

Evaluación técnica del uso de TEG-Lean Oil en la recuperación de hidrocarburos líquidos  
de la corriente de gas en la planta de gas El Centro

Carlos Wilfredo Agón León

Trabajo de Grado para optar al título de Magíster en Ingeniería de Petróleo y Gas

Director

Helena Margarita Ribón Barrios

Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Maestría en Ingeniería de Petróleo y Gas

Bucaramanga

2020

**Dedicatoria**

*A Dios por darme la sabiduría, inteligencia y fortaleza que necesité durante el proceso de estudio y en el desarrollo de este trabajo de grado, pues solo con su ayuda pude lograr esta meta.*

*A mi Padre Gustavo Agón Lesmes por su apoyo incondicional y mi Madre Nohemí León Arguello por su amor constante, quienes me regalaron muchas horas de su tiempo, dedicación y compañía para lograr esta nueva meta.*

*Además, con todo mi afecto, cariño y amor a cada una de las personas que me brindó su apoyo y ánimo para culminar de manera excepcional la maestría en Ingeniería de Petróleo y Gas.*

***Carlos Wilfredo Agón León***

### **Agradecimientos**

El autor de este trabajo expresa sus más sinceros agradecimientos a:

- Ecopetrol S.A.; a todos los ingenieros que me brindaron su apoyo y conocimientos sobre las condiciones actuales de la Planta de Gas El Centro.
- Escuela de Ingeniería de Petróleos – EIP; a todo el personal docente por los conocimientos compartidos y nuevas tecnologías, y a su personal administrativo por su cordialidad y apoyo desinteresado.
- Helena Margarita Ribón por sus aportes, conocimiento, respaldo, tiempo y dirección brindada en todo momento.

**Contenido**

Introducción .....	12
1. Generalidades del gas natural .....	15
1.1. Origen y acumulación del gas natural.....	16
1.2. Clasificación del gas natural .....	17
1.3. Panorama del gas natural en Colombia.....	17
1.4. Procesamiento del gas natural.....	19
1.5. Líquidos del gas natural .....	21
1.6. Tecnologías aplicadas para la recuperación de líquidos del gas natural.....	22
1.6.1. Separación por expansión en una válvula Joule-Thomson. ....	22
1.6.2. Recuperación de condensados por Turboexpander.....	23
1.6.3. Recuperación de condensados por refrigeración mecánica. ....	25
1.6.4. Recuperación de condensados por TEG-Mejorado. ....	26
1.6.5. Antecedentes de la tecnología TEG-Mejorado. ....	28
2. Planta de procesamiento de gas natural El Centro.....	33
2.1. Descripción de las corrientes de gas recibidas en la planta de procesamiento de gas .....	35
2.1.1. Corriente del campo Lisama.....	36
2.1.2. Corriente del campo la Cira. ....	38
2.1.3. Corriente del campo el Opón. ....	40

2.2. Descripción de los procesos realizados en la planta de procesamiento de gas El Centro .....	42
2.2.1. Productos obtenidos en el proceso.....	44
3. Simulación numérica de la tecnología TEG-LO en la planta de gas El Centro.....	50
3.1. Selección del modelo termodinámico.....	51
3.2. Descripción del modelo de simulación .....	51
3.2.1. Selección del paquete de fluidos.....	51
3.2.2. Desarrollo del modelo base de simulación. ....	52
3.3. Diseño experimental .....	64
4. Resultados obtenidos a partir de la simulación numérica de la planta El Centro.....	65
4.1. Comportamiento del contenido de agua en el gas de venta.....	66
4.2. Recuperación de condensados .....	68
4.3. Selección del escenario más adecuado para la implementación de la tecnología TEG-LO ..	69
5. Conclusiones.....	72
6. Recomendaciones .....	73
Referencias Bibliográficas .....	75

**Lista de figuras**

Figura 1 Proyección del balance de la oferta y la demanda del gas natural en Colombia-MMSCF..  
 ..... 20

Figura 2 Esquema general del procesamiento del gas natural ..... 21

Figura 3 Recuperación de condensados mediante la separación por expansión en una válvula Joule-Thomson ..... 24

Figura 4 Recuperación de condensados mediante la unidad Turboexpander ..... 24

Figura 5 Recuperación de condensados mediante refrigeración mecánica ..... 25

Figura 6 Diagrama de proceso para recuperación de condensados mediante la tecnología de TEG-Mejorado ..... 27

Figura 7 Unidad de deshidratación utilizada en la prueba piloto de campo Río Zulia ..... 29

Figura 8 Etapas de la prueba piloto realizada para la tecnología TEG-LO. Díaz, M., Jiménez, C., Roa, C. (2016)..... 30

Figura 9 Cambio de la envolvente de fases para el gas de entrada y el gas tratado aplicando la tecnología TEG-LO ..... 31

Figura 10 Comportamiento del punto de rocío de los hidrocarburos con base en cambios en el tiempo y la concentración de Lean Oil ..... 32

Figura 11 Ubicación geográfica y vistas superficial de la planta de procesamiento de gas El Centro..... 34

Figura 12 Registro fotográfico de las corrientes de gas recibidas en la planta de procesamiento de gas natural El Centro..... 35

Figura 13 Envoltente de fases para el Gas de la corriente Lisama .....	36
Figura 14 Envoltente de fases para el Gas de la corriente la Cira.. .....	39
Figura 15 Envoltente de fases para el Gas de la corriente Opón .....	40
Figura 16 Descripción del procesamiento de gas en la planta el Centro .....	44
Figura 17 Envoltente de fases para el Gas de la corriente unificada.. .....	46
Figura 18 Diagrama del balance actual de las corrientes de la planta de gas el Centro .....	49
Figura 19 Diagrama de flujo del modelo de la planta de procesamiento El Centro para la evaluación de la tecnología TEG-LO.....	53
Figura 20 Esquema separador C-211.....	56
Figura 21 Esquema separador C-1.....	57
Figura 22 Esquema torre absorbedora. ....	59
Figura 23 Esquema válvula V-101. ....	59
Figura 24 Esquema separador V-100.....	60
Figura 25 Esquema intercambiador de calor glicol-glicol y torre destilación.....	61
Figura 26 Esquema bomba P-100. ....	62
Figura 27 Esquema intercambiador gas/glicol (E101) y válvula VLV-100. ....	63
Figura 28 Esquema enfriador y separador trifásico. ....	64
Figura 29 Comportamiento del contenido de agua en la corriente de gas de venta para los diferentes escenarios propuestos.....	66
Figura 30 Cantidad de condensados recuperados Vs Cantidad de Lean Oil .....	68
Figura 31 Comportamiento de la recuperación de condensados y los flujos de aditivo de entrada y salida para los diferentes escenarios propuestos .....	68

Figura 32 Composición del gas de entrada y el gas de venta para el escenario seleccionado ..... 71

Figura 33 Composición de los líquidos recuperados del gas para el escenario seleccionado ..... 72

**Lista de tablas**

Tabla 1 Composición típica del gas natural .....	16
Tabla 2 Clasificación del gas natural .....	18
Tabla 3 Especificaciones del gas natural para venta en Colombia .....	20
Tabla 4 Análisis comparativo entre el gas de entrada y el gas de salida para cada una de las tecnologías .....	32
Tabla 5 Composición y características del gas de la corriente Lisama.....	37
Tabla 6 Composición y características del gas de la corriente la Cira.....	38
Tabla 7 Composición y características del gas de la corriente el Opón.....	41
Tabla 8 Composición y características del gas de la corriente unificada .....	43
Tabla 9.Composición de los productos obtenidos en la planta de procesamiento El Centro .....	46
Tabla 10 Características del gas seco rico obtenido a la salida del desecador .....	48
Tabla 11 Balance Volumétrico de las corrientes de entrada y salida para la planta de gas.....	49
Tabla 12 Lista de componentes vinculados en la simulación .....	52
Tabla 13 Composición de la corriente de gas saturado con agua .....	55
Tabla 14 Descripción de escenarios estudiados dentro del diseño experimental .....	65
Tabla 15 Resumen de los resultados obtenidos para los escenarios considerados dentro del diseño experimental.....	70

## Resumen

**Título:** Evaluación técnica del uso de TEG-Lean Oil en la recuperación de hidrocarburos líquidos de la corriente de gas en la planta de gas El Centro\*

**Autor:** Carlos Wilfredo Agón\*\*

**Palabras Clave:** Gas natural, líquidos del gas, Lean Oil, deshidratación, procesamiento.

### Descripción:

Una vez el gas es extraído del yacimiento se hace necesario aplicar diferentes etapas de procesamiento, las cuales permiten tanto alcanzar las especificaciones del gas para venta como adquirir productos adicionales como líquidos del gas. Debido al sobredimensionamiento de su infraestructura, el procesamiento en la planta El centro se ha limitado a la deshidratación del gas. La condición *turn down* bajo la cual opera la planta, provoca que tecnologías convencionales para la recuperación de condensados como la válvula Joule-Thomson y la refrigeración mecánica no sean factibles, desaprovechando el valor comercial de estos productos. Con el objetivo de brindar una solución a esta problemática, se propone el uso de la tecnología TEG-LO, la cual utiliza el trietilenglicol y *Lean Oil* para realizar en simultáneo tanto la deshidratación del gas como la recuperación de líquidos. Esta tecnología aprovecha el punto de rocío del agua y los hidrocarburos presentes en el gas de entrada a la torre, registrando algunos resultados favorables en pruebas piloto nacionales. Para evaluar el potencial de la tecnología TEG-LO en la planta de gas El Centro, se propuso la simulación numérica de los equipos y etapas que componen la planta actual. Tomando como caso base una corriente de trietilenglicol de 70 STB/d, se evaluaron 10 escenarios adicionales variando la relación volumétrica entre el TEG y el *Lean Oil*. Los resultados obtenidos mostraron que existe una relación directa entre el *Lean Oil* y la cantidad de condensados recuperados, sin embargo, la eficiencia del proceso de deshidratación disminuye. La relación volumétrica TEG-LO 60-40 fue el escenario seleccionado, asociado a un contenido de agua final de 16 lb/MMSCF y una recuperación de 60 STB/d de condensado. Finalmente, los líquidos recuperados son ricos en componentes como pentano y hexano, siendo estos compuestos atractivos a nivel comercial.

---

\* Tesis de Maestría

\*\* Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Helena Margarita Ribón Barrios, Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos.

**Abstract**

**Title:** Technical evaluation of the use of TEG-Lean Oil in the recovery of liquid hydrocarbons from the gas stream at “La planta de gas El Centro” \*

**Author:** Carlos Wilfredo Agón\*\*

**Keywords:** Natural Gas, Gas Liquids, Lean Oil, Dehydration, Processing.

**Description:**

Once gas is extracted from the reservoir, it is necessary to apply different processing stages, which allow both getting gas specifications for sale and acquiring additional products such as gas liquids. Due to the oversized infrastructure, the processing at “La planta de gas El Centro” has been limited to gas dehydration. The turn down condition under which the plant operates induces that conventional technologies for condensate recovery such as the Joule-Thomson valve and mechanical refrigeration are not feasible, wasting the commercial value of these products. In order to provide a solution for this problem, the use of TEG-LO technology is proposed, which uses the triethylene glycol and Lean Oil to perform both gas dehydration and liquid recovery, simultaneously. This technology takes advantage of the water and hydrocarbons dew point of the gas in the tower, registering some favorable results in local pilot tests. To evaluate the potential of the TEG-LO technology in “La planta de gas El Centro”, the numerical situation of the equipment and stages that operate in the current plant was proposed. Taking as a base case a triethylene glycol stream of 70 STB / d, 10 additional scenarios were evaluated by varying the volumetric relationship between TEG and Lean Oil. The obtained results showed that there is a direct relationship between Lean Oil and the number of recovered condensates, however, the efficiency of the dehydration process decreases. The TEG-LO 60-40 volumetric ratio was the selected scenario, associated with a final water content of 16 lb / MMSCF and 60 STB / d of recovered condensates. Finally, the recovered liquids are rich in components such as pentane and hexane, which are commercially attractive.

---

\* Master Thesis

\*\* Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Helena Margarita Ribón Barrios, Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos.

## Introducción

El gas natural es uno de los combustibles fósiles con mayor abundancia, versatilidad y aporte a la canasta energética mundial. Su explotación inicio en el siglo XIX en Estados Unidos como combustible para la generación de iluminación. Actualmente su uso ha crecido significativamente, abarcando campos como el transporte, la electricidad, el sector industrial y el uso doméstico. Para 2018, el aporte del gas natural al suministro mundial de energía fue del 23 % estimando un crecimiento del 4% para el 2040 (ExxonMobil, 2019). De esta manera, el gas se ha consolidado como una forma de energía más limpia en comparación con otras fuentes como el petróleo y el carbón.

Para fines de venta, el gas extraído del yacimiento requiere de diferentes etapas separación, tratamiento y procesamiento. Estos procesos permiten la remoción de impurezas, la obtención de productos comerciales y la satisfacción de las especificaciones del gas según la normatividad impuesta. Dentro de estas etapas, se encuentran procesos de separación, endulzamiento, deshidratación y control de punto de rocío, las cuales son aplicadas de acuerdo con las características del gas de entrada y el uso de la corriente en particular (Campbell, 2004).

A nivel nacional, la planta de procesamiento de gas El Centro fue construida para el tratamiento del gas proveniente del campo Opón. Con base en el potencial estimado de este campo, la planta fue diseñada para un flujo mucho mayor al que realmente se recibió. Aunque la planta se complementó con corrientes adicionales como los de los campos Lisama y la Cira, su rendimiento se ha visto constantemente limitado por la operación bajo una capacidad muy inferior a la diseñada, denominada *Turn Down*.

La condición descrita previamente ha determinado que actualmente la planta solo realice la deshidratación de la corriente unificada recibida. De esta manera, la obtención de condensados y la mejora de la calidad del gas de venta no se llevan a cabo bajo este escenario. La implementación de tecnologías convencionales no es factible, perdiendo grosso modo la utilidad y lucro asociado a la comercialización de productos blancos.

Con base en la problemática identificada, este trabajo de grado propone y evalúa el uso de la tecnología TEG-LO (Trietilenglicol- *Lean Oil*) en la planta de gas El centro. A partir de los resultados adquiridos tanto a nivel experimental como a través de pruebas piloto, esta tecnología constituye una alternativa promisorio para la recuperación de condensados aprovechando en simultáneo los equipos e infraestructura instalada para los procesos de deshidratación convencional con trietilenglicol. El principio físico de funcionamiento se enfoca en el control del punto de rocío tanto del agua como de los hidrocarburos presentes en el gas.

La metodología establecida en el presente proyecto utilizó como herramienta principal la simulación numérica de procesos mediante el software comercial Aspen Hysys. Para evaluar la tecnología, se planteó un caso base de la planta con trietilenglicol. Posteriormente, se añadió el *Lean Oil* al sistema planteando diferentes escenarios con una variación en la relación volumétrica entre ambos aditivos.

Con base a los objetivos planteados, el capítulo 1 comprende algunos conceptos generales sobre el gas natural, el panorama nacional y una breve descripción tanto de las técnicas convencionales como la tecnología TEG-LO para la recuperación de condensados. Posteriormente, se presentan algunas generalidades de la planta de gas El Centro y las características tanto de las corrientes individuales de gas que se reciben. El capítulo 3 describe el modelo de simulación base

y el diseño experimental planteado. Finalmente, el capítulo 4 presenta los resultados haciendo énfasis en el comportamiento de variables como el contenido de agua en la corriente final, la cantidad de condensados recuperados y la composición tanto de los productos blancos como el gas de venta.

## 1. Generalidades del gas natural

Las fases presentes en los yacimientos de hidrocarburos son generalmente agua, petróleo y gas. Haciendo énfasis en la fase gaseosa, un gas se define como un fluido homogéneo de baja viscosidad y densidad que no tiene forma definida (Ahmed, 2010). El gas natural se compone principalmente por metano ( $\text{CH}_4$ ) y pequeñas cantidades de etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propano ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), butano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ) y pentano ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ) (Tabla 1). Dentro de la composición inorgánica, es posible encontrar concentraciones de ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), vapor de agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ), nitrógeno ( $\text{N}_2$ ) y helio ( $\text{He}$ ) (Katz.,1959). Esta composición puede variar de acuerdo al tipo y ubicación del yacimiento (Wang & Economides, 2009).

Caracterizándose por ser incoloro e inoloro, el gas natural tiene fines domésticos como la calefacción, e industriales como la generación de electricidad. Aproximadamente, 1 SCF (Standart Cubic Feet) de gas natural aporta 1000 BTU (British Thermal Unit), los cuales en comparación con otro tipo de fuentes energéticas se obtienen sin que el gas deba ser transformado. La energía proporcionada por el gas natural genera la menor cantidad de residuos y emisiones al medio ambiente en comparación a los valores registrados con otro tipo de energías fósiles (Ministerio para la transición ecológica y el reto demográfico, s.f.) (Speight, 2007)

La combustión del gas natural permite obtener su energía. Este proceso refiere a una reacción termodinámica exotérmica que ocurre en presencia de un agente oxidante, que para este caso es el aire (Sánchez, 2010). La ruptura de los enlaces entre los átomos de carbono e hidrógeno da lugar a la extracción de la energía del gas.

**Tabla 1.**

*Composición típica del gas natural*

Componente	Fracción (%)
Metano	70-90
Etano	
Propano	0-20
Butano	
Pentano e hidrocarburos mas pesados	0-10
Dióxido de carbono	0-8
Oxígeno	0-0.2
Nitrógeno	0-5
Ácido sulfhídrico	0-5

Nota: Adaptado de Wang, X., & Economides, M. (2009). Natural Gas Basics. Advanced Natural Gas Engineering, 1–34. doi:10.1016/b978-1-933762-38-8.50008-3.

