora en una planta de procesamiento de gas existente\*

**Autor:** Ivone Andrea Gómez Mazo\*\*

**Palabras Clave:** destilación, torre desetanizadora, filosofía de operación, variables de operación, simulación, ASPEN HYSYS.

### Descripción:

Una torre desetanizadora opera desde la década de los 60's, y está diseñada para producir un flujo de gas de reciclo de 3.768.000 SCFD, según la cromatografía se determinó que en el tope tiene un % recobro de etano del 93%, obteniendo una operación de almacenamiento optima. Hoy en día la torre desetanizadora opera a un 20% de su capacidad, con condiciones de operación totalmente diferentes a las iniciales, obteniendo así un % de recobro de etano en el tope del 76% teniendo al límite el almacenamiento de los productos de fondo. El análisis de la filosofía de operación y control de la torre desetanizadora nos permite conocer el funcionamiento y las variables fundamentales de operación para evaluar los efectos de las condiciones actuales de operación, respecto a la de diseño, en términos de presión, temperatura y flujo, y cómo afectan estos cambios en la separación y despojo del etano; mediante un software de simulación de procesos como Aspen HYSYS se evidencia estos cambios y se define una propuesta de mejora en cuestión de separación y despojo del etano obteniendo así mayor calidad en los productos de fondo de la torre.

---

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Escuela de Ingeniería Química Director Carlos Augusto Godoy Ruiz Especialista en Ingeniería del gas Codirector Hernando Guerrero Amaya PhD. Electroquímica, Ciencia Y Tecnología

### Abstract

**Title:** Analysis of the operating and control philosophy of a deethanizer tower in an existing gas processing plant. \*

**Author:** Ivone Andrea Gómez Mazo \*\*

**Key Words:** distillation, deethanizer tower, operating philosophy, operating variables, simulation, ASPEN HYSYS.

**Description:**

A deethanizer tower has been operating since the 60's and is designed to produce a recycle gas flow of 3,768,000 SCFD, according to chromatography it was determined that at the top it has a % ethane recovery of 93%, obtaining an optimal storage operation. Today the deethanizer tower operates at 20% of its capacity, with operating conditions different from the initial ones, obtaining a % ethane recovery at the top of 76%, having at the limit the storage of the bottom products. The analysis of the operating and control philosophy of the deethanizer tower allows us to know the operation and the fundamental variables of operation to evaluate the effects of the current operating conditions, with respect to the design, in terms of pressure, temperature and flow, and how these changes affect the separation and ethane stripping; by means of a process simulation software such as Aspen HYSYS, these changes are evidenced and an improvement proposal is defined in terms of ethane separation and stripping, thus obtaining higher quality in the tower's bottom products.

---

\* Project of grade

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Escuela de Ingeniería Química Director Carlos Augusto Godoy Ruiz Especialista en Ingeniería del gas Codirector Hernando Guerrero Amaya PhD. Electroquímica, Ciencia Y Tecnología

## Introducción

Los campos de gas en Colombia presentan en su composición etano, un hidrocarburo liviano que generalmente está presente en el gas natural tratado, y utilizado como combustible. Por otra parte, durante los procesos convencionales de obtención de líquidos del gas natural tales como propano licuado, butano licuado, gas licuado de petróleo (GLP) gasolina blanca o condensados estabilizados, estos pueden tener presente fracciones significativas de etano el cual es necesario despojar por requerimientos de calidad de los productos. Además, corrientes con alta pureza de etano son usadas en refinería para la producción de etileno

Las plantas destinadas al tratamiento y procesamiento del gas natural habitualmente incorporan tecnologías convencionales con el propósito de eliminar gases ácidos mediante procesos de endulzamiento con el fin de mitigar la corrosión en las tuberías; asimismo, se lleva a cabo la deshidratación del gas para prevenir la formación de hidratos, lo que posibilita la obtención de los líquidos de gas natural. (Hernández Reyes & Castro Moreno, 2016).

La purificación de la mezcla de los líquidos de gas natural se efectúa generalmente mediante el empleo de una columna de destilación, diseñada para separar el metano y etano presentes, hidrocarburos livianos y gaseosos a temperatura ambiente; este proceso contribuye a mitigar los efectos de sobrepresión y alta volatilidad en los productos líquidos derivados del gas natural. En este tipo de equipos, como es el caso de una torre desetanizadora, la mezcla de líquidos del gas natural se separa en el fondo de la columna, excluyendo el etano, mientras que en la parte superior se obtiene una corriente enriquecida con etano y metano, junto con pequeñas fracciones de hidrocarburos más pesados, es decir, un óptimo rendimiento de la torre de destilación empleada

para la separación de los componentes livianos, en particular el etano, representa un factor crucial para garantizar la calidad de los productos finales obtenidos.

El desarrollo de este documento se basa en el análisis operacional de una columna de destilación, para el despojo de etano, también llamada desetanizadora; que se encuentra instalada en una planta de gas, la cual dio inicio en la década de los 60's y que hoy en día sigue estando en operación con una carga significativamente menor a la de diseño.

Lo cual nos lleva a una pregunta de investigación ¿Cuáles son los efectos de las condiciones actuales de operación en una torre desetanizadora en una planta de gas respecto a la de diseño, en términos de presión, temperatura y flujo, y cómo afectan estos cambios en la separación y despojo del etano?

La intención es evidenciar mediante el software de simulación de procesos ASPEN HYSYS, los cambios en presión, temperatura y flujo de las condiciones de diseño con respecto a las condiciones actuales de operación, teniendo en cuenta estos cambios, se define una propuesta de mejora en cuestión de separación y despojo del etano obteniendo así mayor calidad en los productos de fondo de la torre.

## **1. Objetivos**

### **1.1 Objetivo General**

Analizar la filosofía de operación y control de una torre desetanizadora en una planta de procesamiento de gas existente

### **1.2 Objetivo Especifico**

Definir los aspectos relevantes en términos de proceso asociados a la operación de la torre desetanizadora, mediante información técnica y avances de este equipo de proceso, para determinar su filosofía general de operación.

Caracterizar la torre desetanizadora en estudio y sus aspectos operacionales, mediante el levantamiento de información de campo que permita establecer una línea base de las actuales condiciones de operación.

Evaluar las actuales condiciones operacionales y correspondiente filosofía de operación basado en información técnica y estudios de ingeniería identificados, que permitan establecer propuestas de mejora para disminuir la fracción de propano en la corriente de tope.

## 2. Marco referencial

### 2.1 Generalidades

#### 2.1.1 Definición de gas natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, que en su mayoría está constituido por metano y etano, aunque contiene una proporción variable de butano, propano y trazas de hidrocarburos más pesados; puede encontrarse mezclado con algunas impurezas que entre ellas son: sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y vapor de agua.

#### 2.1.2 Clasificación de gas natural

- Gas rico (Húmedo): Es aquel que contiene mayor cantidad de hidrocarburos líquidos, debido a su alto contenido es utilizado en la industria petroquímica en la elaboración de gasolina natural.
- Gas pobre (Seco): Esta formado por metano con cantidades 85-90% molar de la mezcla, se utiliza como combustible.
- Gas agrio: Es aquel que contiene cantidades apreciables de impurezas como sulfuro de hidrogeno y dióxido de carbono por lo tanto son bastante corrosivos.

- Gas dulce: Es aquel que no contiene o contiene cantidades mínimas de  $H_2S$  y  $CO_2$  (menor a 4ppm). (Pérez Palacio & Martinez, 1994).