### 1.1. Origen y acumulación del gas natural

La formación del gas natural, al igual que la del petróleo, se atribuye a la acumulación y descomposición de materia orgánica. Con el tiempo (decenas a cientos de millones de años), la compactación, alta presión y temperatura generados por la presencia de capas de sedimento superiores conforman un sistema de condiciones adecuado para descomposición de la materia depositada dando paso a la generación de gas natural, carbón y petróleo. Para el almacenamiento

y consolidación de yacimientos convencionales de gas natural existen tres aspectos fundamentales: La roca madre, la roca almacén y la roca sello (Wang & Economides, 2009) (Rojey & Jaffret, 1997). El gas natural puede encontrarse en yacimientos netamente de gas o puede encontrarse en conjunto con petróleo. Adicionalmente, las condiciones específicas de presión y temperatura determinan en gran medida si el gas se encuentra en solución dentro del hidrocarburo líquido o si por el contrario ha formado una fase y capa independiente en la roca.

## **1.2. Clasificación del gas natural**

Aunque es posible clasificar el gas natural a partir de diferentes criterios como origen y composición, la clasificación comúnmente utilizada hace referencia a la cantidad de compuestos ácidos presentes en el gas y la cantidad de etano o componentes más pesados (Reinking, 2014) (Rojey & Jaffret, 1997). La proporción de gases ácidos clasifica el gas como dulce o amargo a medida que la concentración de estos componentes aumenta. Por otro lado, a mayor cantidad de etano y compuestos con mayor cantidad de carbono el gas se denomina gas húmedo; a menor proporción de estos componentes el gas es un gas seco. La combinación de las descripciones presentadas y algunos rangos establecidos en la literatura se presenta en la Tabla 2. La clasificación del gas natural como seco o húmedo está altamente relacionada a su origen, ya que el gas húmedo con alto contenido de hidrocarburos pesados se extrae en conjunto con el petróleo crudo, por lo cual se conoce como gas asociado, mientras el gas seco se extrae de yacimientos exclusivos de gas y se denomina gas no asociado (Agón & Sanabria, 2018).

## **1.3. Panorama del gas natural en Colombia**

La explotación del gas en Colombia es relativamente reciente. Los primeros pasos en esta industria se remontan al descubrimiento de algunos campos en Santander. Este gas se obtenía como

un subproducto de la explotación de yacimientos de crudo y era quemado a través de teas (Guerrero & Camacho, 2003). A mediados de los años 70 comenzó el verdadero desarrollo de esta industria en el país con los yacimientos de gas descubiertos en la Guajira (CREG, s.f.).

**Tabla 2.**

*Clasificación del gas natural*

<b>Componente</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>químico</b>				
Etano e hidrocarburos más pesados	<10	<10	>10	>10
Ácido sulfhídrico	<1	>1	<1	>1
Dióxido de carbono	<2	>2	<2	>2
Designación estándar	Gas seco dulce (No asociado)	Gas seco amargo (No asociado)	Gas húmedo dulce (Asociado)	Gas húmedo amargo (Asociado)

Nota: Adaptado de Rojey, A; Jaffret, C. (1997). Natural Gas: Production, processing and transport. Institut Français du Pétrole. <https://url2.cl/vnPC4>.

A inicios de los años 90 se expandió con el incremento del consumo en varias ciudades y el reemplazo de otros combustibles por el gas natural. Adicionalmente, la realización de obras de infraestructura y nuevos hallazgos de reservas enmarcaron esta época. En 1993, el Gobierno junto con Ecopetrol lideraron la construcción de más de 2000 km de gasoductos que pasaron por el

Departamento de la Guajira, el centro y suroccidente del país y los Llanos orientales. Durante los años siguientes, se generaron diferentes programas para llevar el gas natural a los estratos socioeconómicos más necesitados y se amplió la cobertura del servicio a los departamentos de Quindío, Caldas, Risaralda, Valle y Tolima.

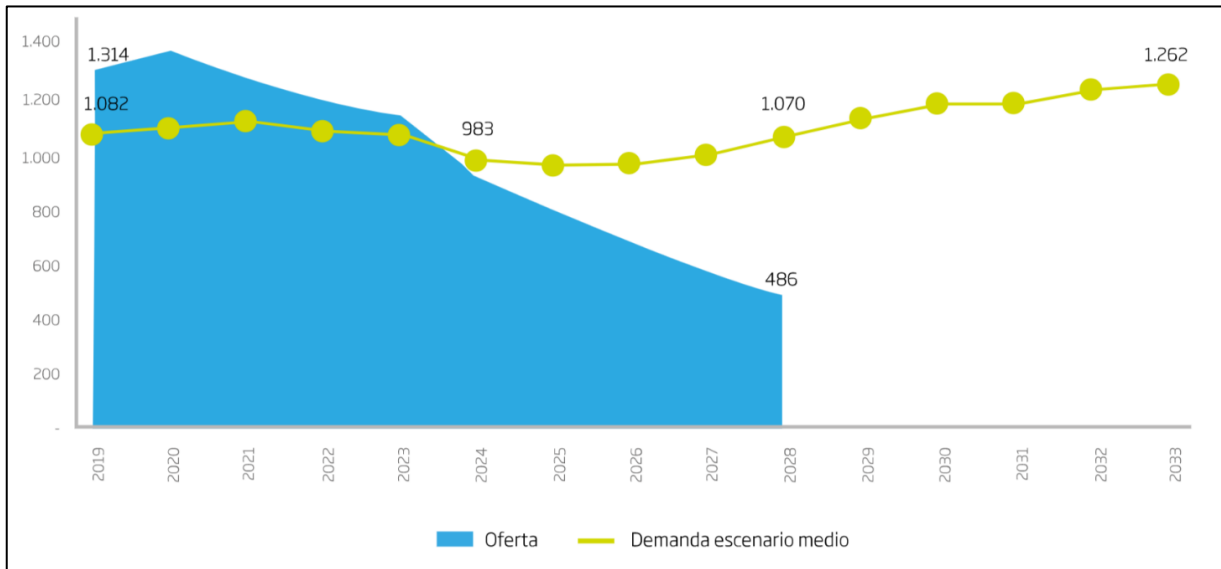
Con este desarrollo, el gobierno nacional y las diferentes empresas vinculadas al sector energético han tratado de seguir impulsando tanto la exploración de este tipo de yacimientos como el consumo del gas natural, posicionando este como una fuente de energía eficiente y de bajos niveles de contaminación, donde la prestación del servicio es técnica y económicamente viable. La oferta de gas en el país ha sido ligeramente mayor a la demanda (Figura 1). Sin embargo, el país requerirá de la explotación y hallazgo de nuevos yacimientos para suplir la demanda energética nacional según la proyección realizada por el Minenergía (2019).

#### **1.4. Procesamiento del gas natural**

Para propósitos de venta y comercio el gas debe cumplir con ciertos parámetros de calidad establecidos por los diferentes gobiernos. Para el caso particular de Colombia, el gas es comercializado por el Reglamento Único de Transporte de gas natural, RUT. Este reglamento es expedido por la Comisión Reguladora de energía y gas, CREG, adscrita al Ministerio de Minas y energía (Dávila & Santos, 2015). La Tabla 3 especifica las condiciones establecidas dentro del reglamento mencionado.

**Figura 1**

*Proyección del balance de la oferta y la demanda del gas natural en Colombia-MMSCF.*



Nota: Adaptado de Promigas. (2019). Informe sector gas natural 2019. Disponible en: <http://www.promigas.com/Es/Paginas/informeFinanciero/colombia/02.aspx>.

**Tabla 3.**

*Especificaciones del gas natural para venta en Colombia*

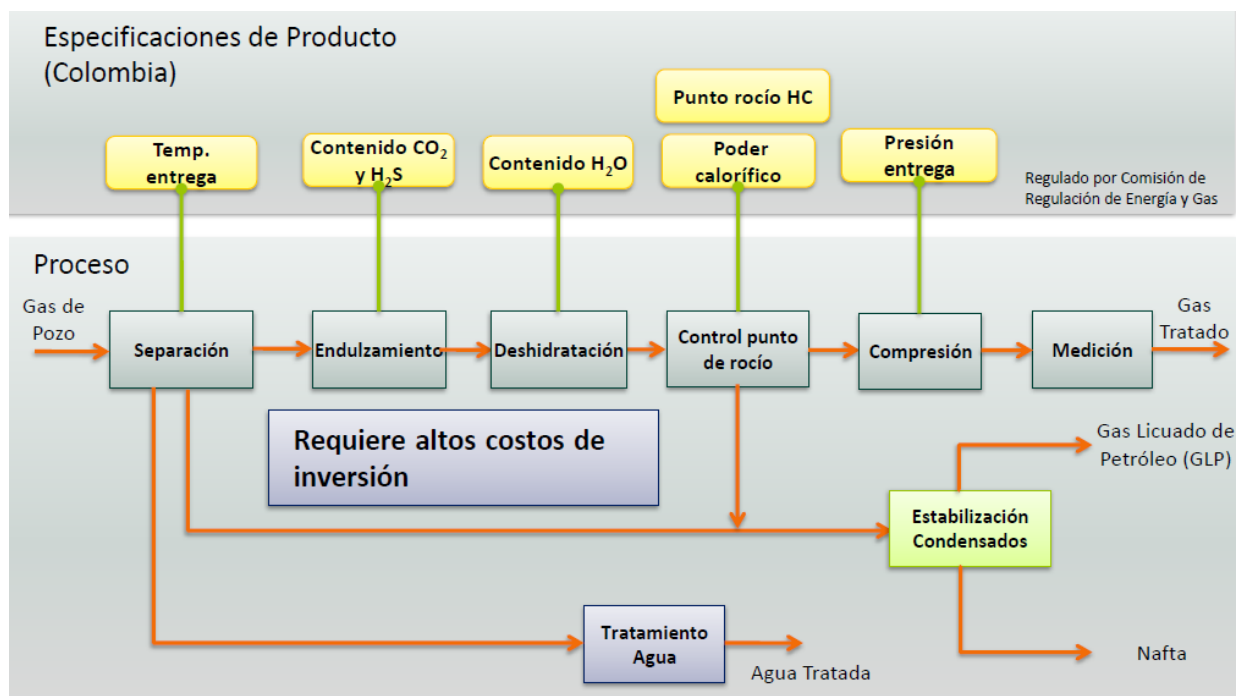
Propiedad física del gas	Valor
Máximo poder calorífico superior	1150 BTU/ft <sup>3</sup>
Mínimo poder calorífico inferior	950 BTU/ ft <sup>3</sup>
Contenido de líquidos	Libre de líquidos
Máximo contenido de H <sub>2</sub> S	0.25 g/1000 ft <sup>3</sup>
Máximo contenido de CO <sub>2</sub>	2 % vol
Máximo contenido de vapor de agua	6 lb/MMft <sup>3</sup>

Nota: Adaptado del Reglamento Único de Transporte de gas natural.

Teniendo en cuenta las especificaciones descritas, el gas producido debe ser procesado o tratado una vez este es extraído del yacimiento. En general, el tratamiento del gas involucra la remoción de impurezas, como el agua y los gases ácidos (EIA, 2006). Adicionalmente, cuando el gas es rico en hidrocarburos intermedios se realiza una etapa de fraccionamiento que permita la obtención de líquidos (Wang & Economides, 2009). La Figura 2 representa un diagrama de flujo general de las etapas que componen el procesamiento del gas natural.

**Figura 2**

*Esquema general del procesamiento del gas natural.*



Nota: Modificado de Wang, X., & Economides, M. (2009). Natural Gas Processing. Advanced Natural Gas Engineering, 115–169. doi:10.1016/b978-1-933762-38-8.50011-3.

### 1.5. Líquidos del gas natural

Los hidrocarburos líquidos que se pueden extraer del gas natural se definen como líquidos del gas natural (Parra, 2003). Dentro de estos, se destaca el propano, butano, pentano, hexano y

otros condensados de mayor peso. La remoción de estos componentes se realiza con el propósito de evitar taponamientos o fenómenos corrosivos al interior de las líneas de transporte de gas. Adicionalmente, los líquidos del gas natural (LGN) pueden comercializarse con un precio incluso mayor al del metano. De esta manera, este tratamiento no solo se realiza con fines técnicos asociados a las especificaciones de transporte sino también con fines económicos. A continuación, se presenta una breve descripción de las tecnologías implementadas para la recuperación de líquidos o condensados del gas natural.

## **1.6. Tecnologías aplicadas para la recuperación de líquidos del gas natural**

### ***1.6.1. Separación por expansión en una válvula Joule-Thomson.***

La recuperación LGN puede realizarse enfriando el gas por expansión súbita empleando una válvula Joule-Thomson. Aunque en varios casos esta opción constituye una opción sencilla, su aplicación está limitada a la presión (Guevara & Belalcázar, 2015). El principio físico de funcionamiento consiste en enfriar el gas por su expansión isoentálpica a través de la válvula. A la entrada del proceso y con el fin de evitar la formación de hidratos, se adiciona glicol a la corriente de gas. Posteriormente, la mezcla pasa por un intercambiador de calor cuya función es disminuir la temperatura y mejorar así la eficiencia de la separación. Una vez el gas sale de la válvula J-T, el siguiente paso es un separador de baja temperatura donde el gas tratado sale por la parte superior, mientras el glicol y los condensados recuperados por la inferior (Mokhatab et al., 2015). Los condensados son separados y tratados según las especificaciones establecidas para su comercio. Además de ser un sistema de fácil instalación y mantenimiento, los porcentajes de recuperación de esta tecnología son relativamente altos. Es posible recuperar entre 20 y 30 % de

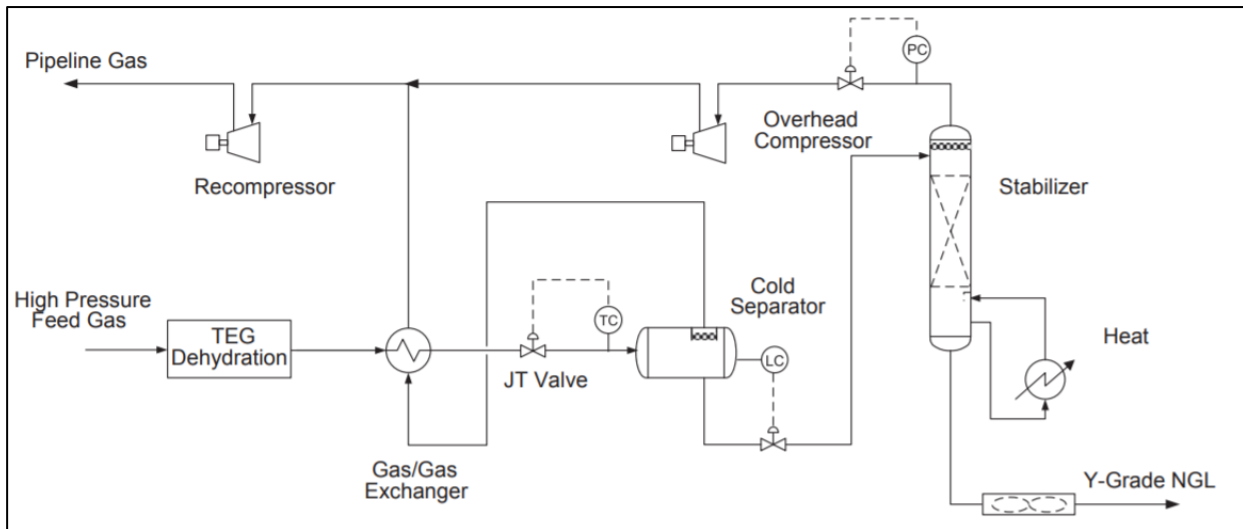
etano, 85 % de propano, 90 % de butano y casi 100 % de pentano y otros compuestos de mayor peso. El esquema general del proceso se muestra en la Figura 3.

### ***1.6.2. Recuperación de condensados por Turboexpander.***

El término "*turboexpander*" se refiere a una máquina expansora-compresora como una sola unidad (Mokhatab et al., 2015). En la recuperación de LGN, la unidad logra dos funciones diferentes pero complementarias. En primera instancia, su función es generar refrigeración para enfriar la corriente de gas. Esto se hace por el extremo de la turbina de expansión que expande el gas de forma isoentrópica haciendo que este se enfríe. Posteriormente, la energía extraída es usada para la rotación del eje del compresor que comprime la corriente de gas. Las condiciones de baja presión y temperatura son las que hacen favorable la condensación de los líquidos. La corriente de gas ingresa al proceso pasando inicialmente por un separador trifásico, retirando parte de los líquidos (Figura 4). Posteriormente, la corriente se conduce a un deshidratador y un sistema de enfriamiento que aprovecha la corriente de residuo del demetanizador, con el fin de continuar la condensación de los líquidos que son retirados en el separador frío (Agón & Sanabria, 2018). En esta etapa del proceso, la corriente pasa por la unidad *turboexpander* operando bajo los principios previamente descritos (Figura 4). Finalmente, el gas se envía al demetanizador, donde se recupera una corriente líquida de etano y condensados de mayor peso. La corriente de gas, en su mayoría metano, se pasa a través de diferentes procesos para recuperar las condiciones específicas de presión y temperatura. El porcentaje de recuperación es mayor que 60 % para etano, superior al 90 % para propano y casi 100 % para butano y otros compuestos de mayor peso.

**Figura 3**

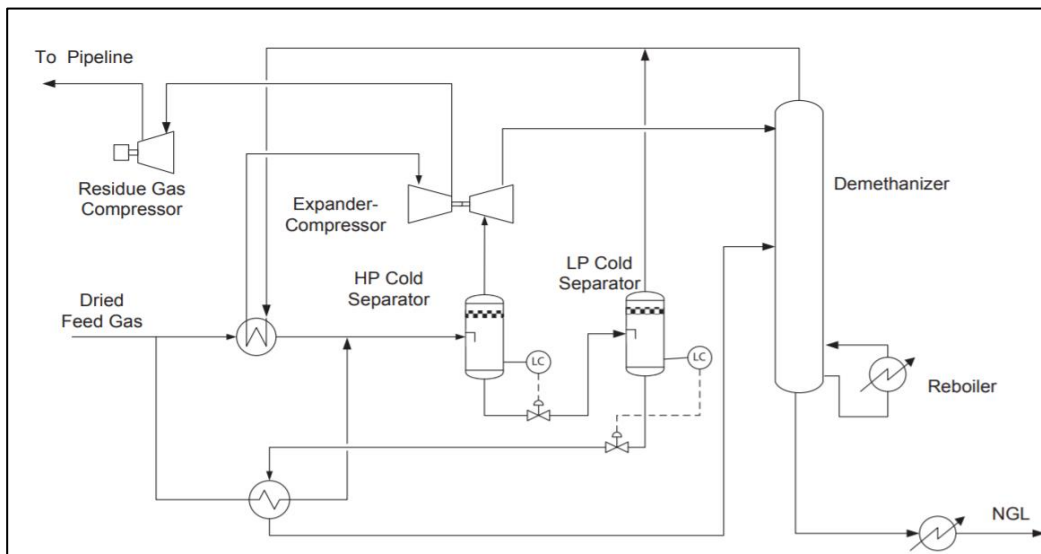
*Recuperación de condensados mediante la separación por expansión en una válvula Joule-Thomson.*



Nota: Adaptado de Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). Natural Gas Liquids Recovery. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 265–299. doi:10.1016/b978-0-12-801499-8.00008-0.

**Figura 4**

*Recuperación de condensados mediante la unidad Turboexpander.*



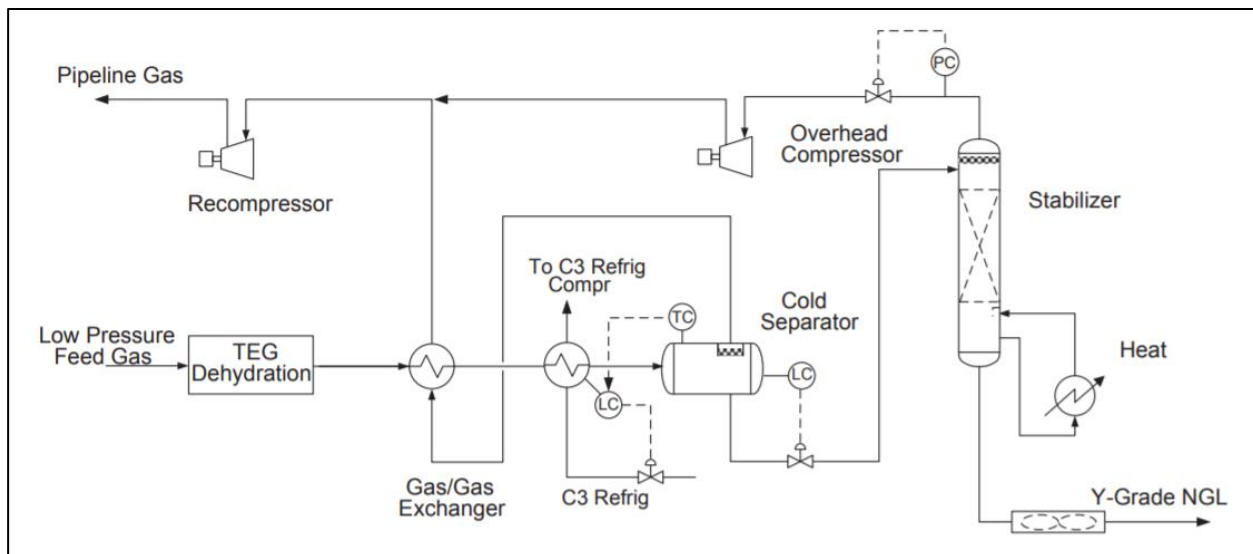
Nota: Adaptado de Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). Natural Gas Liquids Recovery. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 265–299. doi:10.1016/b978-0-12-801499-8.00008-0.

**1.6.3. Recuperación de condensados por refrigeración mecánica.**

El proceso de refrigeración mecánica utiliza una unidad de enfriamiento *chiller* y como refrigerante generalmente se usa propano. La Figura 5 describe el esquema del proceso general. La corriente de gas pasa por la unidad de enfriamiento con el objetivo de disminuir su temperatura. Algunas veces es posible encontrar dos intercambiadores de calor que pre-enfrían el gas de entrada, minimizando la carga de enfriamiento de la unidad y los costos de operación. Los condensados son retirados en un separador bifásico de baja temperatura. A diferencia de las válvulas J-T, este procesamiento se puede implementar a bajas temperaturas y presión, sin omitir que a bajas temperaturas aumenta la posibilidad de formar hidratos. Los porcentajes de recuperación con este proceso son superiores al 85 % (Guevara & Belalcázar, 2015).

**Figura 5**

*Recuperación de condensados mediante refrigeración mecánica.*



Adaptado de: Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). Natural Gas Liquids Recovery. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 265–299. doi:10.1016/b978-0-12-801499-8.00008-0.

#### ***1.6.4. Recuperación de condensados por TEG-Mejorado.***

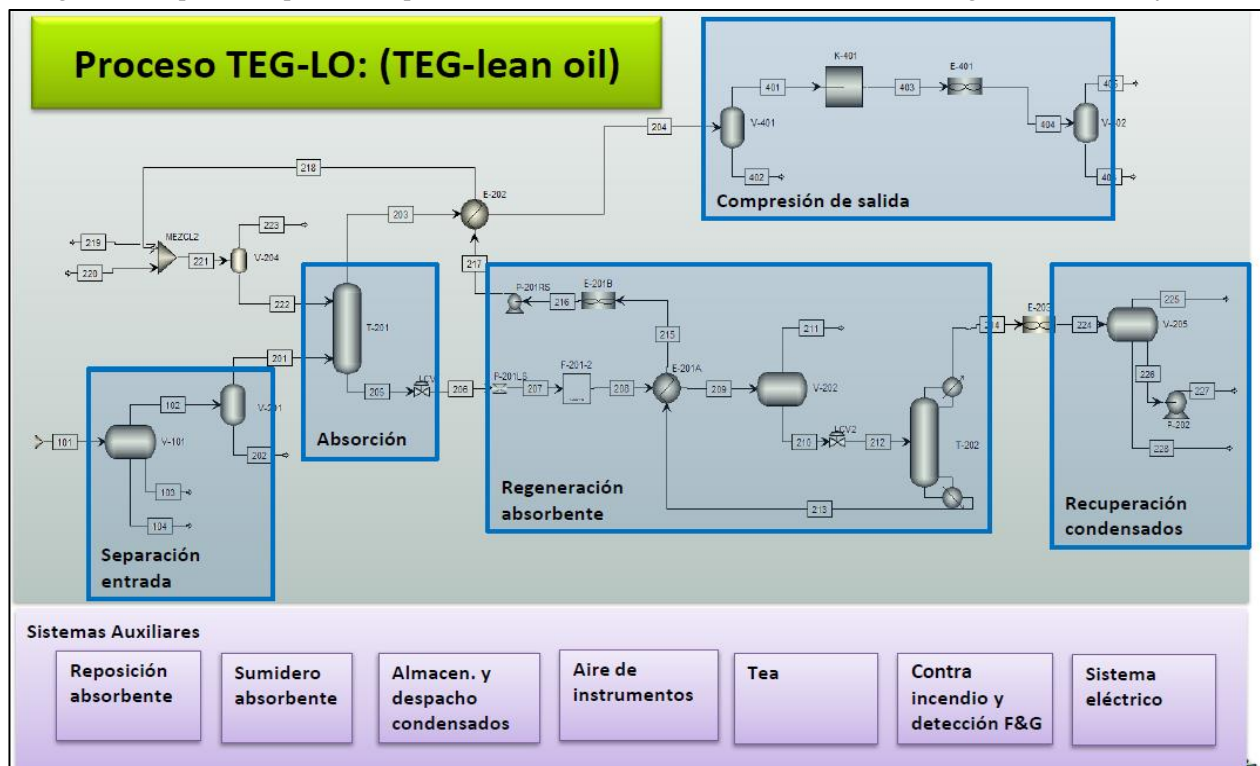
Por el nombre de los componentes principales, en este caso, *Triethylene glycol* y *Lean Oil*, este proceso es también conocido *TEG-LO*. En términos generales esta tecnología busca realizar la deshidratación y la recuperación de los líquidos del gas natural en una sola etapa. Basado en este principio, se tiene una corriente con aceite pobre en conjunto con trietilenglicol, la cual interacciona con la corriente gaseosa que se desea tratar. Esta interacción permite que el gas pueda ceder la mayor parte de los componentes pesados a la fase líquida y aprovechar el beneficio económico de los líquidos condensados. Esta tecnología aprovecha el concepto de punto de rocío en el gas natural. El punto de rocío se define como el punto termodinámico donde se forma la primera gota de líquido en una corriente gaseosa, y en el caso del gas natural se pueden identificar dos condiciones: el punto de rocío por agua asociado al contenido total de agua, y el punto de rocío por hidrocarburos asociado a la presencia hidrocarburos C5+ en la composición del gas natural.

El proceso de absorción con *Lean Oil* se desarrolló a principios de la década de 1910 y se utilizó exclusivamente hasta la década de 1970 (Mokhatab et al., 2015). El *Lean Oil* generalmente tiene un peso molecular entre 100-200 g/mol para reducir las pérdidas en las operaciones de calefacción en sistemas de regeneración (Asociación de Proveedores de Procesadores de Gas, 2004). Adicionalmente, puede absorber a temperatura ambiente y alta presión (Mokhatab, 2012) y tienen un punto de ebullición inicial generalmente superior a 150 °C, siendo estas condiciones similares a las del proceso de deshidratación con TEG. El trietilenglicol es el solvente con mayor aplicabilidad para la deshidratación de gas natural debido a sus propiedades higroscópicas, su baja solubilidad en el gas natural y su baja presión de vapor (Bahadori et al., 2008).

Teniendo en cuenta el grado de emergencia e innovación de la tecnología, la composición específica del aditivo químico no se encuentra totalmente establecida. Para el caso particular de la presente investigación, la composición del *Lean Oil* a aplicar en el proceso de absorción ha sido establecida mediante proyectos de investigación en el Instituto Colombiano del Petróleo – ICP. La verificación de la viabilidad de esta tecnología permitiría la optimización de variables tanto técnicas como económicas. Una de las mayores ventajas de esta tecnología es que no requiere la adquisición y montaje de equipos costosos para ser implementada, por lo cual su instalación podría ser rápida y promisoría. La Figura 6 representa un esquema bajo el cual sería posible aplicar el proceso.

**Figura 6**

*Diagrama de proceso para recuperación de condensados mediante la tecnología de TEG-Mejorado.*



Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

### **1.6.5. Antecedentes de la tecnología TEG-Mejorado.**

Con base en el potencial que se evidenció en la tecnología, Ecopetrol S.A. llevó a cabo pruebas piloto en el campo Río Zulia ubicado en Norte de Santander. En las facilidades del campo se tenía disponible la unidad de deshidratación Sivalls, la cual era utilizada para el tratamiento de gas combustible que suministraba energía al tren de compresión (Figura 7). A partir de una modificación en los compresores, el servicio de esta unidad se detuvo por aproximadamente 7 años y se reactivó para la realización de las pruebas donde preliminarmente se ejecutaron algunas operaciones de mantenimiento, las cuales se describen a continuación:

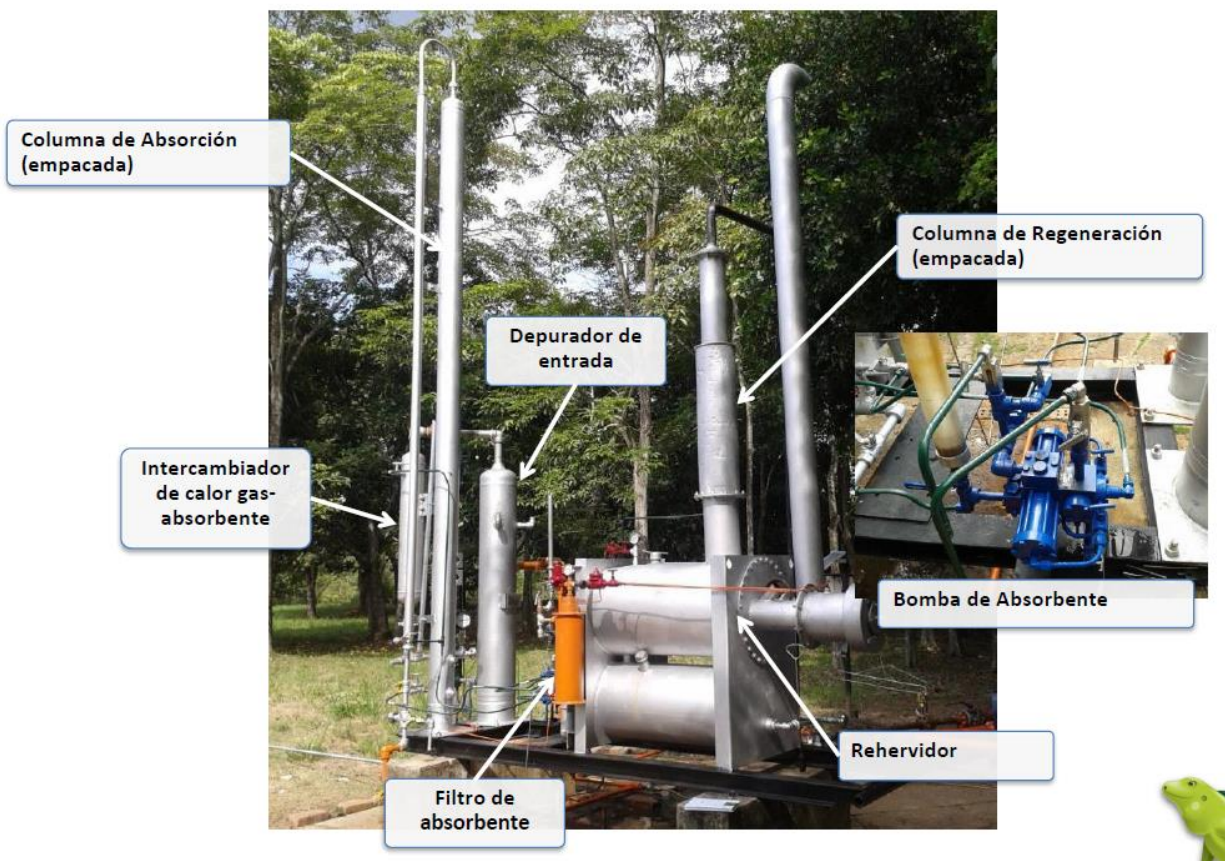
- Desmontaje de la unidad.
- Limpieza, mantenimiento y pintura.
- Cambio de instrumentación, como termómetros y manómetros.
- Calibración del sistema de calentamiento del regenerador de glicol.
- Instalación de computador de flujo.
- Fabricación e instalación de la línea de suministro de gas para la planta deshidratadora.
- Fabricación e instalación de la línea de drenaje de condensados de la planta.
- Fabricación de línea de drenaje de vapores en tubería de 2".
- Instalación y arranque de la unidad.

La Figura 8 muestra el diagrama del proceso mediante el cual la prueba piloto fue realizada. Las pruebas iniciales se realizaron con una relación volumétrica de 20 % de *Lean Oil* y 80% de TEG. Los resultados obtenidos mostraron que en la corriente de gas tratado disminuía considerablemente la cantidad de butano y pentano. Esto se evidenció en los cambios de las envolventes de fase del gas antes y después del tratamiento, las cuales fueron evaluadas mediante

cromatografía de gases (Figura 9). Por otro lado, el comportamiento del punto de rocío de los hidrocarburos permitió establecer que a mayor concentración de *Lean Oil*, la absorción de los condensados se hace más eficiente (Figura 10).