### ***2.1.3 Procesamiento del gas natural***

El procesamiento del gas natural se basa en separar los diferentes hidrocarburos y líquidos del gas natural, con el propósito de crear un producto utilizable; su procesamiento consiste principalmente en:

- La eliminación de compuestos ácidos como ( $H_2S$ ) y ( $CO_2$ ), denominadas impurezas; este proceso se da a partir de un endulzamiento, tal como lo hace la tecnología de absorción usando un solvente como la di etanolamina (DEA).
- La eliminación del agua se realiza por medio de una deshidratación, este proceso tiene varios métodos, pero el más conveniente es la absorción, usando glicol como solvente; con el fin de evitar formación de hidratos.
- La recuperación de líquidos de gas natural (LGN), se realiza mediante diferentes técnicas como procesos criogénicos, refrigeración mecánica, método de Joule Thomson, o turboexpander; cada uno de estos procesos se ha utilizado con éxito, siendo el turboexpander el proceso predominante en las instalaciones de recuperación de etano, estas técnicas permiten separar el metano de los demás componentes del gas, y así llevando el producto restante para su respectivo fraccionamiento. (Quiroga Berdugo, Vega Sandoval, & Sanchez Martinez, 2012).

## 2.2 Técnicas aplicadas para la extracción de LGN

El gas natural es sometido a diferentes procesos con el objetivo de extraer los hidrocarburos que están presentes como etano, propano, butano y gasolina natural, comúnmente conocidos como LGN (líquidos del gas natural). (Hernández Reyes & Castro Moreno, 2016).

El grado deseado de recuperación, tiene un efecto profundo en la selección del proceso, la complejidad y el coste de la instalación de procesamiento; adquiriendo un valor agregado ya que el grado de fraccionamiento que se produce depende del mercado, siendo un plus económico pues son fuente de materia prima para la industria petroquímica y las refinerías. (GPSA, 2004).

Respecto al recobro de etano, se puede conseguir recuperaciones con una eficiencia del 90% si se somete el gas a temperaturas criogénicas, (en la industria de procesamiento de gas natural considera procesamiento criogénico a los procesos que operan por debajo de  $-50^{\circ}\text{F}$ .) (GPSA, 2004)

Existen varios métodos generales que pueden lograr las condiciones necesarias para alcanzar altos niveles de recuperación de líquidos de gas natural.

- Joule Thomson.
- Turboexpander.
- Refrigeración mecánica.
- Absorción con aceite pobre refrigerado.

### 2.2.1 Joule Thomson

El uso del efecto Joule Thomson (J-T) para recuperar líquidos de gas natural es una alternativa atractiva en muchas aplicaciones, el proceso se explica básicamente como el

enfriamiento del gas a causa de una caída de presión a través de una válvula de expansión o estrangulador (Stewart, 2014).

$$\mu = \frac{\partial T}{\partial P} \quad (\text{Ec. 1})$$

Siendo  $\mu$  el coeficiente de Joule Thomson. Con un intercambio de calor adecuado y un gran diferencial de presión a través de la válvula J-T, pueden alcanzarse temperaturas criogénicas, lo que se traduce en un alto rendimiento de extracción. (GPSA, 2004)

Cabe resaltar que el proceso J-T es un proceso adiabático lo cual tiende a ser menos eficiente por unidad de energía gastada que el turboexpander, el cual su proceso es isentrópico. (GPSA, 2004)

Sin embargo, el proceso de J-T tiene ventajas en su uso:

- Es un proceso más práctico que el turboexpander para caudales de gas bajos, especialmente si los caudales de gas fluctúan. (Stewart, 2014)
- El proceso puede diseñarse sin equipos rotativos.
- Amplia gama de caudales.
- Simplicidad de diseño y funcionamiento. (GPSA, 2004)

### ***2.2.2 Turboexpander***

El proceso que predomina en la industria en la recuperación de etano es el proceso de turboexpander, ya que este proceso alcanza temperaturas muy muy bajas, por tanto, licua una parte sustancial del etano y compuestos más pesados del gas natural. (Stewart, 2014)

Este proceso se basa en una turbina radial, la cual expande el gas isotrópicamente reduciendo la entalpía de la corriente de gas; una disminución de la entalpía provoca un descenso

de la temperatura mucho mayor que el que se produce la válvula J-T (entalpía constante), además el turboexpander utiliza la energía extraída del gas debido a la caída de presión para accionar un compresor centrífugo, el cual ayuda a recomprimir el gas a la presión de venta. (GPSA, 2004)

Para obtener etano a un porcentaje mayor del 80% se requiere de una refrigeración más alta, esto se hace mediante la adición de refrigeración mecánica, (Mokhatab, Poe, & Speight, 2006) se utiliza un chiller y como refrigerante se usa propano, ya que este puede lograr temperaturas muy inferiores del gas y eficiencias de recuperación más altas. (Ramírez Fuentes, 2012)

### ***2.2.3 Refrigeración mecánica***

La refrigeración mecánica es el proceso más sencillo y directo para la recuperación de LGN, este tipo de esquema es suministrado por un ciclo de refrigeración por compresión de vapor que suele utilizar propano como refrigerante y compresores centrífugos para mover los refrigerantes de baja a alta presión, (Mokhatab, Poe, & Speight, 2006); es un proceso que se utiliza cuando el gas de la alimentación está a una condición de baja presión ( $P < 300$  psia), lo que hace que el proceso no se pueda llevar a cabo con la válvula J-T que maneja presiones hasta de 1200 psia. (Betancur Valbuena & Lancheros Torres, 2017).

### ***2.2.4 Absorción con aceite pobre refrigerado***

En la industria de hidrocarburos se usa usualmente en la recuperación de condensados o LGN el método de absorción el cual es muy similar al de la deshidratación, excepto que se usa un aceite absorbente en lugar de glicol. El aceite absorbente (aceite pobre) es comúnmente una mezcla

de compuestos parafínicos que tienen un peso molecular entre 100 y 200 g/mol; en nuestro caso de estudio se utiliza queroseno que tiene aproximadamente un peso molecular de 170 g/mol.

El aceite absorbe físicamente los hidrocarburos más pesados del gas. Los componentes más ligeros permanecen en el gas y salen por la parte superior de la torre absorbidora, los hidrocarburos absorbidos dejan el fondo del absorbedor como “aceite rico”. El aceite rico fluye a la desetanizadora para expulsar los hidrocarburos más ligeros que fueron absorbidos. Parte del aceite pobre en frío también se alimenta a la parte superior de la desetanizadora para evitar la desorción de etano y C<sub>3</sub>+ (Natural Gas Liquids Recovery, 2006). El proceso puede ser operado a temperatura ambiente si solo desean productos más pesados del LGN, y un sistema refrigerado mejora la recuperación de productos de hidrocarburos más ligeros como etano y propano. Los procesos de absorción de aceite pobre tienen la ventaja de que el absorbedor puede funcionar a una presión de gas de alimentación como pérdida mínima de presión en la corriente gaseosa que sale del proceso.

### **2.3 Antecedentes investigativos**

La presente investigación, está enmarcada en los principios fundamentales, variables de operación, control de procesos, enfocados en entender el proceso de fraccionamiento de LGN para la obtención de GLP.