**Figura 7**

*Unidad de deshidratación utilizada en la prueba piloto de campo Río Zulia.*



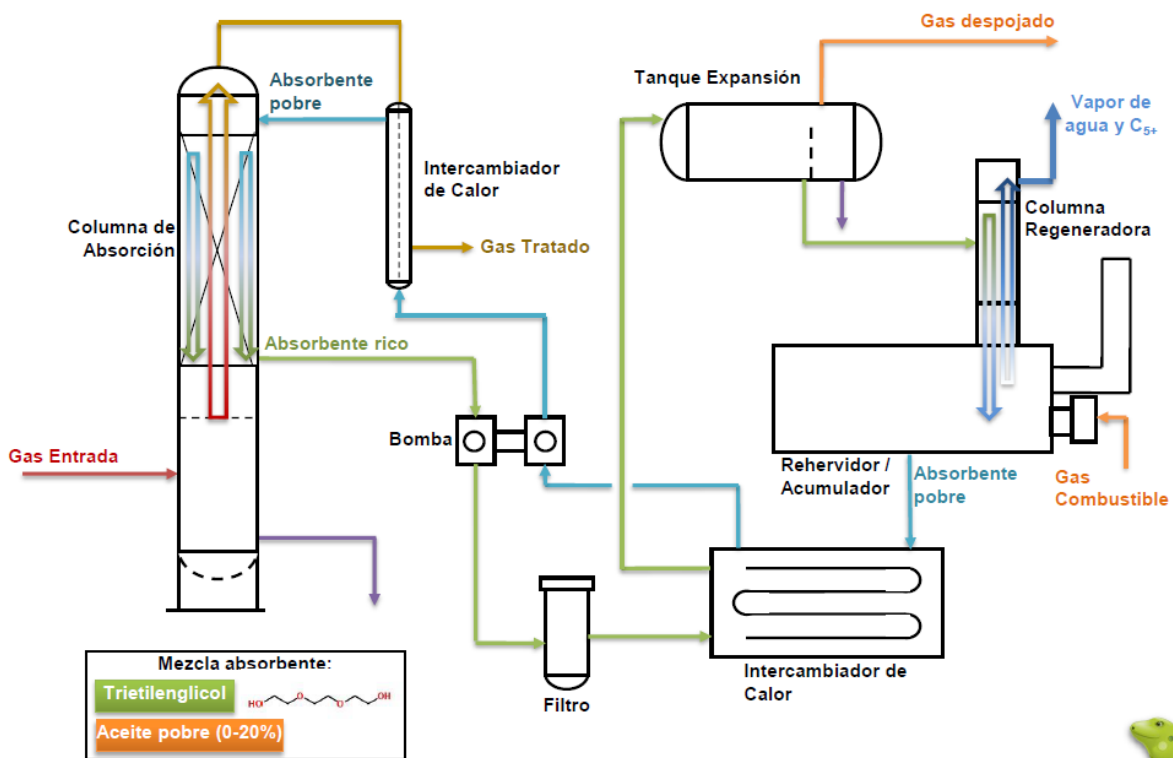
Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

Con base en los resultados obtenidos a nivel experimental, el proyecto dio continuidad a la investigación incluyendo la simulación del proceso y la evaluación financiera de la tecnología. En

simultáneo, estos dos componentes permitieron realizar un análisis comparativo entre la tecnología TEG-LO y la recuperación de condensados por técnicas convencionales como la válvula Joule-Thomson y el proceso de refrigeración mecánica. La metodología propuesta involucró la selección y ajuste del modelo termodinámico, la posterior simulación del proceso y sensibilidad de variables, el dimensionamiento de equipos y el balance energético, para finalizar con, el análisis económico de las tecnologías evaluadas.

**Figura 8**

*Etapas de la prueba piloto realizada para la tecnología TEG-LO.*

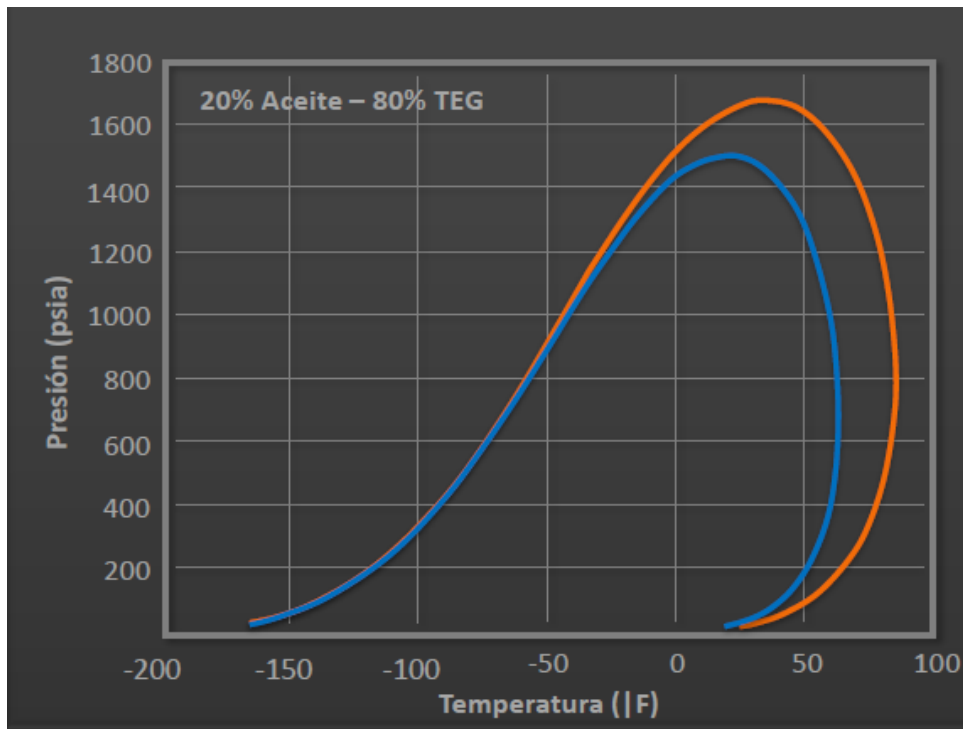


Nota: Adaptado de Díaz, M., Jiménez, C., Roa, C. (2016). A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration. *Journal of Natural Gas Science and Engineering\**, 29, 264-274. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510016300166>.

Los resultados mostraron que la separación fue más eficiente y selectiva para la tecnología de TEG-LO (Tabla 4). Adicionalmente, la evaluación financiera de la tecnología también consolida un escenario promisorio donde el desempeño energético de la tecnología es significativo. A partir de este estudio, fue posible concluir que la tecnología TEG-LO generaba una absorción eficiente de los condensados, asociado a su vez con una reducción de los costos de inversión y operación de hasta 40% y 25 %, respectivamente, (Díaz et al., 2016),

**Figura 9**

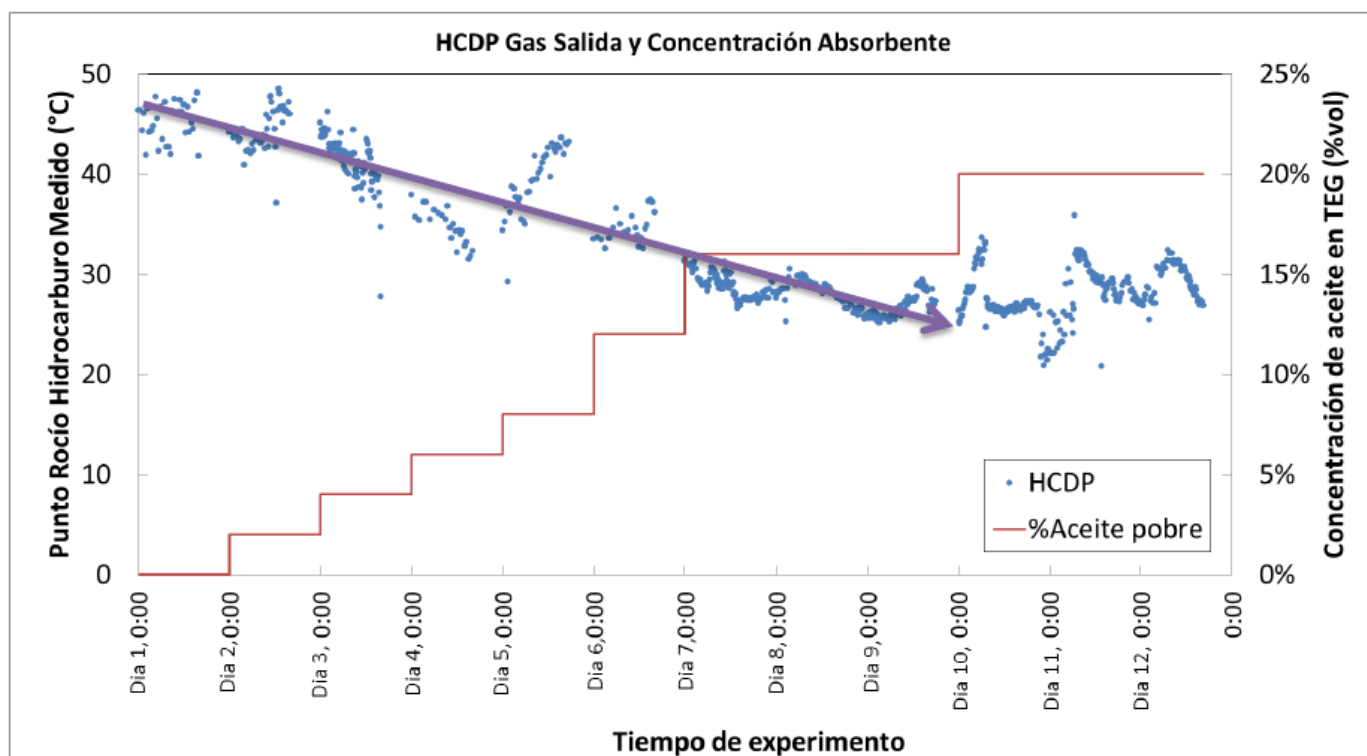
*Cambio de la envolvente de fases para el gas de entrada y el gas tratado aplicando la tecnología TEG-LO.*



Nota: Adaptado de Díaz, M., Jiménez, C., Roa, C. (2016). A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration. *Journal of Natural Gas Science and Engineering\**, 29, 264-27.

**Figura 10**

*Comportamiento del punto de rocío de los hidrocarburos con base en cambios en el tiempo y la concentración de Lean Oil.*



Nota: Adaptado de Díaz, M., Jiménez, C., Roa, C. (2016). A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration. *Journal of Natural Gas Science and Engineering\**, 29, 264-27.

**Tabla 4.**

*Análisis comparativo entre el gas de entrada y el gas de salida para cada una de las tecnologías*

Composición molar	Gas entrada	Gas TEG-LO	Gas TEG-JT	Gas TEG-MR
O <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>	2.53	2.61	2.65	2.64
Metano	71.43	73.96	77.23	78.50
Etano	12.00	12.39	11.82	11.27

Propano	7.98	8.15	6.14	5.55
i-Butano	1.74	1.73	0.92	0.84
n-Butano	2.24	1.09	0.96	0.90
i-Pentano	0.69	0.03	0.15	0.16
n-Pentano	0.45	0.02	0.08	0.08
Hexano	0.68	0.001	0.03	0.05
Agua	0.25	0.03	0.01	0.01
Flujo molar (kmol/hora)	100	98.5	90.6	86.4

Nota: Adaptado de la presentación “Aumentando el beneficio del gas natural en campos de producción”.

Vicepresidencia de proyectos e ingeniería Ecopetrol S.A.

## 2. Planta de procesamiento de gas natural El Centro

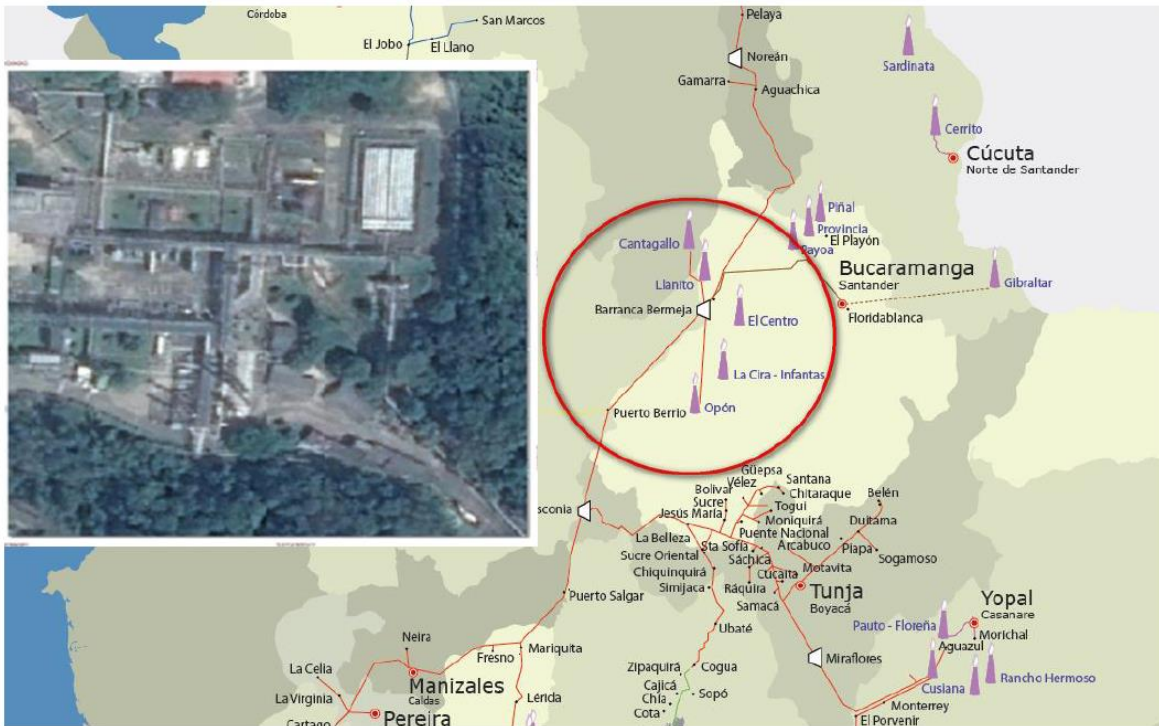
El objetivo principal de las plantas de gas es procesar el gas dándole las características específicas para transporte y venta (Barrios et al., 2017). La planta de procesamiento de gas natural a estudiar en la presente investigación fue construida en la zona conocida como El Centro en Barrancabermeja a mediados de los años 50 (Figura 11). Su capacidad inicial fue de 10 MMSCFD, sin embargo, para 1991 la planta ya contaba con una capacidad final de 47 MMSCF y un cuarto de control unificado para su monitoreo y control. Adicionalmente, la automatización industrial y la actualización de la instrumentación también fueron aspectos mejorados e instalados. La planta de gas El Centro pertenece a la Superintendencia de Mares Ecopetrol S.A de la Gerencia regional del Magdalena Medio.

Los cambios en capacidad e infraestructura se realizaron con base en la producción estimada de campos nuevos como el campo Opón, donde se estimó que la producción sería cercana a los 110 MMSCFD y la producción real fue tan solo de 1 MMSCFD. De esta forma, a la planta de gas no solo ingresa la corriente de gas del campo Opón, sino también las corrientes de los campos Lisama y La Cira, con una producción de 5 y 4 MMSCF, respectivamente. El flujo operacional promedio del campo en la actualidad es de aproximadamente 10 MMSCF (Gonzales et al., 2013).

Con base en las condiciones descritas anteriormente, la planta ha venido operando por debajo de la capacidad mínima desde noviembre de 2015. Esta condición ha sido definida como *turn down*, la cual provoca que el procesamiento del gas ocurra de forma parcial omitiendo etapas del tratamiento como lo son la recuperación de condensados. Esto ha representado un problema para la operación de la planta debido a que no se está aprovechando el beneficio económico de estos productos blancos.

### **Figura 11**

*Ubicación geográfica y vistas superficial de la planta de procesamiento de gas El Centro.*



Nota: Modificado de Barrios, I., Siza, R., Santos, N. (2017). Evaluación técnica y económica para actualizar y/o seleccionar el proceso de recuperación de LGN más apropiado para la planta de gas del Centro, Barrancabermeja. Universidad Industrial de Santander.

### 2.1. Descripción de las corrientes de gas recibidas en la planta de procesamiento de gas

La Figura 12 recopila registro fotográfico de las corrientes de gas recibidas en la planta. Aunque estas corrientes provienen de las mismas formaciones productoras, es importante resaltar que difieren en su composición y propiedades. A continuación, se presenta una breve descripción de estas corrientes.

#### Figura 12

*Registro fotográfico de las corrientes de gas recibidas en la planta de procesamiento de gas natural El Centro.*



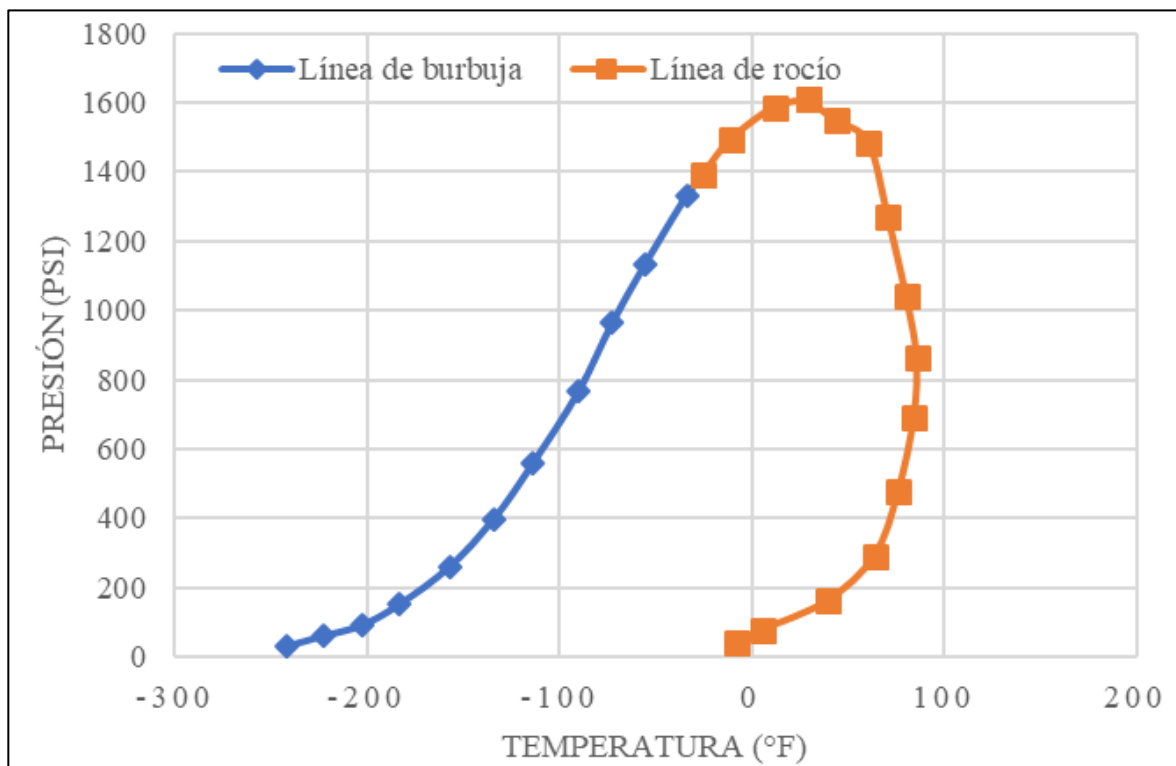
Nota: Modificado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**2.1.1. Corriente del campo Lisama.**

La Tabla 5 recopila la composición de la corriente recibida del campo Lisama. En promedio, este flujo es de 5278 KSCFD, el cual obedece principalmente a un gas rico con alto contenido de metano. Por otro lado, su contenido de ácido sulfhídrico es poco representativo, consolidando este como un gas dulce. La envolvente de fases representada en la Figura 13 indica que el punto crítico de este gas es 1375.3 psi y -25.22 °F. La línea de rocío que representa la formación de líquidos finaliza en 29.39 psi y -8.3 °F.

**Figura 13**

*Envolvente de fases para el Gas de la corriente Lisama.*



Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Tabla 5.**

*Composición y características del gas de la corriente Lisama*

Composición		Propiedades	
C <sub>1</sub>	80.347	Gravedad Específica	0.72885
C <sub>2</sub>	9.266	Densidad [lbm/ft <sup>3</sup> ]	0.05562
C <sub>3</sub>	4.619	Peso molecular	21.03308
IC <sub>4</sub>	0.780	GPM	3.048
NC <sub>4</sub>	2.577	BTU Neto Ideal	1133.9858
IC <sub>5</sub>	0.407	BTU Neto Real	1138.089

NC <sub>5</sub>	0.370	BTU Bruto Ideal	1246.3340
C <sub>6+</sub>	0.391	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O <sub>2</sub>	0.000	BTU Bruto Real	1250.843
N <sub>2</sub>	0.317	Factor de compresibilidad	0.99639
H <sub>2</sub>	0.000		
CO	0.000		
CO <sub>2</sub>	0.924		
H <sub>2</sub> S	0.000		
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>		

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

### 2.1.2. Corriente del campo la Cira.

El flujo promedio recibido del campo la Cira es 3.299 MMSCFD, cuya composición es bastante similar a la corriente proveniente de Campo Lisama (Tabla 6). La envolvente de fases hace referencia a un gas húmedo donde la línea de burbuja se extiende desde 28.7 psi y -249.2 °F hasta 1254 psi y -50.77 °F. La línea de rocío finaliza a 29.39 psi y -10.6 °F (Figura 14).

#### Tabla 6.

*Composición y características del gas de la corriente la Cira*

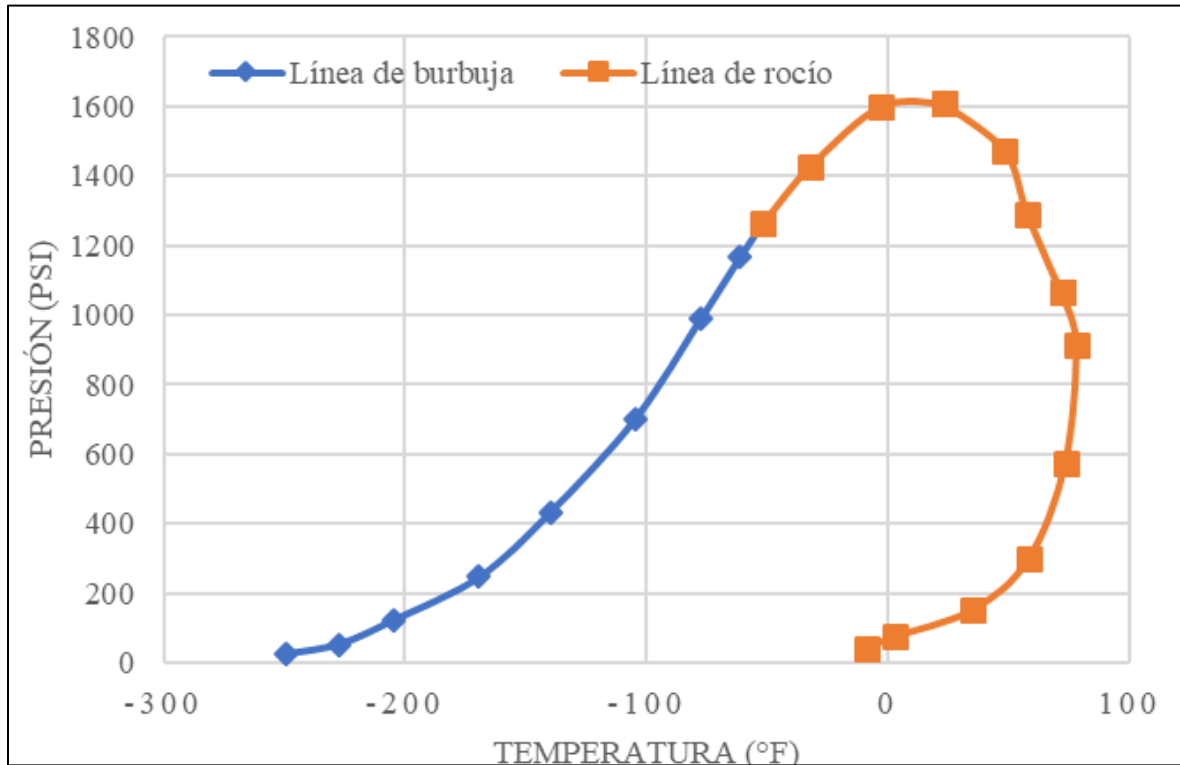
Composición		Propiedades	
C <sub>1</sub>	81.406	Gravedad Específica	0.71903
C <sub>2</sub>	4.715	Densidad [lbm/ft <sup>3</sup> ]	0.05488

C <sub>3</sub>	2.618	Peso molecular	20.75834
IC <sub>4</sub>	1.136	GPM	2.5126
NC <sub>4</sub>	1.066	BTU Neto Ideal	1034.07082
IC <sub>5</sub>	0.471	BTU Neto Real	1037.38575
NC <sub>5</sub>	0.326	BTU Bruto Ideal	1138.09321
C <sub>6+</sub>	2.681	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O <sub>2</sub>	0.000	BTU Bruto Real	1141.74161
N <sub>2</sub>	1.280	Factor de compresibilidad	0.99680
H <sub>2</sub>	0.163		
CO	0.000		
CO <sub>2</sub>	4.137		
H <sub>2</sub> S	0.000		
<b>TOTAL</b>	<b>100.000</b>		

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Figura 14**

*Envolvente de fases para el Gas de la corriente la Cira.*



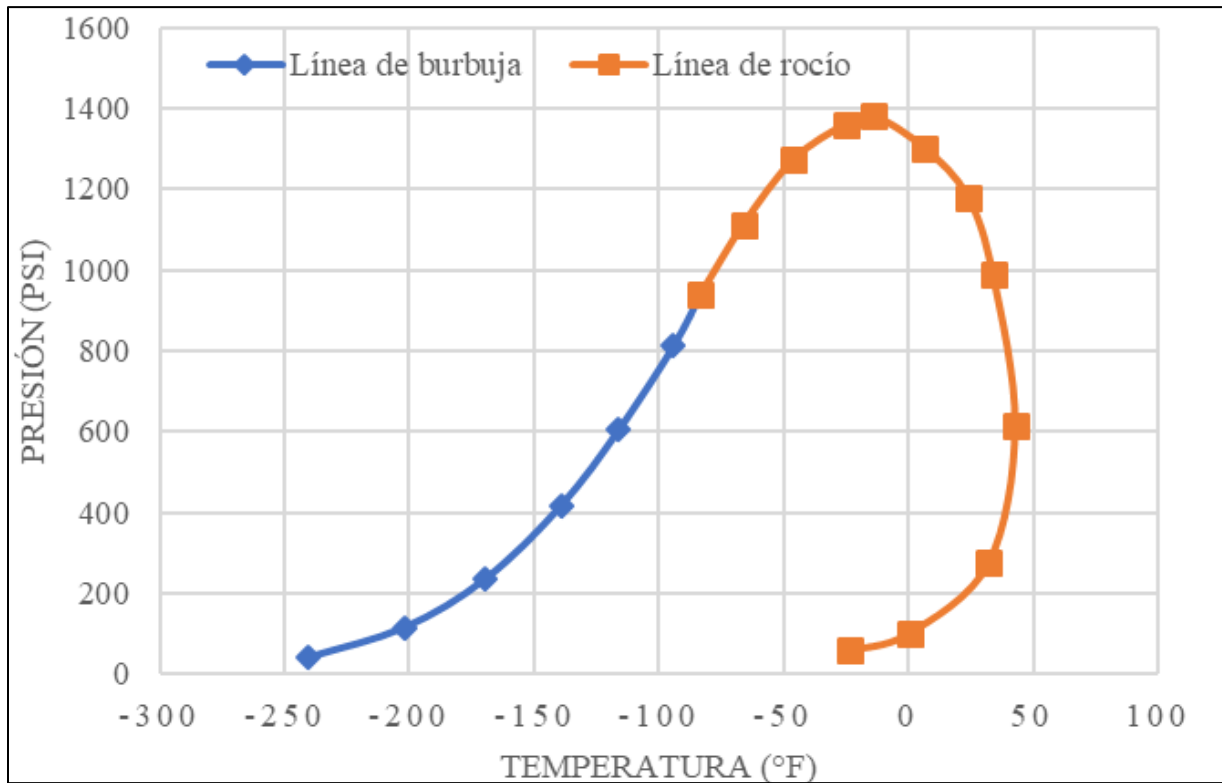
Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

### 2.1.3. Corriente del campo el Opón.

Debido a la sobrepresión del campo el Opón, el flujo de gas ingresa inicialmente a unidad *slug catcher*, la cual tiene como objetivo principal la remoción de sólidos y material particulado, siendo este uno de los principales problemas de este campo. La corriente promedio es de 1.523 MMSCFD de gas pobre con un contenido de metano superior al 92% (tabla 7). La envolvente del gas indica que el punto crítico de este gas es 932.7 psi y -82.2°F, mientras su línea de rocío se extiende hasta 29.39 psi y -23.9 °F (Figura 15).

**Figura 15**

*Envolvente de fases para el Gas de la corriente Opón.*



Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Tabla 7.**

*Composición y características del gas de la corriente el Opón*

Composición		Propiedades	
C <sub>1</sub>	92.023	Gravedad Específica	0.624
C <sub>2</sub>	4.364	Densidad [lbm/ft <sup>3</sup> ]	0.048
C <sub>3</sub>	1.268	Peso molecular	18.018
IC <sub>4</sub>	0.260	GPM	0.854
NC <sub>4</sub>	0.325	BTU Neto Ideal	984.552

IC <sub>5</sub>	0.106	BTU Neto Real	987.052
NC <sub>5</sub>	0.092	BTU Bruto Ideal	1086.746
C <sub>6+</sub>	0.446	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O <sub>2</sub>	0.000	BTU Bruto Real	1089.506
N <sub>2</sub>	0.119	Factor de compresibilidad	0.997
H <sub>2</sub>	0.000		
CO	0.000		
CO <sub>2</sub>	0.996		
H <sub>2</sub> S	0.000		
<b>TOTAL</b>	<b>100.000</b>		

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

## 2.2. Descripción de los procesos realizados en la planta de procesamiento de gas El Centro

Teniendo en cuenta que no se está realizando la recuperación de los líquidos del gas, los procesos actuales de la planta se simplifican a etapas de absorción, compresión y secado. La planta de gas recibe y procesa el gas de los campos Lisama con 520 psig y 100 °F, la Cira con 500 psig y 98°F, y Opón con 98°F a 530 psig. Las corrientes de Lisama y la Cira se comprimen previamente antes de ser recibidas por la planta. Durante el 2010, se realizaron algunas pruebas piloto para recuperar productos blancos utilizando la tecnología *Lean Oil* con JP-1A, sin embargo, desde el punto económico no fue considerado rentable. La Figura 16 presenta el diagrama de bloques de la ruta que sigue el gas recibido.

La Tabla 8 muestra algunas características del gas para la corriente unificada. Es posible evidenciar que existe una mayor similitud con la composición y las propiedades de los campos Lisama y la Cira debido a que su aporte en volumen es representativamente mayor. La figura 17 muestra la envolvente de fase para la corriente unificada. La línea de burbuja (color azul) tiene su punto inicial a presión de 25 psi y temperatura de  $-239\text{ }^{\circ}\text{F}$ , y su punto final corresponde al punto crítico a condiciones de 1278.5 psi y  $-39.6\text{ }^{\circ}\text{F}$ . Por otro lado, la línea de rocío (color naranja) inicia en el punto crítico y finaliza a condiciones de 29.4 psi y  $-13.3\text{ }^{\circ}\text{F}$ , mientras el punto cricondentérmico (de temperatura máxima) se ubica a  $74.9\text{ }^{\circ}\text{F}$  y el punto cricondenbárico (de máxima presión) se encuentra a 1542 psi.

**Tabla 8.**

*Composición y características del gas de la corriente unificada*

Composición		Propiedades	
C <sub>1</sub>	82.562	Gravedad Específica	0.72305
C <sub>2</sub>	7.041	Densidad [lbm/ft <sup>3</sup> ]	0.05366
C <sub>3</sub>	3.448	Peso molecular	20.29442
IC <sub>4</sub>	0.809	GPM	2.5186
NC <sub>4</sub>	1.738	BTU Neto Ideal	1097.16582
IC <sub>5</sub>	0.379	BTU Neto Real	1100.82144
NC <sub>5</sub>	0.311	BTU Bruto Ideal	1207.00608
C <sub>6+</sub>	1.122	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O <sub>2</sub>	0.000	BTU Bruto Real	1211.02767

N <sub>2</sub>	0.589	Factor de compresibilidad	0.99668
H <sub>2</sub>	0.051		
CO	0.000		
CO <sub>2</sub>	1.949		
H <sub>2</sub> S	0.000		
TOTAL	100.000		

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**2.2.1. Productos obtenidos en el proceso.**

Mediante la ejecución de todas las etapas de procesamiento de la planta de gas El Centro es posible obtener gas seco pobre, gas seco rico, propano, butano y gasolina natural. Teniendo en cuenta la condición actual de operación de la planta (*turn down*), el procesamiento se está limitando únicamente a la deshidratación del gas. De esta manera, el producto generado en este momento es gas seco rico. El proceso se lleva hasta la torre de absorción seguido de la compresión hasta 500 psig, enviando el gas hacia la unidad de secado donde se retira únicamente el agua contenida. La tabla 9 describe las propiedades de los productos referidos tanto para el proceso completo como para la condición actual de la planta. A 120 ° y 500 psig, la unidad de secado cuenta una capacidad de 12 MMSCFD a 500 psig de presión y 120 °F de temperatura. La tabla 10 muestra las especificaciones de calidad de la corriente a la salida de la unidad de secado.

**Figura 16**

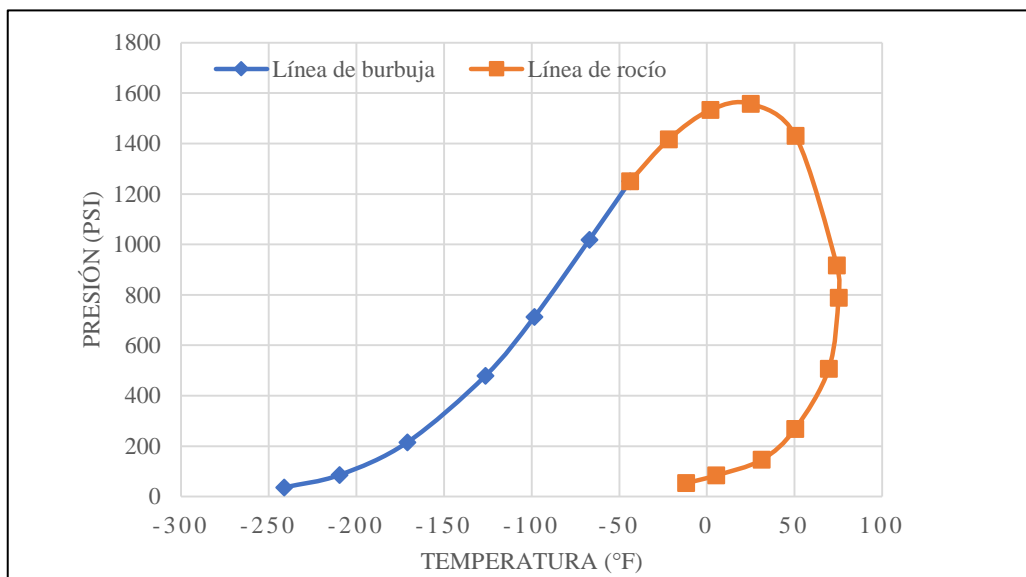
*Descripción del procesamiento de gas en la planta el Centro.*



El gas obtenido es utilizado para el consumo interno de la planta, gas de venta para la refinería de Barrancabermeja, gas domiciliario, autogeneración copower Centro y la comunidad del corregimiento del Centro. Según el balance volumétrico de la plata, las corrientes de entrada son similares a las de salida, y las perdidas pueden estar asociadas a perdidas por compresión, quemas en la TEA, recirculación y condensación. La figura 18 y la tabla 11 presentan los flujos de entrada y salida en la planta de gas El Centro.