Según el documento registrado por Rodriguez, (2009) para la empresa PETROMINERALES LTD., evalúa los criterios técnicos asociados a la operación de la planta de refrigeración de gas en campo Corcel, el objetivo de la planta de tratamiento de gas es recuperar el 85% mínimo de GLP y Nafta del gas asociado al crudo, el gas producido debe estar en condiciones para ser usado como combustible en el sistema de generación eléctrica propio de la

planta, el gas combustible excedente será medido y despachado para que PETROMINERALES LTD., lo utilice en la generación eléctrica del campo.

Para Guevara, (2002) en su trabajo de tesis de grado titulado Modificación de la sección de despojamiento de la torre de vacío T-100X de la planta de destilación de vacío (PVAY-2), del centro de refinación Paraguaná Amuay; se centró en simular la columna de vacío y optimizar el desempeño actual de la misma, incrementando el rendimiento del corte lateral, manteniendo las especificaciones de calidad y sugiriendo modificaciones necesarias en su diseño. Para desarrollar el trabajo de grado fue necesario validar el número de etapas teóricas de cada una de las secciones de fraccionamiento de la torre, tomando en cuenta las curvas de destilación de los productos y el rendimiento de cada uno de ellos. (Guevara, 2002)

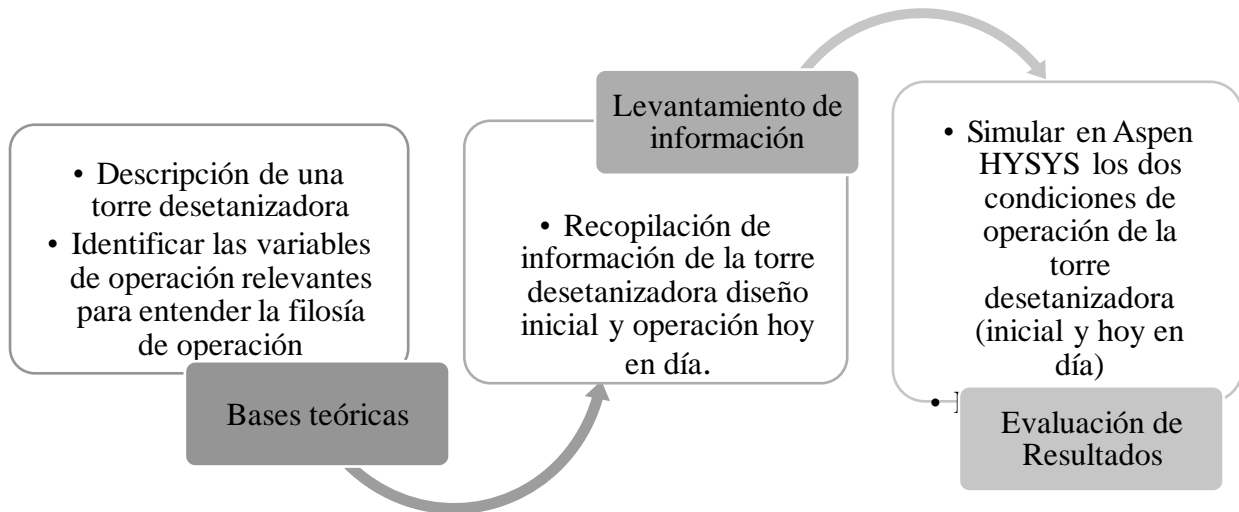
Así mismo para el artículo publicado por Lopez, Mahecha, Acevedo, & Hoyos, (2008), en la revista ION, determinan las variables de operación dentro del proceso de refinación de crudos; como es su análisis operacional, la construcción de metamodelos, la optimización, entre otras. Dentro de una torre de destilación atmosférica (TDA) existen muchas variables que ejercen influencia sobre su funcionamiento y por tanto que afectan la separación de los hidrocarburos. Dichas variables están constituidas por flujos, temperaturas y presiones y pueden ser más de 16 dependiendo del diseño de las columnas. La existencia de un número tan elevado de variables pone a este proceso como multivariado y altamente complejo para realizar análisis operacionales por la posibilidad de variación de muchos factores. El desarrollo de una jerarquización de las variables operacionales permite disminuir y priorizar el conjunto de variables de entrada útiles para modelar el fenómeno y/o para manipular en una optimización, por lo que existirá un ahorro significativo en esfuerzos humanos y computacionales. (Lopez, Mahecha, Acevedo, & Hoyos, 2008)

### 3. Metodología

La metodología empleada para entender la filosofía de operación esta alineada con los objetivos específicos, los cuales se detallan a continuación.

#### Figura 1.

*Esquema metodológico*



## 4. Resultados

### 4.1 Bases teóricas

#### 4.1.1 Torres de fraccionamiento

El fraccionamiento es una operación unitaria utilizada para separar mezclas en productos individuales, en el caso del gas natural producir un producto específico (etano, metano, propano, etc.) El fraccionamiento consiste en separar los componentes según su volatilidad, la facilidad o dificultad de la separación está directamente relacionada con la volatilidad relativa de los componentes y la pureza requerida de los flujos de producto.

La volatilidad relativa es un factor termodinámico que permite la facilidad de separación entre dos o más componentes de una mezcla y se calcula de la siguiente manera:

$$\alpha_{ij} = \frac{k_i}{k_j} \quad (\text{Ec.2})$$

Donde  $k_i$  y  $k_j$  son las constantes de equilibrio del componente  $i$  y  $j$  respectivamente. Determinar esta cantidad es importante para el diseño de la torre de destilación, ya que, de acuerdo con la complejidad de la separación de los componentes se determina la altura de la torre, la relación de reflujo, el calor alimentado al rehervidor, entre otras.

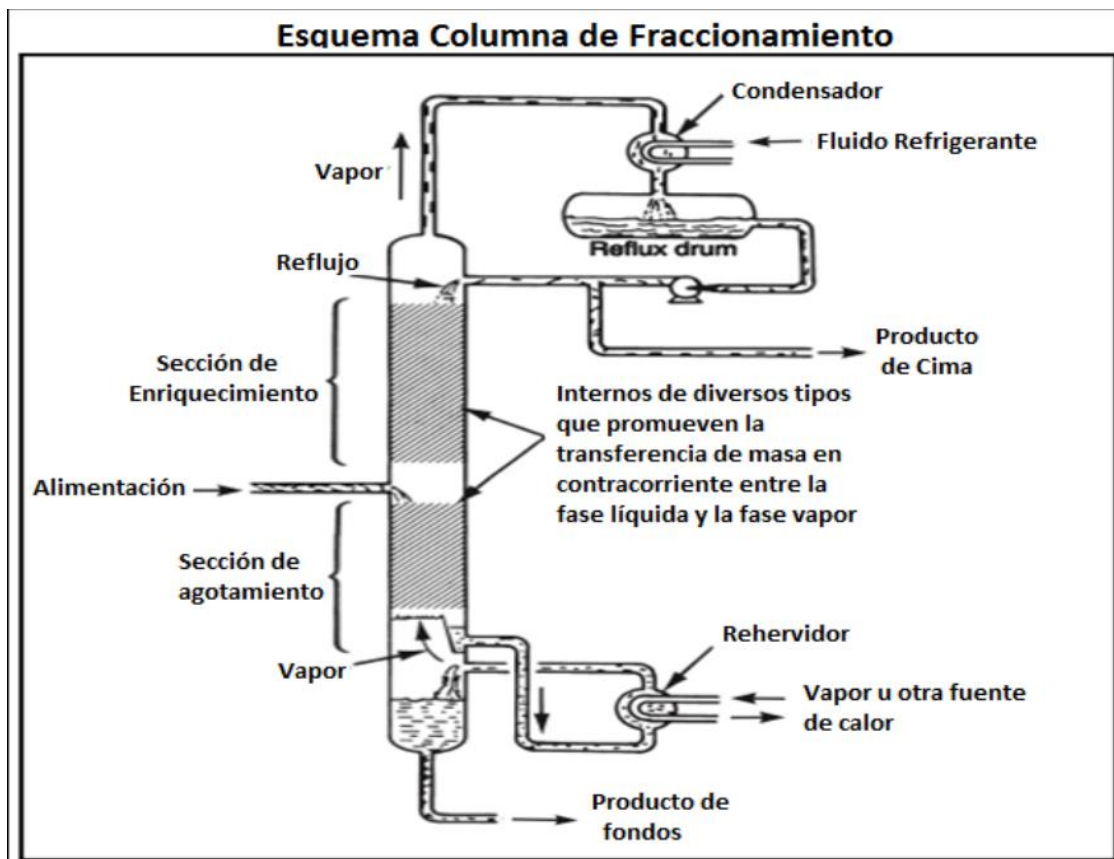
La volatilidad relativa es afectada principalmente por las fluctuaciones de presión durante el proceso de fraccionamiento, al aumentar la presión la volatilidad relativa disminuye y al disminuir la presión la volatilidad aumenta. De igual manera al incrementar la temperatura la volatilidad relativa disminuye hasta alcanzar el valor de la unidad, esto se debe al alcanzar el punto

crítico, lo cual la presión de vapor de los componentes menos volátiles tiene la capacidad de aumentar con mayor facilidad que los componentes más volátiles. (Smith, Van Ness, & Abbott, 2001)

En la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** se muestra de manera esquemática cómo funciona típicamente una torre de fraccionamiento, el calor se introduce en el rehervidor para producir vapores de stripping, el vapor asciende por la columna en contacto con el líquido descendente, llevándose a cabo una transferencia de masa de los componentes más volátiles desde la fase líquida hacia la fase de vapor. El vapor que sale de la parte superior de la torre entra en el condensador, donde se elimina el calor mediante algún tipo de medio refrigerante, el líquido se devuelve a la columna en forma de reflujo para limitar la pérdida de componentes pesados. (Section 19-Fractionation and Absorption, 2004)

**Figura 2.**

*Diseño típico de una columna de destilación fraccionada.*



*Nota:* El grafico representa el esquema de una columna de fraccionamiento. Tomado de Section 19-Fractionation and Absorption, 2004.

#### **4.1.2 Torre desetanizadora**

Esta unidad de fraccionamiento tiene como objetivo separar el etano de los demás hidrocarburos más pesados como propano, butano y gasolina natural (C5+); al momento de diseñar un sistema de destilación se debe analizar los valores de presión de operación, la temperatura de trabajo a lo largo de la columna, y la temperatura de la corriente de destilado, normalmente trabaja

a presiones cercanas a los 400 psi y temperatura que oscilan entre los 0 °F -25°F. En condiciones normales (14,7 psia) el punto de ebullición del etano es muy bajo (-128 °F), en la industria de procesamiento de gas natural es usual que se aumente la presión de trabajo con el fin de aumentar la temperatura de ebullición de las sustancias puras y disminuir los costos energéticos por compresión. En las plantas de gas natural, los fondos que salen de esta columna suelen ser enviados hacia dos unidades de fraccionamiento adicionales, como la Despropanizadora y la Desbutanizadora. Para un proceso de separación exitoso se debe llevar a cabo el control de las siguientes variables de operación, las cuales garantizan resultados eficientes en el momento de hacer el fraccionamiento:

- Relación de reflujo ( $L_0/D$ ): Es la razón entre la fracción de flujo de cima que es retornado en la sección de rectificación de la columna de fraccionamiento, con el fin de condensar los residuos más pesados de la corriente de cima. La calidad de los productos fraccionada depende de la cantidad de reflujo utilizada; mientras mayor sea la relación de reflujo, la pureza del producto separado será mayor. Además, en la medida en que se incremente la relación de reflujo, varía la altura de la columna ya que se necesitan menos platos para separar los componentes.
- Temperatura en el tope de la torre: Determina la cantidad de hidrocarburos pesados en el destilado. Para controlar esta temperatura es necesario controlar la razón de reflujo, un aumento reduce la temperatura en el tope de la torre.
- Temperatura del rehervidor: Determina la cantidad de hidrocarburos livianos de fondo. Por lo general se usa un aceite térmico o vapor; en nuestro caso de estudio se utiliza aceite pobre (queroseno).
- Presión: Depende del fluido que se utilice como refrigerante en el condensador de la torre (por lo general es agua o aire) y del equilibrio termodinámico de las sustancias a separar.

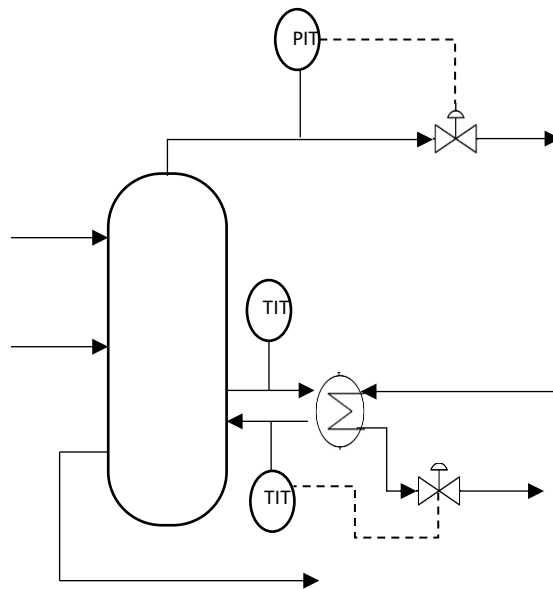
- Plato de alimentación: Determina el grado de pureza de la corriente de destilado, influyendo en las condiciones de operación de la columna tales como la relación de reflujo de operación, reflujo total, requerimientos energéticos en el rehervidor y el condensador.

El principal objetivo del fraccionamiento es encontrar una manera efectiva y económica de obtener productos con mayor valor agregado que el simple fondo del tratamiento de gas.

## **4.2 Levantamiento de información**

### ***4.2.1 Operación de diseño inicial.***

Inicialmente la torre se diseñó para operar con un flujo de alimentación de 204 GPM, los cuales se dividen en dos corrientes, la Alimentación 1 ingresa a la torre con un flujo de 143 GPM y la Alimentación 2 con un flujo de 61 GPM; la torre está conformada por 22 platos reales, estando ubicadas las alimentaciones en los platos 13 y 22 respectivamente.

**Figura 3.***Esquema de la torre desetanizadora*

**4.2.1.1 Condiciones de entrada.** Las condiciones de entrada al simulador están dadas por la corriente de salida del absorbedor, en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** se muestran las composiciones de entrada de la mezcla de hidrocarburos.

**Tabla 1.***Composición de entrada a la torre desetanizadora.*

Componente	Fracción Molar
CO <sub>2</sub>	0,000257
Nitrogen	0,0000428
Methane	0,1368
Ethane	0,2404
Propane	0,2481
i-Butane	0,02781
n-Butane	0,0819
i-Pentane	0,0146
n-Pentane	0,01684

Componente	Fracción Molar
n-Hexane	0,02725
Lean Oil	0,2057

**4.2.1.2 Condiciones de operación.** La torre desetanizadora opera en el tope con una presión de 325 psig y una temperatura de 40 °F, un flujo de reciclo de gas 3.768.000 SFCD y en el fondo con una presión de 330 psig y una temperatura de 257 °F; en el caso del rehervidor se define como un intercambiador de tubo y carcasa que utiliza Lean Oil para calentamiento el cual pasa por la carcasa con un flujo de 74 GPM a 195 psig y 550 °F y por los tubos pasa el producto de fondo de la desetanizadora.