**Figura 17**

*Envolvente de fases para el Gas de la corriente unificada.*



Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Tabla 9.**

*Composición de los productos obtenidos en la planta de procesamiento El Centro*

<b>Composición</b>	<b>Gas seco rico</b>	<b>Gas seco pobre</b>	<b>Propano</b>	<b>Butano</b>	<b>Gasolina</b>
C <sub>1</sub>	83.188	90.204	–	–	–
C <sub>2</sub>	6.986	6.809	10.014	–	–
C <sub>3</sub>	3.507	0.601	82.078	7.989	–
IC <sub>4</sub>	0.884	0.042	5.749	29.266	–
NC <sub>4</sub>	1.232	0.049	2.120	52.739	–
IC <sub>5</sub>	0.421	0.016	0.039	7.179	14.267
NC <sub>5</sub>	0.359	0.013	–	2.827	24.165
C <sub>6+</sub>	0.743	0.003	–	–	61.568
O <sub>2</sub>	0.000	0.013	–	–	–
N <sub>2</sub>	0.610	0.762	–	–	–
H <sub>2</sub>	0.000	0.000	–	–	–
CO	0.000	0.000	–	–	–
CO <sub>2</sub>	2.070	1.488	–	–	–
H <sub>2</sub> S	0.000	0.000	–	–	–
<b>Propiedades</b>					
Gravedad específica	0.710	0.614	0.497	0.576	0.686
Densidad	–	–	4.142	4.802	5.717
GPM (gal. de líquido en 1000 ft <sup>3</sup> de gas)	2.334	0.256	–	–	–

Poder Calorífico Neto real [BTU/ft <sup>3</sup> ]	1075.99	950.598	–	–	–
Poder Calorífico Neto ideal [BTU/ft <sup>3</sup> ]	1079.56	948.357	–	–	–
Temperatura crítica y presión crítica C <sub>6+</sub>	913.70 °R	21 Kpa			
Fracción Molar C <sub>6+</sub>	0.0067				
Peso molecular	130 g/mol				
°API a 60 °F	51 – 63.9				

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Tabla 10.**

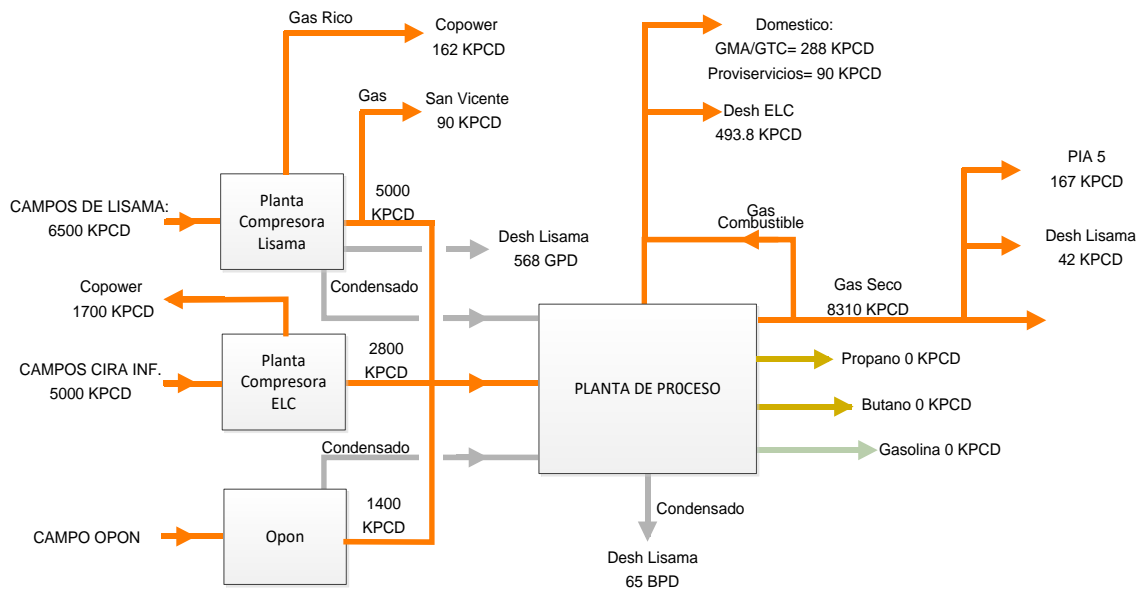
*Características del gas seco rico obtenido a la salida del desecador*

Variable	Unidad	Especificación
Punto de rocío del agua en el gas	°F (°C)	59 (15)
Contenido de agua en el gas seco	lb/MMSCF	27–30
Libras de agua totales en el gas seco	lb/hr	13.6–20
Libras de agua removidas	lb/hr	88–90

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Figura 18**

*Diagrama del balance actual de las corrientes de la planta de gas el Centro.*



Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

**Tabla 11.**

*Balance Volumétrico de las corrientes de entrada y salida para la planta de gas*

ENTRADA			SALIDA		
Corriente	Unidad	Valor	Corriente	Unidad	Valor
Campo Lisama	KPCD	6500	Copower	KPCD	1700
Campo La Cira	KPCD	5000	Copower	KPCD	162
Campo Opón	KPCD	1400	San Vicente	KPCD	90
			Doméstico GMA/GTC	KPCD	288
			Doméstico Proviservicios	KPCD	90

			Deshidratadora El Centro	KPCD	494
			Pia 5	KPCD	167
			Deshidratadora Lisama	KPCD	42
			Gas seco	KPCD	8310
<b>TOTAL</b>	<b>KPCD</b>	<b>12 900</b>	<b>TOTAL</b>	<b>KPCD</b>	<b>11 343</b>

Nota: Adaptado de Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.

### 3. Simulación numérica de la tecnología TEG-LO en la planta de gas El Centro

La simulación numérica de procesos permite estimar el rendimiento de una tecnología en específico y evaluar diferentes alternativas bajo la cual esta podría implementarse. Este tipo de estudios permite analizar la factibilidad de dicha tecnología en un ambiente relevante o cercano a la aplicación real. De esta manera, se disminuye el riesgo que acarrea realizar una prueba piloto o la masificación del proceso a escala real, lo cual se ve reflejado en optimización de tiempo y costos.

Con base en estudios preliminares donde se identificó la probabilidad de éxito de la tecnología TEG-LO (Agón & Sanabria, 2018) (Díaz et al., 2016), el enfoque principal de la presente investigación fue la evaluación de la factibilidad de la TEG-LO en la planta de gas El Centro mediante simulación numérica. Para esto, se utilizó como base el diagrama de proceso, las facilidades y condiciones de operación actuales de la planta. Adicionalmente, algunos criterios para la aplicación y ajuste del proceso fueron establecidos con base en la experiencia adquirida en la prueba piloto reportada en el capítulo 1.

El simulador numérico seleccionado para el estudio fue el software ASPEN HYSYS. El modelo de la planta fue desarrollado en la versión 11, cuya licencia se encuentra disponible en el CENTIC de la Universidad Industrial de Santander. Aspen HYSYS es un simulador de procesos químicos reconocido y utilizado para modelar matemáticamente procesos químicos, desde operaciones unitarias hasta plantas químicas completas y refinerías. La descripción detallada del modelo de procesos construido se presenta en las siguientes secciones.

### **3.1. Selección del modelo termodinámico**

El modelo termodinámico es uno de los parámetros más influyentes y repercute de forma significativa en los resultados obtenidos a partir de la simulación. Para el estudio de procesos asociados al gas natural donde existe presencia de componentes hidrocarburos y de baja polaridad, los modelos seleccionados están asociados a la ecuación de estado (Carlson, 1996). Las ecuaciones de estado comúnmente utilizadas son las ecuaciones Peng-Robinson (PR), sin embargo, para el modelamiento de procesos de deshidratación y recuperación de condensados se recomienda las ecuaciones de estado de Soave-Redliche-Kwong (SRK) con algunas modificaciones como las de Twue-Sime-Tassone (Twu et al., 2005). Esta selección se realizó a partir de los resultados reportados por (Díaz et al., 2016).

### **3.2. Descripción del modelo de simulación**

#### ***3.2.1. Selección del paquete de fluidos.***

El paso inicial requiere seleccionar las sustancias químicas presentes en las diferentes corrientes del proceso. Esta selección se hace de forma directa a partir de la librería disponible en el software e indirecta a partir de la creación puntual de la sustancia con sus respectivas

propiedades. Con base en la composición del gas y los compuestos que intervienen en el procesamiento de este, las sustancias químicas seleccionadas se recopilan en la tabla 12.

**3.2.2. Desarrollo del modelo base de simulación.**

Con base en la descripción de las corrientes recibidas y la corriente unificada presentada en el capítulo 2, se define la corriente de entrada de gas con un caudal de 11.9 MMSCFD a una temperatura inicial de 100 °F y 515 psi de presión. La composición de la corriente de entrada se definió a partir de la cromatografía descrita en la tabla 8 y se denomina como “Gas base seca”. La Figura 19 presenta el esquema general de la simulación de la planta. La descripción de los equipos, etapas y sus condiciones de operación se presentan posteriormente.

**Tabla 12.**

*Lista de componentes vinculados en la simulación*

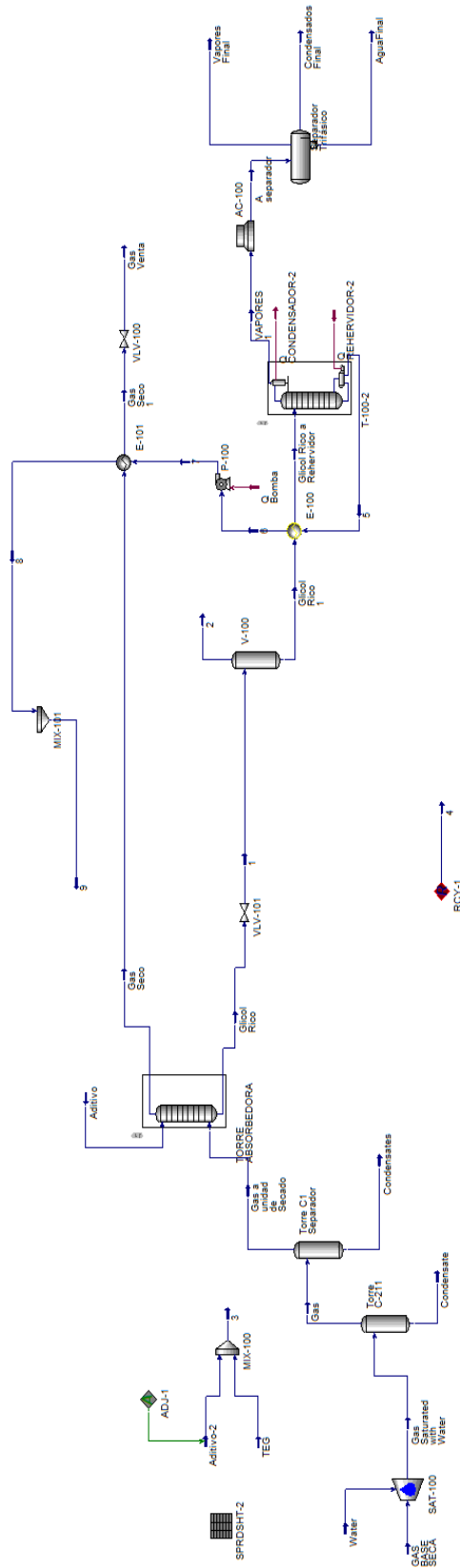
<b>Componente</b>	<b>Nombre en la librería</b>	<b>Fórmula</b>
Metano	Methane	CH <sub>4</sub>
Etano	Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
Propano	Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
Isobutano	i-Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Butano	n-Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Isopentano	i-Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>
Pentano	n-Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>
Hexano	n-Hexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>
Oxígeno	Oxygen	O <sub>2</sub>

Nitrógeno	Nitrogen	N <sub>2</sub>
Hidrógeno	Hydrogen	H <sub>2</sub>
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>
Ácido sulfhídrico	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub> S
Agua	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O
Trietilenglicol	TEGlycol	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>

Nota: Tomados de la librería de ASPEN HYSYS.

**Figura 19**

*Diagrama de flujo del modelo de la planta de procesamiento El Centro para la evaluación de la tecnología TEG-LO.*



**3.2.2.1. Saturación de la corriente de entrada.**

El gas de entrada contiene una cantidad considerable de agua. No obstante, en el contexto de la simulación se hace necesario partir de una corriente seca y adicionar el agua en una etapa previa de saturación. La corriente que representa la composición real del gas de entrada se denomina “gas saturado con agua”. Este proceso se realiza de forma análoga mediante un saturador de corrientes. La composición real del gas de entrada se muestra en la tabla 13.

**Tabla 13.**

*Composición de la corriente de gas saturado con agua*

<b>Componente</b>	<b>Concentración [% Molar]</b>
Metano	82.39
Etano	7.03
Propano	3.44
Isobutano	0.08
Butano	1.73
Isopentano	0.38
Pentano	0.31
Hexano	1.12
Oxígeno	0.00
Nitrógeno	0.59
Hidrógeno	0.05
Dióxido de carbono	1.94
Ácido sulfhídrico	0.00

Agua	0.21
------	------

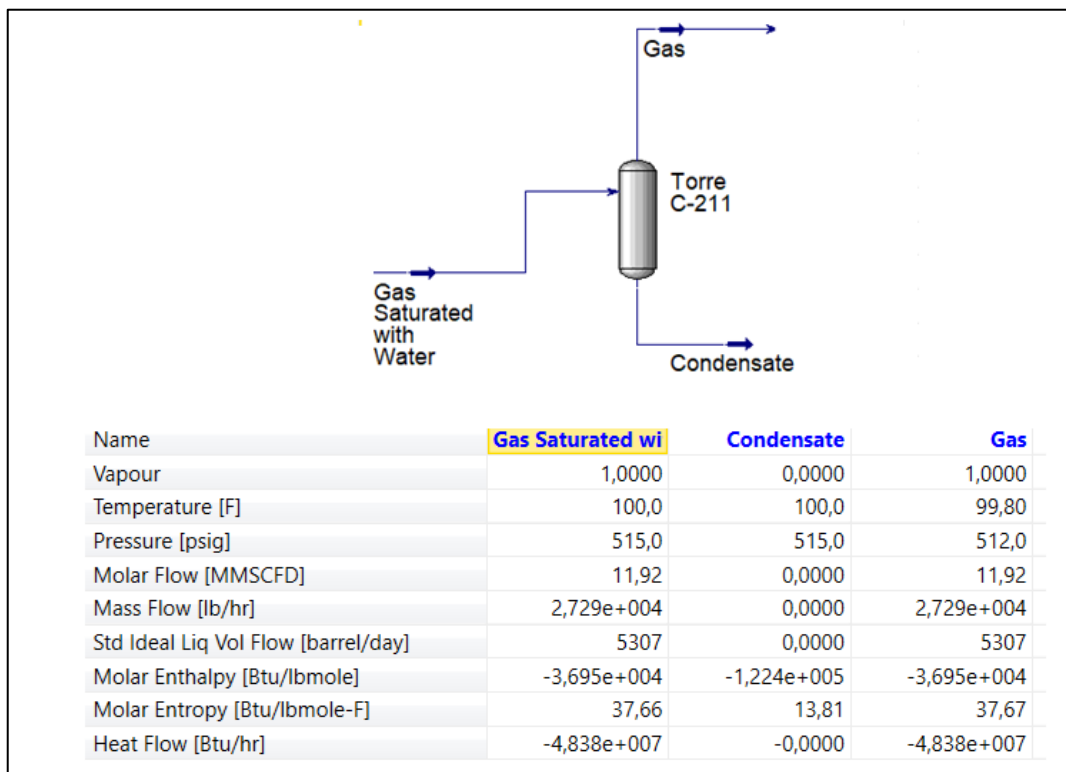
Nota: Composición de la corriente de gas real a la entrada de la plata de procesamiento El Centro.

**3.2.2.2. Separadores C-211 y C1.**

En la entrada de la planta de procesamiento El Centro se encuentran ubicados dos separadores de fases. En estos equipos básicamente ocurre una pequeña caída de presión, la cual contribuye a la expansión del gas y la separación de algunos líquidos. La torre C-211 se encuentra ubicada al inicio del proceso, sin embargo, actualmente esta unidad no se encuentra operando. De esta manera no existe un cambio sustancial entre la composición del gas de entrada y salida (Figura 20).