**Tabla 2.**

*Propiedades de la corriente de entrada Alimentación 1.*

Propiedad	Unidad	Valor
Fracción de vapor		0,3020
Temperatura	F	120
Presión	psig	340
Flujo Molar	Lbmol/hr	674,5
Flujo Masico	Lb/hr	40220
Flujo de Calor	Btu/hr	-4,179x10 <sup>7</sup>
Entalpia Molar	Btu/Lbmol	-6,196x10 <sup>4</sup>

**Tabla 3.**

*Propiedades de la corriente de entrada Alimentación 2.*

Propiedad	Unidad	Valor
Fracción de vapor		0
Temperatura	F	-15
Presión	Psig	340
Flujo Molar	Lbmol/hr	287,7
Flujo Masico	Lb/hr	17160
Flujo de Calor	Btu/hr	-1,939x10 <sup>7</sup>
Entalpía Molar	Btu/Lbmol	-6,741x10 <sup>4</sup>

**Tabla 4.***Especificaciones del intercambiador de calor*

	<b>Pressure (PSI) MAX DESIGN</b>	<b>Temperature (°F) MAX DESIGN</b>	<b>TEST</b>	<b>PASS</b>
SHELL	195	600	293	1
TUBE	400	300	600	1
TRANSFER SURFACE (ft2)			805	
TYPE			NEN	

*Nota:* Especificaciones reales del intercambiador de calor de la torre desetanizadora. Adaptado de los datos solicitados a la empresa.

**Tabla 5.***Condiciones de operación del intercambiador de calor*

	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Temperatura de entrada en los tubos	198	°F
Temperatura de salida en los tubos	257	°F
Temperatura de entrada en la carcaza	550	°F
Temperatura de salida en la carcaza	265	°F

*Nota:* En la tabla muestran los valores de las temperaturas las cuales ingresan al intercambiador de calor y salen hacia la torre desetanizadora

Teniendo en cuenta los datos obtenidos de campo se determinó que el % de recobro de etano es del 93%.

**Tabla 6.***Balance de masa de la torre desetanizadora respecto al diseño inicial*

Componente	Corriente			
	Alimentación 1	Alimentación 2	Etano producido	GLP
	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL
CO2	0,000257	0,000257	0,0006	0
Nitrogen	0,0000428	0,0000428	0,0001	0
Methane	0,1368	0,1368	0,3220	0
Ethane	0,2404	0,2404	0,5562	0,007
Propane	0,2481	0,2481	0,1070	0,3524
i-Butane	0,02781	0,02781	0,0044	0,0450
n-Butane	0,0819	0,0819	0,0083	0,1363
i-Pentane	0,0146	0,0146	0,0005	0,0251
n-Pentane	0,01684	0,01684	0,0005	0,0289
n-Hexane	0,02725	0,02725	0,0001	0,0473
Lean Oíl	0,2057	0,2057	0	0,3577

*Nota:* Datos cromatográficos reales de la torre desetanizadora

#### 4.2.2 Operación Actual

Hoy en día la torre desetanizadora opera con una carga significativamente menor a la de diseño, con un flujo de alimentación de 87 GPM, esta se divide en las dos corrientes, la Alimentación 1 ingresa a la torre con un flujo de 60.9 GPM y la Alimentación 2 con un flujo de 26.1 GPM.

**4.2.2.1 Condiciones de operación.** La torre desetanizadora hoy en día opera en el tope con una presión de 180 psig y un flujo de reciclo de gas de 1.345.251 SFCD, al momento de hacer las respectivas lecturas de campo, se reflejaron ciertas desviaciones los cuales generaron datos

erróneos, por lo tanto, desde campo el personal se ha centrado en darle seguimiento a los flujos y composiciones.

**Tabla 7.**

*Propiedades de la corriente de entrada la Alimentación 1 operación actual*

<b>Propiedad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor</b>
Fracción de vapor		0,0882
Temperatura	F	-10
Presión	psig	195
Flujo Molar	Lbmol/hr	287,2
Flujo Masico	Lb/hr	17130
Flujo de Calor	Btu/hr	-1,925x10 <sup>7</sup>
Entalpia Molar	Btu/Lbmol	-6,701x10 <sup>4</sup>

**Tabla 8.**

*Propiedades de la corriente de entrada la Alimentación 2 operación actual*

<b>Propiedad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor</b>
Fracción de vapor		0,0983
Temperatura	F	-5
Presión	psig	195
Flujo Molar	Lbmol/hr	123,1
Flujo Masico	Lb/hr	7341
Flujo de Calor	Btu/hr	-8,227x10 <sup>6</sup>
Entalpia Molar	Btu/Lbmol	-6,683x10 <sup>4</sup>

**Tabla 9.**

*Resultado de análisis cromatográfico a la salida del tope de la torre desetanizadora*

<b>Componente</b>	<b>Etano producido %MOL</b>
CO2	0,0138
Nitrogen	0,0003
Methane	0,3801
Ethane	0,5386
Propane	0,0584
i-Butane	0,0036
n-Butane	0,0041
i-Pentane	0,0004
n-Pentane	0,0003
n-Hexane	0,00003
Lean Oil	0

*Nota:* Resultados cromatográficos reales de campo a la salida del tope de la tope desetanizadora

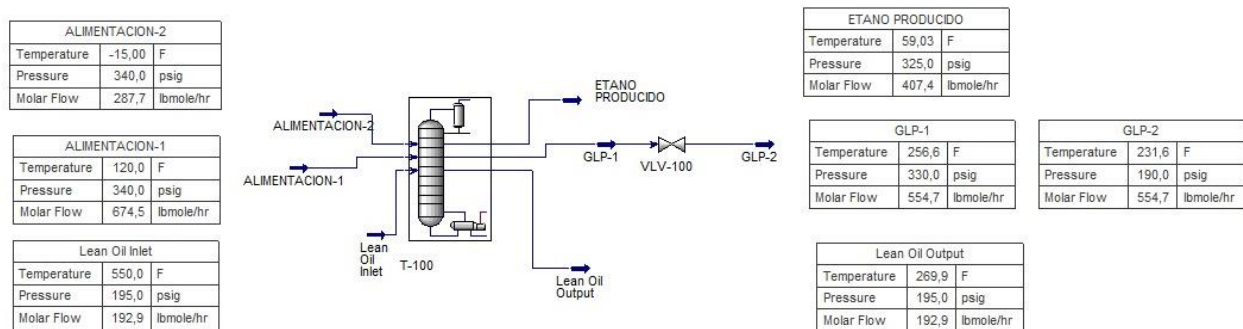
Teniendo en cuenta los datos obtenidos se determinó que el % de recobro de etano es aproximadamente del 76%.

### **4.3 Evaluación de resultados**

En este capítulo se desarrolla el análisis operacional de la torre desetanizadora mediante una simulación de ASPEN HYSYS versión 11, la intención es evidenciar los cambios en presión, temperatura y flujo de las condiciones de diseño con respecto a las condiciones actuales de operación.

**Figura 4.**

*Diagrama de flujo de la torre desetanizadora respecto al diseño inicial*



En la figura 4 se muestra el diagrama de flujo de la torre desetanizadora operando con los datos iniciales de diseño; en el tope se obtuvo un flujo reciclo de gas de 3.710.000 SCFD con una temperatura de 59 °F, con una composición de etano de 54%, esta corriente de salida tiene trazas de propano de 11%.

**Tabla 10.**

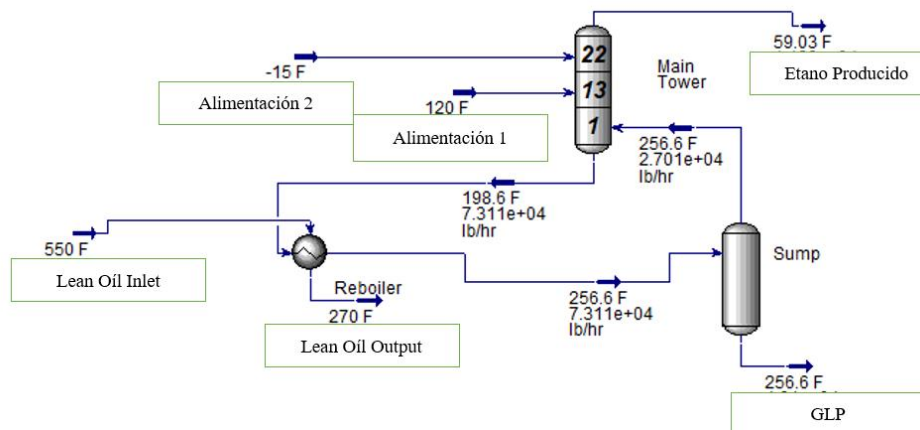
*Balace de masa de la torre desetanizadora respecto a la simulación diseño inicial*

Componente	Corriente			
	Alimentación 1	Alimentación 2	Etano producido	GLP
	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL
CO2	0,000257	0,000257	0,0006	0
Nitrogen	0,0000428	0,0000428	0,0001	0
Methane	0,1368	0,1368	0,3231	0
Ethane	0,2404	0,2404	0,5425	0,0186
Propane	0,2481	0,2481	0,1181	0,3436
i-Butane	0,02781	0,02781	0,0045	0,0450
n-Butane	0,0819	0,0819	0,0093	0,1352
i-Pentane	0,0146	0,0146	0,0007	0,0248
n-Pentane	0,01684	0,01684	0,0006	0,0288
n-Hexane	0,02725	0,02725	0,0003	0,0470

Componente	Corriente		Etano producido % MOL	GLP % MOL
	Alimentación 1 % MOL	Alimentación 2 % MOL		
Lean Oíl	0,2057	0,2057	0,0000	0,3567

**Figura 5.**

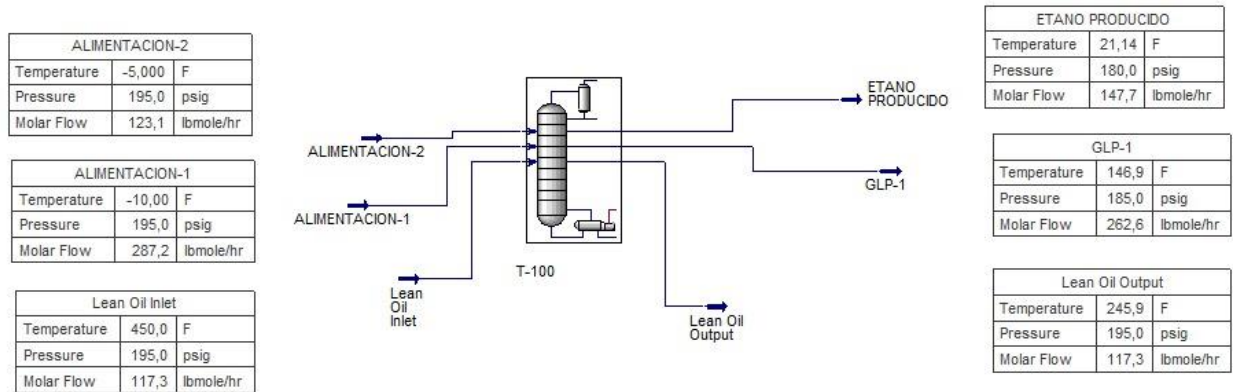
*Diagrama de flujo de la torre desetanizadora- temperaturas y flujo respecto al diseño inicial*



Relacionando los datos obtenidos por la simulación y los datos reales de la torre desetanizadora, y comparando los resultados composición, flujos, temperatura de tope, temperatura de fondo, permite inferir que los datos son coherentes ya que están en la misma magnitud.

**Figura 6.**

*Diagrama de flujo de la torre desetanizadora de operación actual*



En la figura 6 se muestra el diagrama de flujo de cómo opera hoy en día la torre desetanizadora, en el tope se obtuvo un flujo de reciclo de gas de 1.345.251 SCFD con una composición de etano 51% con trazas de propano de 9%.

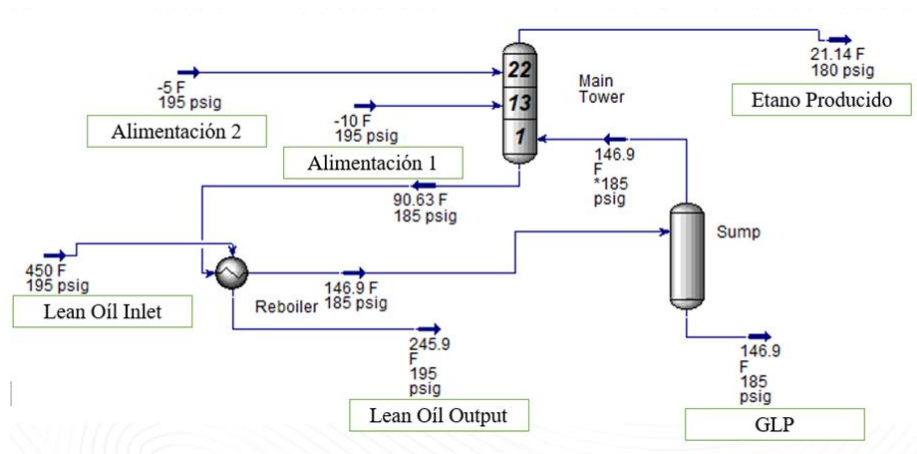
**Tabla 11.**

*Balance de masa de la torre desetanizadora respecto como opera hoy en día*

Componente	Corriente			
	Alimentación 1	Alimentación 2	Etano producido	GLP
	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL
CO2	0,000257	0,000257	0,0007	0
Nitrogen	0,0000428	0,0000428	0,0001	0
Methane	0,1368	0,1368	0,3800	0
Ethane	0,2404	0,2404	0,5108	0,0883
Propane	0,2481	0,2481	0,0958	0,3338
i-Butane	0,02781	0,02781	0,0038	0,0413
n-Butane	0,0819	0,0819	0,0076	0,1237
i-Pentane	0,0146	0,0146	0,0005	0,0225
n-Pentane	0,01684	0,01684	0,0004	0,0261
n-Hexane	0,02725	0,02725	0,0002	0,0425
Lean Oil	0,2057	0,2057	0	0,3217

**Figura 7.**

*Diagrama de flujo de la torre desetanizadora- temperaturas y flujo respecto a la operación hoy en día*



Relacionando los datos obtenidos por la simulación y los datos reales de la torre desetanizadora, y comparando los resultados composición y flujos, permite inferir que los datos son coherentes ya que están en la misma magnitud, sin embargo, con la simulación se pudo determinar que para ese flujo y composición de tope la temperatura de fondo es diferente a la tomada en campo, por ende, se toma como recomendación para emitir a los que están en operación.