**Figura 20**

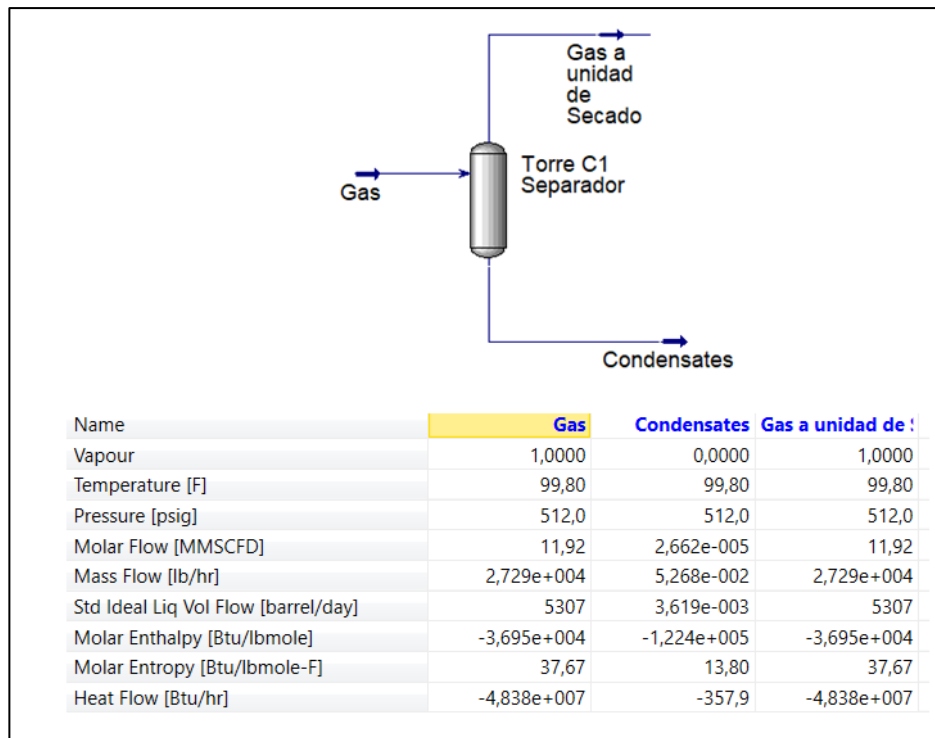
*Esquema separador C-211.*



Por otro lado, la unidad adyacente es la torre C1 cuyas condiciones de operación son similares a las de la torre C-211. A diferencia de la C-211, esta unidad retira una cantidad pequeña de condensados (Figura 21). Con base en este proceso, sale la corriente “Gas a unidad de secado” para la unidad principal de deshidratación.

**Figura 21**

*Esquema separador C-1.*



**3.2.2.3. Unidad de secado.**

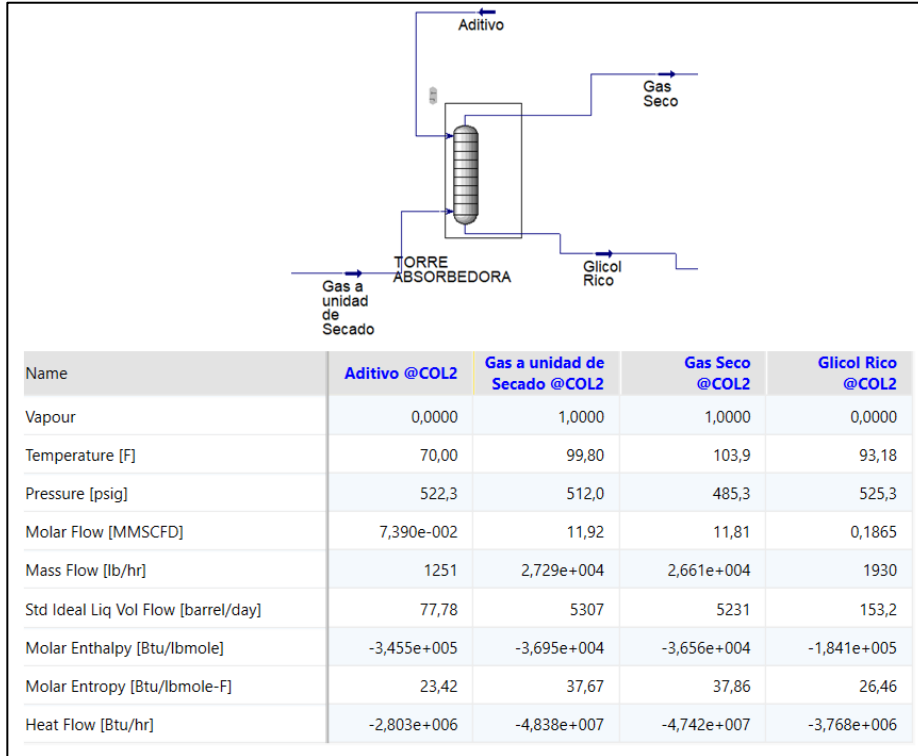
La planta El Centro se limita a la deshidratación del gas; para este fin cuenta con una unidad de secado donde se lleva a cabo la interacción del gas con el trietilenglicol y se realiza adicionalmente la regeneración del glicol rico para su posterior recirculación. Este proceso se lleva a cabo mediante tres sistemas principales: una torre absorbedora, un separador de fases para

la obtención de los condensados de la corriente de fondo de la torre absorbadora y una unidad para la regeneración del TEG. Es importante resaltar que dentro de este proceso se adiciona el Lean Oil con el objetivo de evaluar la recuperación de condensados. A continuación, se presenta la descripción de los sistemas y sus respectivos equipos auxiliares.

- **Torre absorbadora:** Esta torre tiene dos corrientes de entrada. Por la parte inferior ingresa la corriente de gas denominada “Gas a unidad de secado”, y por la parte superior ingresa la corriente de TEG, que para el caso de estudio será modificada por una corriente de TEG-LO, denominada “aditivo”. La corriente de gas ingresa a 99°F y 494 psi. Por otro lado, el proceso de deshidratación con TEG se realiza normalmente con una corriente a una temperatura ligeramente mayor a la del gas, sin embargo, al adicionar la corriente de *Lean Oil* se hace necesario disminuir la temperatura menor a la del gas de entrada. Con base en los datos reportados por Díaz et al. (2016), se establece 70 °F como la temperatura de esta corriente. La presión no registra variaciones considerables para esta corriente. La figura 22 presenta un esquema de la unidad. La corriente de salida se ubica en la parte superior denominada “gas seco”.
- **Válvula VLV-101:** Una vez el glicol rico deja la torre absorbadora se hace necesario generar una caída de presión de esta corriente y producir de manera implícita la formación de dos fases que faciliten la posterior separación de estas (Figura 23). La corriente de glicol rico que sale de la válvula (glicol rico 1) tiene una fracción de vapor diferente de 0, lo que indica la formación de otra fase.

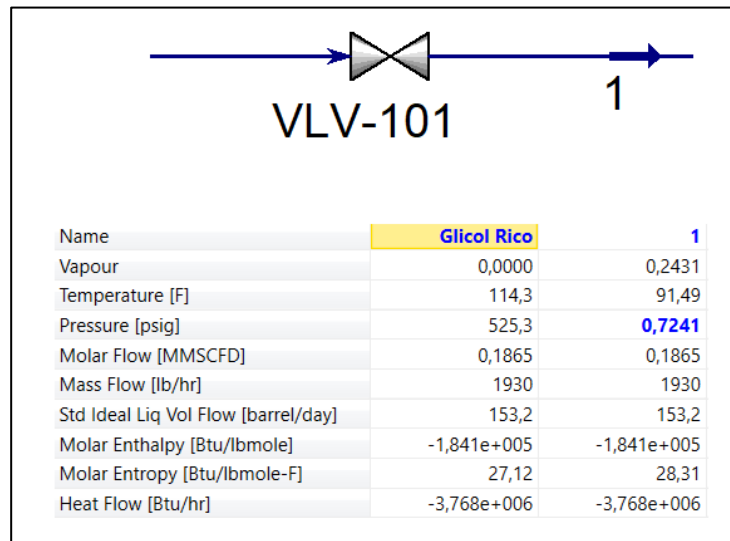
**Figura 22**

Esquema torre absorbedora.



**Figura 23**

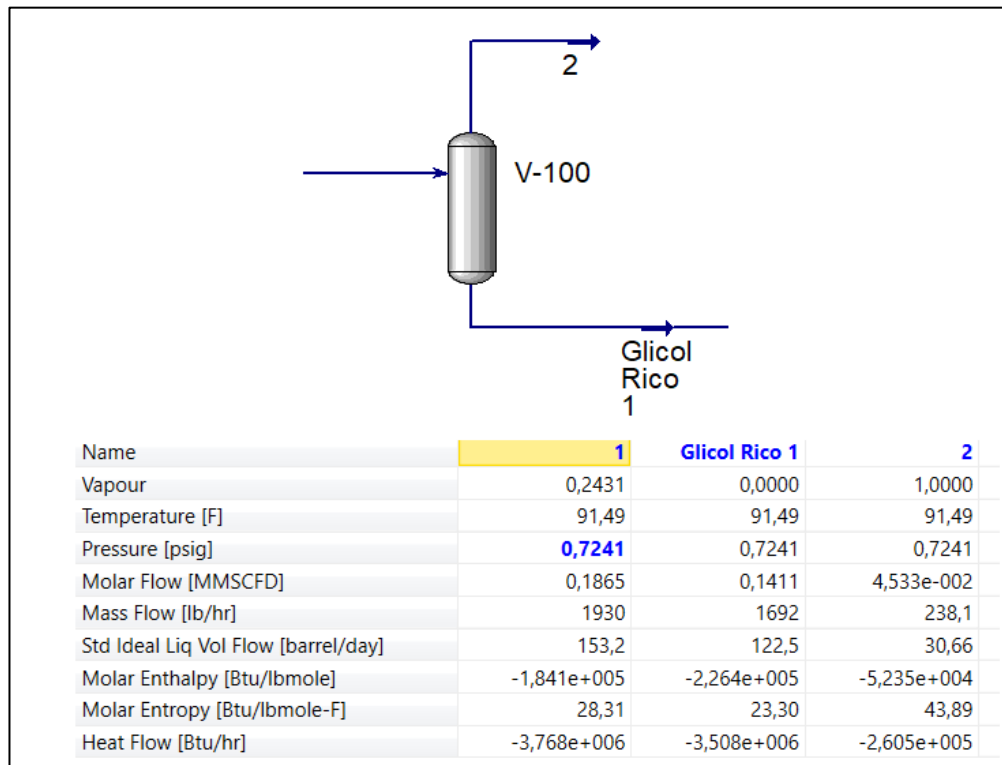
Esquema válvula V-101.



- Separador V-100:** Este separador se alimenta con la corriente “1” y en el ocurre una expansión que permite que parte de los vapores de esta corriente salgan por la parte superior y que una corriente líquida abandone el separador por el fondo. Esta etapa de separación previa favorece la regeneración del trietilenglicol y el *Lean Oil* en etapas posteriores. La Figura 24 presenta el esquema de esta unidad.

**Figura 24**

Esquema separador V-100.

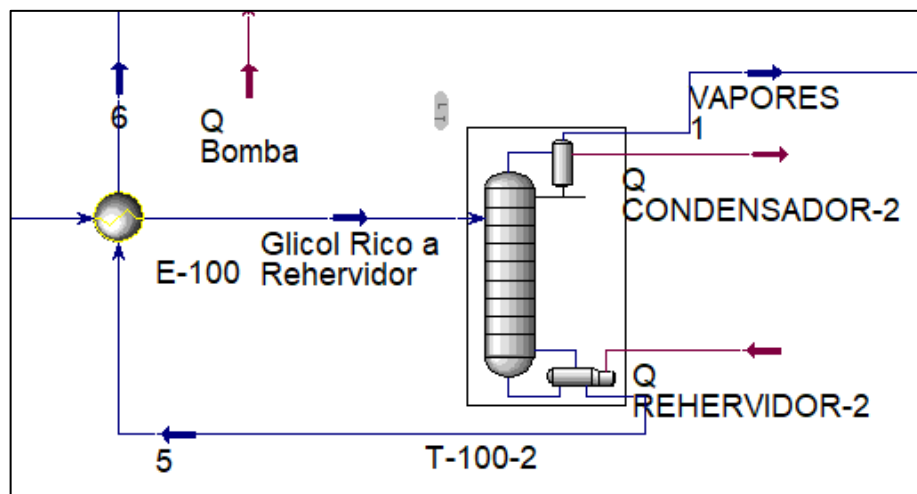


- Sistema de intercambiador glicol-glicol (E-100) y Torre T-102:** La corriente de glicol y *Lean Oil* que sale de la torre absorbadora y el separador V-100 contiene cantidades significativas de agua y condensados. Con el objetivo de realizar la remoción de estos componentes y regenerar la corriente “glicol rico” se hace necesario el uso de una torre de

destilación. Antes de que la corriente ingrese a la torre102, se hace necesario calentar la corriente de entrada para lo que se tiene un intercambiador de calor como etapa previa. Este intercambiador de calor calienta la corriente “glicol rico” de 97 a 165°F, y enfría la corriente de glicol y *Lean Oil* regenerada de 371° a 322 °F. La corriente glicol rico caliente entra a la torre de destilación T-102, allí la destilación ocurre en una etapa. Por la parte superior de la torre sale el agua, los vapores y algunos condensado en fase gaseosa agrupados en la corriente “vapores”, mientras que por los fondos sale una corriente con de trietilenglicol y el *Lean-Oil*. Es importante aclarar que la torre T-102 cuenta con un rehervidor instalado en la parte inferior de la torre y con un condensador en la cima. Lo anterior sugiere que esta sección del proceso (intercambiador y torre) está integrada energéticamente entre sí. En la Figura 25 se muestra un esquema de cómo se plasma este sistema en la simulación.

**Figura 25**

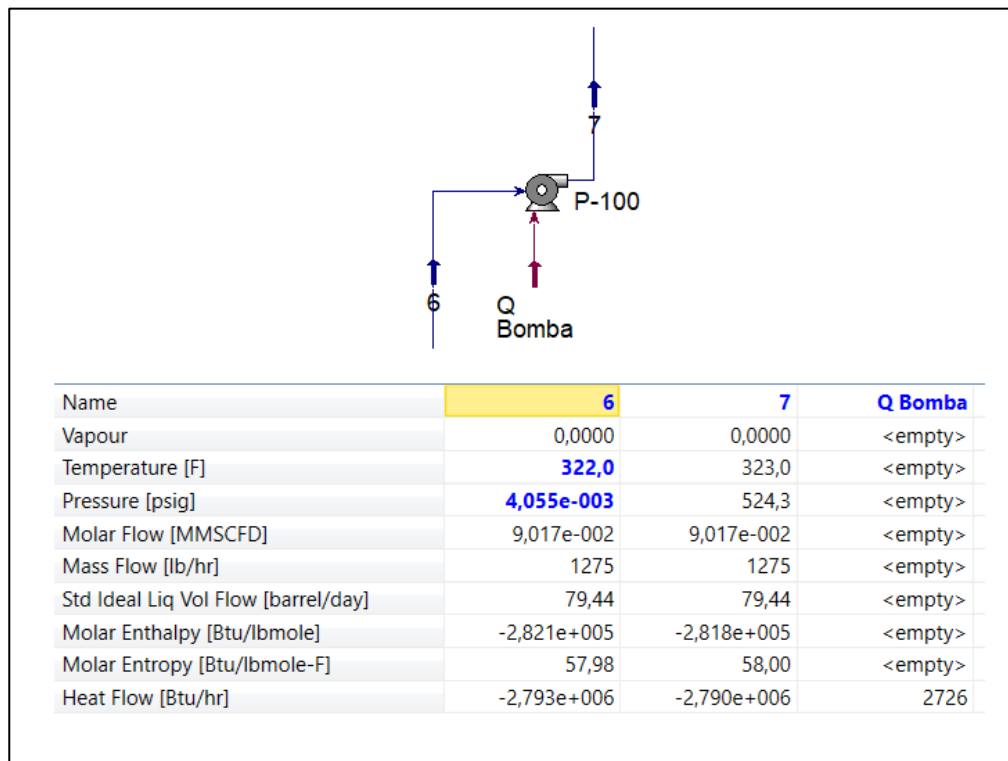
*Esquema intercambiador de calor glicol-glicol y torre destilación.*



- Bomba P-100:** Teniendo en cuenta la caída de presión generada por la válvula VLV-101, se hace necesario presurizar nuevamente la corriente de glicol y *Lean Oil* regenerada para su recirculación a la torre absorbadora. De esta manera, la bomba P-100 genera un aumento de presión de hasta 524 psi. La figura 25 muestra el esquema de este equipo.