### 4.3.1 Propuesta de mejora

Existen condiciones de operación de las torres de fraccionamiento para el diseño y control; en la tabla se muestran los parámetros típicos de un fraccionador de Gas.

**Tabla 12.**

*Parámetros típicos para fraccionadores de líquidos de gas natural.*

EQUIPO	Presión de operación (Psig)	Número real de etapas	Relación de reflujo 1	Relación de reflujo 2	Eficiencia de etapas
Desmetanizadora	200 - 400	18 - 26	Top Feed	Top Feed	45 – 60
Desetanizadora	375 - 450	25 - 35	0.9 - 2.0	0.6 – 1.0	50 – 70
Despropanizadora	240 - 270	30 - 40	1.8 - 3.5	0.9 – 1.1	80 – 90
Desbutanizadora	70 - 90	25 - 35	1.2 - 1.5	0.8 – 0.9	85 -95
Fraccionador de butanos	80 - 100	60 - 80	6.0 – 14.0	3.0 – 3.5	90 – 110
Fraccionador de aceites	130 - 160	20 - 30	1.75 – 2.0	0.35 – 0.4	Cima 67- Fondos 50
Desetanizadora de aceites	200 - 250	40	-	-	Cima 25 – Fondos 40
Estabilizador de condensados	100 - 400	16 - 24	Top Feed	Top Feed	40 – 60

1. Relación de reflujo con respecto al producto de cabeza, mol/mol
2. Reflujo proporción relativa de alimentar, gal. /Gal.

*Nota.* Tomado de: (SECTION 19 - Fractionation and Absorption, págs. 19-15)

Para un recobro de metano y etano aproximadamente del 95% se pueden hacer modificaciones en las condiciones de operación de hoy en día como lo es la presión, la temperatura, flujo de alimentación.

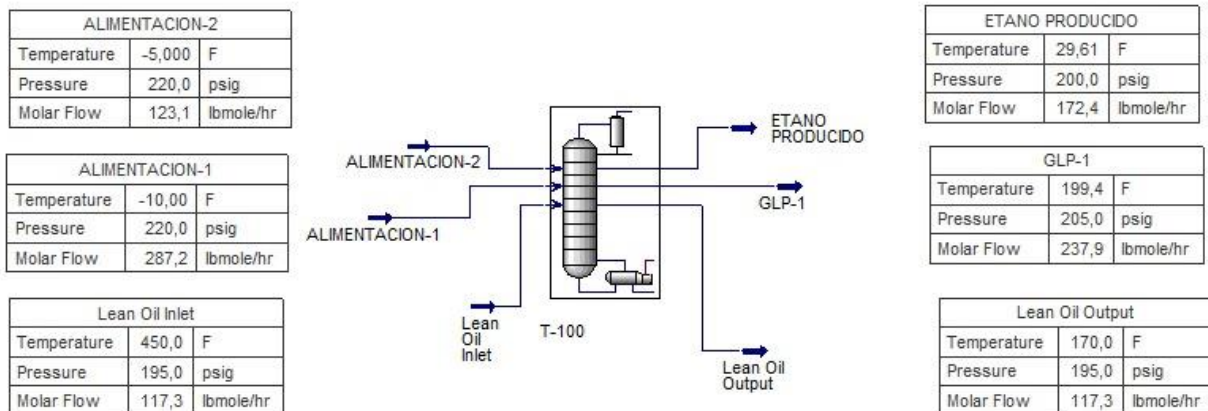
Teniendo en cuenta los parámetros de operación de la tabla 12, una torre desetanizadora en el caso de la presión es de 375-450 psig, sin embargo, la torre opera con 22 platos, esto hace que

tengamos en cuenta únicamente los parámetros de una torre Desmetanizadora, que va de 200 – 400 psig.

Tomando los datos de operación que se utiliza hoy en día y acoplándolos a los parámetros requeridos, se puede determinar que la torre desmetanizadora puede operar a una presión de 200 psig, con una temperatura de 29,61 °F y un flujo de reciclo de gas de 1.570.000 SCFD para un recobro de etano del 98%.

**Figura 8.**

*Diagrama de flujo de la torre desmetanizadora con la propuesta de mejora*



En la Tabla 13 y 14 se muestran las condiciones de proceso de la torre desmetanizadora y el balance de masa, en este balance se produce etano con una composición de 56% con trazas de propano del 9%. Mediante estos resultados se demuestra que la mayor parte de etano se produce en la salida del tope de la torre.

**Tabla 13.***Condiciones de proceso para la torre desetanizadora*

Propiedad	Unidad	Corriente			
		Alimentación 1	Alimentación 2	Etano producido	GLP-1
Fracción de vapor		0,0661	0,0759	1	0
Temperatura	°F	-10	-5	29,61	199,4
Presión	Psig	220	220	200	205
Flujo Molar	Lbmol/hr	287,2	123,1	172,4	237,9
Flujo Masico	Lb/hr	17130	7341	4704	19770
Flujo de calor	Btu/hr	-1,927e+007	-8,236e+006	-6,403e+006	-1,815e+007
Entalpia Molar	Btu/lbmol	-6,708e+004	-6,690e+004	-3,714e+004	-7,630e+004

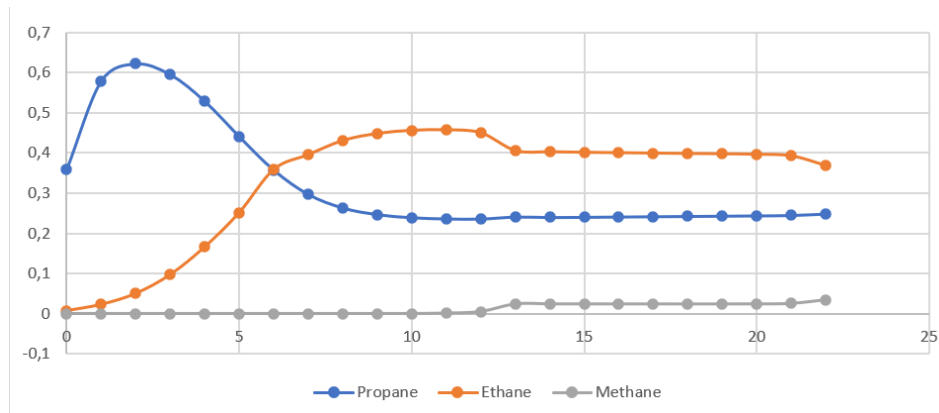
**Tabla 14.***Balace de masa de la torre desetanizadora*

Componente	Corriente			
	Alimentación 1	Alimentación 2	Etano producido	GLP
	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL
CO2	0,000257	0,000257	0,0006	0
Nitrogen	0,0000428	0,0000428	0,0001	0
Methane	0,1368	0,1368	0,3256	0
Ethane	0,2404	0,2404	0,5619	0,0075
Propane	0,2481	0,2481	0,0984	0,3566
i-Butane	0,02781	0,02781	0,0040	0,0451
n-Butane	0,0819	0,0819	0,0081	0,1354
i-Pentane	0,0146	0,0146	0,0005	0,0248
n-Pentane	0,01684	0,01684	0,0005	0,0287
n-Hexane	0,02725	0,02725	0,0002	0,0468
Lean Oil	0,2057	0,2057	0	0,3552

En la figura 9 se muestra el perfil de composiciones a través de las etapas de la torre desetanizadora, para metano, etano y propano, donde la etapa 1 representa el rehervidor como intercambiador de calor y la etapa 22 el tope de la torre.

**Figura 9.**

*Perfil de composiciones de la torre desetanizadora*



A partir de lo anterior en la tabla 15 se puede evidenciar un porcentaje de recobro de etano del 98%, este porcentaje indica que de 98,65 Lbmol de etano contenido en 410,3 Lbmol de alimentación, se puede recuperar 96,87 Lbmol de etano, el cual podría ser comercialmente rentable, sin embargo, en la planta no se usa como producto comercial si no como reciclo en la misma planta, haciendo así que los productos de fondo salgan con mayor pureza.

**Tabla 15.***Recobro de etano*

<b>Variable</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Flujo de entrada a la torre desetanizadora	410,3	Lbmol/hr
Flujo molar de etano a la entrada de la torre desetanizadora	98,65	Lbmol/hr
Flujo molar de etano producido	96,86	Lbmol/hr
Porcentaje de recobro	98	%
Fracción molar de etano producido	0,5619	

## 5. Conclusiones

Con el fin de entender la filosofía de operación de la torre desetanizadora, y el efecto que causa la variación de las variables de operación, se tiene en cuenta los principios operacionales de la torre, ya que estos son la base fundamental de cómo deben funcionar la serie de controladores instalados; cuyo objetivo principal es la de mantener los parámetros máximos y mínimos en un rango que garantice la estabilidad operacional de la torre.

Al realizar las respectivas simulaciones y teniendo en cuenta los aspectos técnicos y operacionales de una torre desetanizadora, se puede determinar que la técnica aplicada en la extracción de LGN, en este caso absorción de aceite pobre refrigerado es una opción factible ya que en lo que requiere la planta no es producir etano para su comercialización si no para su reciclo dentro de la planta, haciendo que los productos de fondo salgan con mayor pureza.

Respecto a las condiciones de operación iniciales de diseño, la torre desetanizadora operaba con una presión de 325 psig, obteniendo un recobro de etano del 93% aproximadamente; hoy en

día la torre opera con una carga significativamente menor a la inicial con las condiciones de operación muy por debajo a los parámetros requeridos, obteniendo un recobro de etano del 76%, teniendo al límite operativo el almacenamiento de los productos de fondo.

Teniendo en cuenta las condiciones de operación de hoy en día de la torre desetanizadora se propone una mejora, estableciendo nuevas condiciones de operación, con el fin de tener un producto de fondo más estable, en términos de presión para su almacenamiento. Ajustando un solo parámetro el cual es la presión se evidencio en la simulación que al aumentar la presión a 200 psig se obtiene un % de recobro en la corriente de tope del 98%

## **6. Recomendaciones**

Respecto a este trabajo de grado se tienen varias recomendaciones para trabajos futuros; como, analizar las composiciones de las corrientes de tope y fondo respecto a los cambios de carga que se implementen en la planta de procesamiento de gas, con el fin de validar y ajustar las variables de presión y temperatura de fondo y la distribución de los flujos, si es el caso, con el fin de mantener la máxima fracción de etano en el tope y la mínima fracción de propano en el tope.

Otra recomendación es evaluar la posibilidad de reemplazar la torre desetanizadora con una de menor tamaño, ya que esta fue diseñada para volúmenes de flujo mucho mayor a los que se está operando hoy en día y que cumpla con la función de los parámetros requeridos, haciendo previo un análisis técnico y económico.

Por último, tenemos como recomendación, evaluar técnica y económicamente alternativas para la corriente de tope para usarla como autogeneración, es decir, reemplazar el gas tratado por esta corriente, o incorporarla a la corriente de gas ventas, de esta manera reducir el consumo energético debido a la compresión de este gas en el reciclo.

**Referencias Bibliográficas**

- Barrios Mejia, I. J., & Siza Rey, R. A. (2017). Evaluación técnica y económica para actualizar y/o seleccionar el proceso de recuperación de LGN más apropiado para la planta de gas en el centro, Barrancabermeja. En *Procesos actuales para la recuperación de LGN* (pág. 27). Bucaramanga: Trabajo de grado, Universidad Industrial de Santander .
- Betancur Valbuena, L. P., & Lancheros Torres, P. A. (2017). *Evaluación de dos alternativas con recuperación de condensados en el Tratamiento de gas natural con respecto al método de Joule Thomson*. Bogota. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6584/1/6112762-2017-2-IQ.pdf>
- Briceño Fajardo , Y. L., & Matheus, D. J. (2007). *Evaluación de la filosofía de operación del sistema de control de una torre fraccionadora de propano (C3)*.
- GPSA. (2004). Gas Processors Suppliers Association. En *Engineering Data Book* (págs. 16-10). Tulsa, Oklahoma: 12, edition.
- Guevara, G. (2002). *Modificación de la sección de despojamiento de la torre de vacío T-100X de la planta de destilación de vacío (PVAY-2), del centro de refinación Paraguaná Amuay*. Caracas: Tesis de Ingeniería química de la Universidad Central de Venezuela.
- Hernandez Reyes, M. D., & Castro Moreno, J. A. (2016). *Análisis de alternativas técnicas para la recuperación de etano proveniente de la planta de condensados de un campo de gas ubicado en Colombia*. Bucaramanga.

- Lopez, D., Mahecha, C., Acevedo, L., & Hoyos, L. (2008). Análisis jerárquico de variables de operación de una torre de destilación de crudo usando datos de planta, modelos de simulación y diseño de experimentos. *Revista ION*, 7-16.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Speight, J. G. (2006). Chapter 10. En *Handbook of Natural gas transmission and processing* (pág. 370). Gulf Professional Publishing.
- Natural Gas Liquids Recovery. (2006). En S. Mokhatab , W. A. Poe, & J. G. Speight, *Handbook of natural gas transmission and processing* (pág. 376). Oxford: Elsevier Inc.
- Pérez Palacio, R., & Martínez, M. (1994). *INGENIERÍA DE GAS- Características y comportamiento de los hidrocarburos*.
- Quiroga Berdugo , C. A., Vega Sandoval, V. V., & Sanchez Martínez, J. J. (2012). *Fundamentos de Fraccionamiento*.
- Ramirez Fuentes, A. (2012). *Diseño conceptual de una planta de tratamiento de gas para el campo la loma*. Universidad Autonoma de Bucaramanga, Trabajo de Grado.
- Rodriguez, J. C. (09 de Octubre de 2009). Renta de una planta de gas con capacidad de 3MMSCFD con opción de compra para el campo corcel. *Filosofía de operación*. SAR Energy S.A. .
- SECTION 19 - Fractionation and Absorption. (s.f.). En *GPSA* (págs. 19-15).
- Section 19-Fractionation and Absorption. (2004). En *Gas Processor Suppliers Association (GPSA) Engineering Data Book* (págs. 19-2). 12, edition.
- Smith, Van Ness, & Abbott. (2001). *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química* . Mexico D.F.: McGRAW-HILL.
- Stewart, M. I. (2014). Gas Processing Chapter 10. En *Surface production operations (Third edition) Design of gas-handling systems and facilities Vol. 2* (pág. 551). Virginia, USA: Gulf Professional Publishing .