**Figura 26**

*Esquema bomba P-100.*

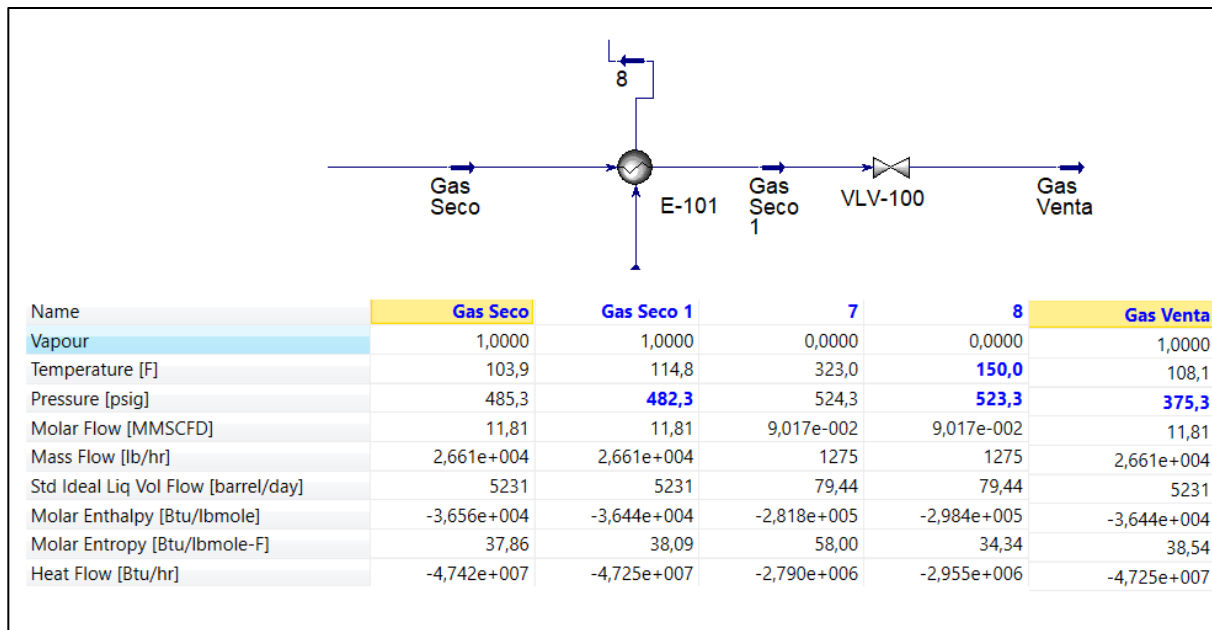


- Sistema intercambiador gas/glicol (E101) y válvula VLV-100:** La corriente de *Glicol* y *Lean Oil* que sale de la bomba que sale de la bomba P-100 entra a un intercambiador de calor. En este equipo la corriente de glicol pobre disminuye su temperatura de 320 °F a 150°F, y se convierte en la corriente “aditivo” que se recircula a la torre absorbadora. Por otra parte, el gas seco (corriente “gas seco”) que sale de la torre absorbadora también entra

al intercambiador gas/glicol, aumentando su temperatura de 105 a 117 °F. La corriente caliente denominada “gas seco 1”, entra a la válvula VLV-100, donde disminuye su presión de 482 psi a 375.3 psi, y finalmente sale de la válvula en una corriente que se denomina “gas de venta”. Esta corriente tiene una temperatura de 110 °F y constituye el producto final de esta planta, que en esencia es un gas totalmente seco y sin trazas de trietilenglicol y *Lean Oil*. La figura 27 representa el proceso descrito en esta unidad.

**Figura 27**

Esquema intercambiador gas/glicol (E101) y válvula VLV-100.

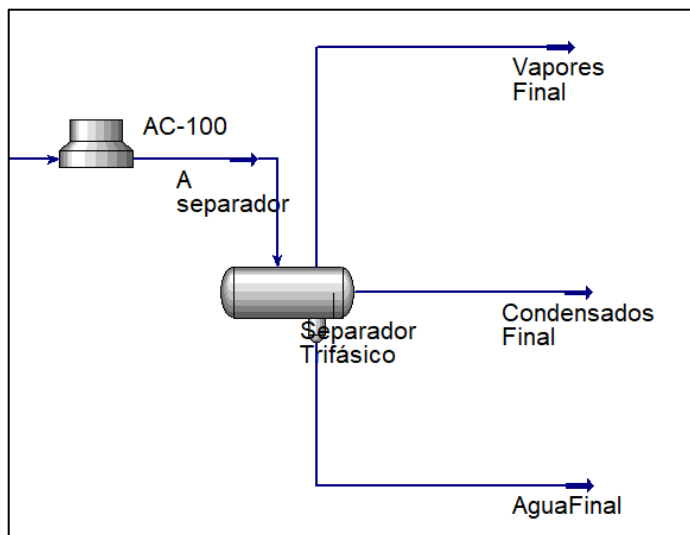


- Enfriador y separador trifásico:** cerrado el ciclo del trietilenglicol y *Lean Oil*, es importante resaltar que el procesamiento de la corriente “vapores” obtenida en la torre de destilación. En primera instancia, esta corriente se circula hacia un enfriador el cual disminuye la temperatura de esta corriente de 270 °F a 150 °F. Posteriormente, esta

corriente pasa a un separador trifásico que finalmente permite obtener las corrientes de agua, condensados y vapores (Figura 28). Estas corrientes permitirán evaluar el rendimiento de la tecnología TEG-LO bajo los diferentes escenarios propuestos en el diseño experimental.

**Figura 28**

*Esquema enfriador y separador trifásico.*



### 3.3. Diseño experimental

El diseño experimental utilizado es un diseño comparativo simple con variación de un único factor. El factor bajo el cual se evaluó la factibilidad de la tecnología TEG-LO fue la relación volumétrica entre el trietilenglicol y el *Lean Oil* en la corriente denominada “aditivo”. La tabla 13 recopila los escenarios evaluados. Las variables respuesta fueron principalmente la cantidad de agua en el gas de venta y la cantidad de barriles de condensado recuperado.

**Tabla 14.**

*Descripción de escenarios estudiados dentro del diseño experimental*

<b>Escenario (#)</b>	<b>Relación TEG/Lean Oil</b>	<b>Flujo volumétrico de TEG (STB/d)</b>	<b>Flujo volumétrico de Lean Oil (STB/d)</b>	<b>Flujo total corriente “aditivo” (STB/d)</b>
<b>1</b>	100-0	70	0	70
<b>2</b>	90-10	70	7.78	77.78
<b>3</b>	80-20	70	17.5	87.5
<b>4</b>	70-30	70	30	100
<b>5</b>	60-40	70	46.67	116.67
<b>6</b>	50-50	70	70	140
<b>7</b>	40-60	70	105	175
<b>8</b>	30-70	70	163.33	233.33
<b>9</b>	20-80	70	280	350
<b>10</b>	10-90.	70	630	700
<b>11</b>	0-100	70	0	70

**4. Resultados obtenidos a partir de la simulación numérica de la planta El Centro**

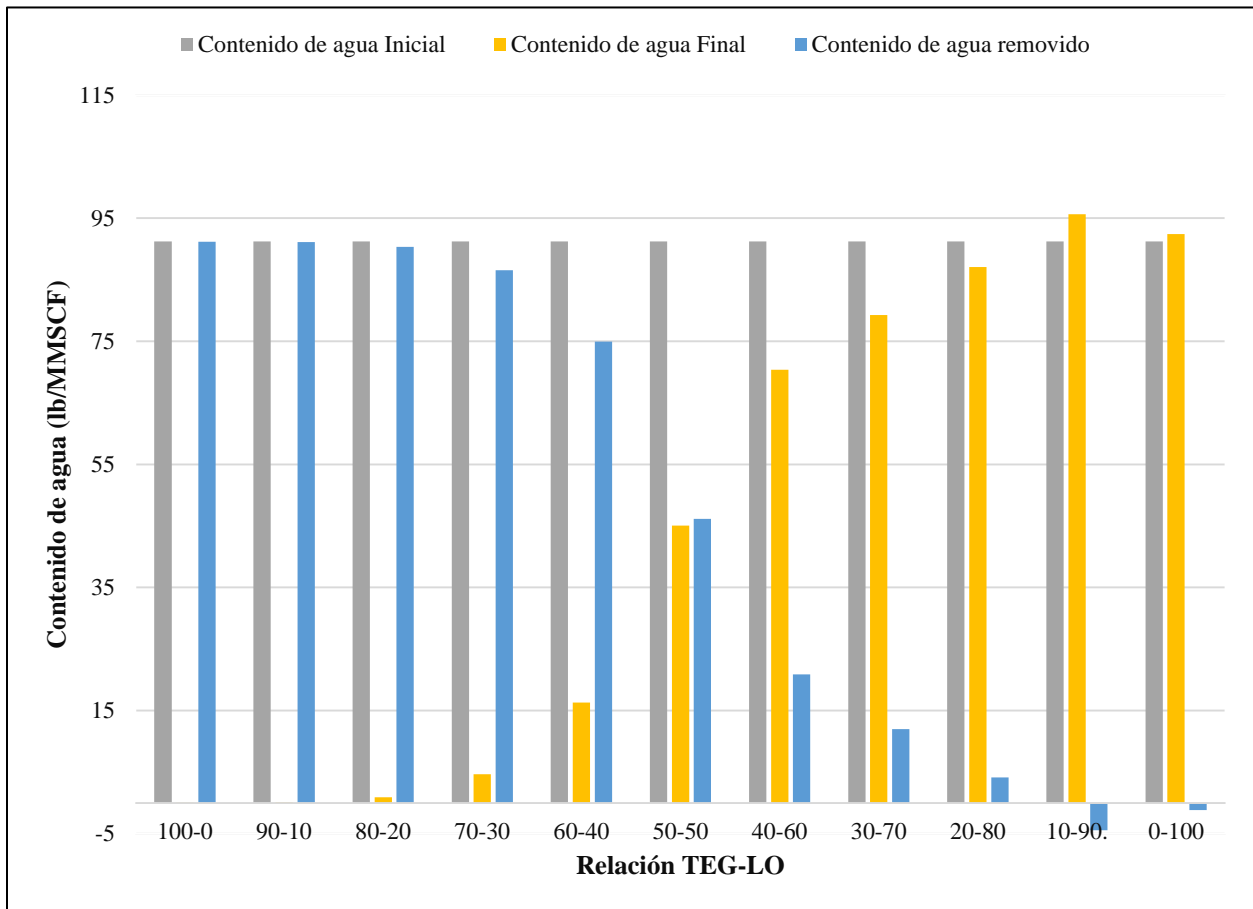
A partir del modelo base descrito en el capítulo anterior y los diferentes escenarios presentados en la tabla 14, se evaluó la eficiencia de la tecnología TEG-LO en la planta de gas El Centro. Para determinar la factibilidad del proceso y seleccionar el escenario más adecuado desde el punto de vista técnico, se analizó el comportamiento de variables como el contenido de agua y composición del gas de venta, y la cantidad y composición de los condensados recuperados. A continuación, se describe en detalle los resultados obtenidos.

#### **4.1. Comportamiento del contenido de agua en el gas de venta**

Para la cantidad de gas recibido en la planta, se tiene una corriente base de trietilenglicol de 70 STB/d. A partir de este flujo, el caso de 100 % TEG realizó un proceso de deshidratación bastante eficiente con un contenido de agua en la corriente de salida de 0.051 lb/MMSCF. No obstante, a medida que la cantidad de *Lean Oil* en la torre absorbidora aumenta el proceso de deshidratación se hace menos eficiente. Aunque no se varía la cantidad de trietilenglicol, la interacción directa entre el TEG y el gas disminuye al adicionar la corriente de *Lean Oil* al sistema. Los resultados para los diferentes escenarios evaluados se muestran en la Figura 29. Para los casos de 90 y 100% *Lean Oil*, es posible evidenciar que el gas de venta sale con una cantidad de agua incluso mayor a la del gas de entrada. Esto se atribuye a la cantidad de agua que posee el *Lean Oil* dentro de su composición.

#### **Figura 29**

*Comportamiento del contenido de agua en la corriente de gas de venta para los diferentes escenarios propuestos*



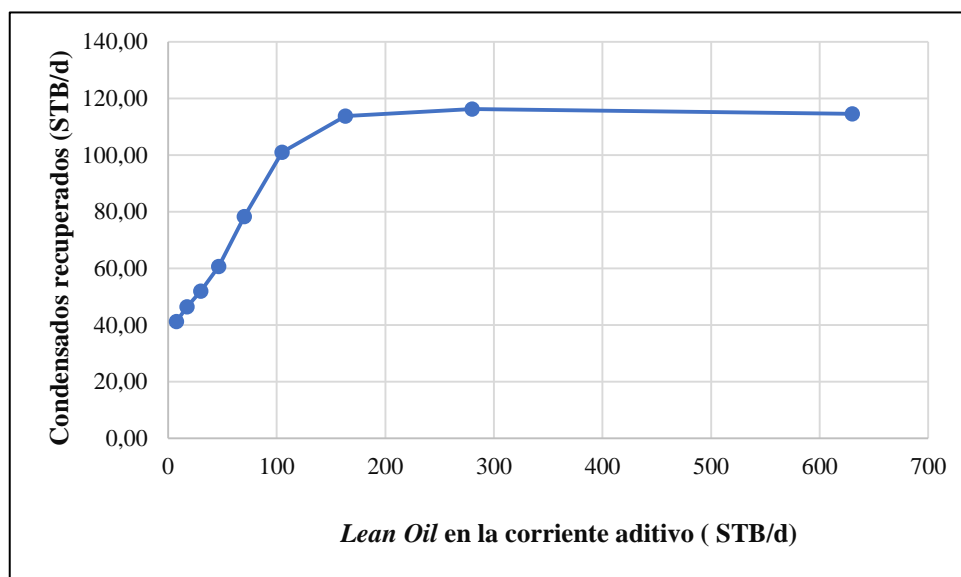
Los resultados obtenidos tanto en estudios anteriores como en la presente investigación indican que la adición del *Lean Oil* a la corriente de trietilenglicol afecta la eficiencia de la deshidratación del gas, sin embargo, no genera problemas adicionales de operación en la torre absorbidora y en la regeneración de ambos aditivos. Los posibles problemas de incompatibilidad son contrarrestados con condiciones óptimas de presión y temperatura, las cuales fueron aplicadas en el estudio de simulación realizado.

**4.2. Recuperación de condensados**

A medida que la cantidad de *Lean Oil* en la corriente “aditivo” aumenta, la recuperación de condensados también lo hace, sin embargo, para altas relaciones de *Lean Oil* la recuperación de condensados se estabiliza (Figura 30). Adicionalmente, el balance de masa de la corriente “aditivo” que entra a la torre absorbidora y que se trata posteriormente para su recirculación, muestra diferencias mínimas, indicando el correcto funcionamiento de la planta bajo las condiciones simuladas. Para la corriente unificada o la corriente de entrada a la plata, se obtiene una recuperación máxima de 116 STB/d. No obstante, estos resultados afectan y están sujetos al contenido de agua en la corriente de gas de venta.

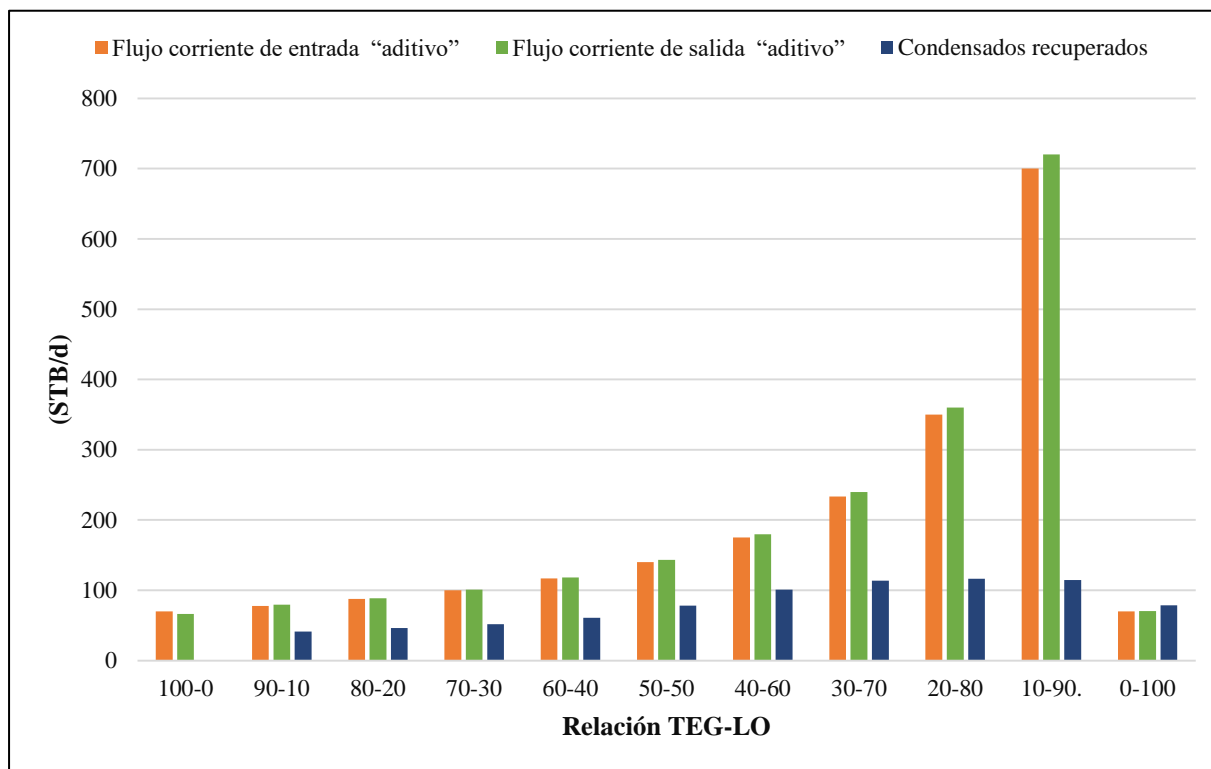
**Figura 30**

*Cantidad de condensados recuperados Vs Cantidad de Lean Oil*



**Figura 31**

*Comportamiento de la recuperación de condensados y los flujos de aditivo de entrada y salida para los diferentes escenarios propuestos*



### 4.3. Selección del escenario más adecuado para la implementación de la tecnología TEG-LO

La Tabla 15 recopila los resultados obtenidos. Para la determinación del escenario con mayor factibilidad técnica, se tuvo en cuenta no solo la recuperación de condensados sino también la deshidratación del gas de venta. Según la normatividad presentada en el capítulo 1, el gas de venta debe contener un contenido máximo de agua de 6 lb/MMSCF, sin embargo, en la planta de gas El Centro se ha establecido un acuerdo con la Refinería central de Barrancabermeja, donde se permite enviar gas con un contenido de agua de hasta 20 lb/MMSCF. Bajo esta premisa, el escenario seleccionado es el No. 5 con un contenido de agua de 16 lb/MMSCF y una recuperación de condensados de 60.65 STB/día.

**Tabla 15.**

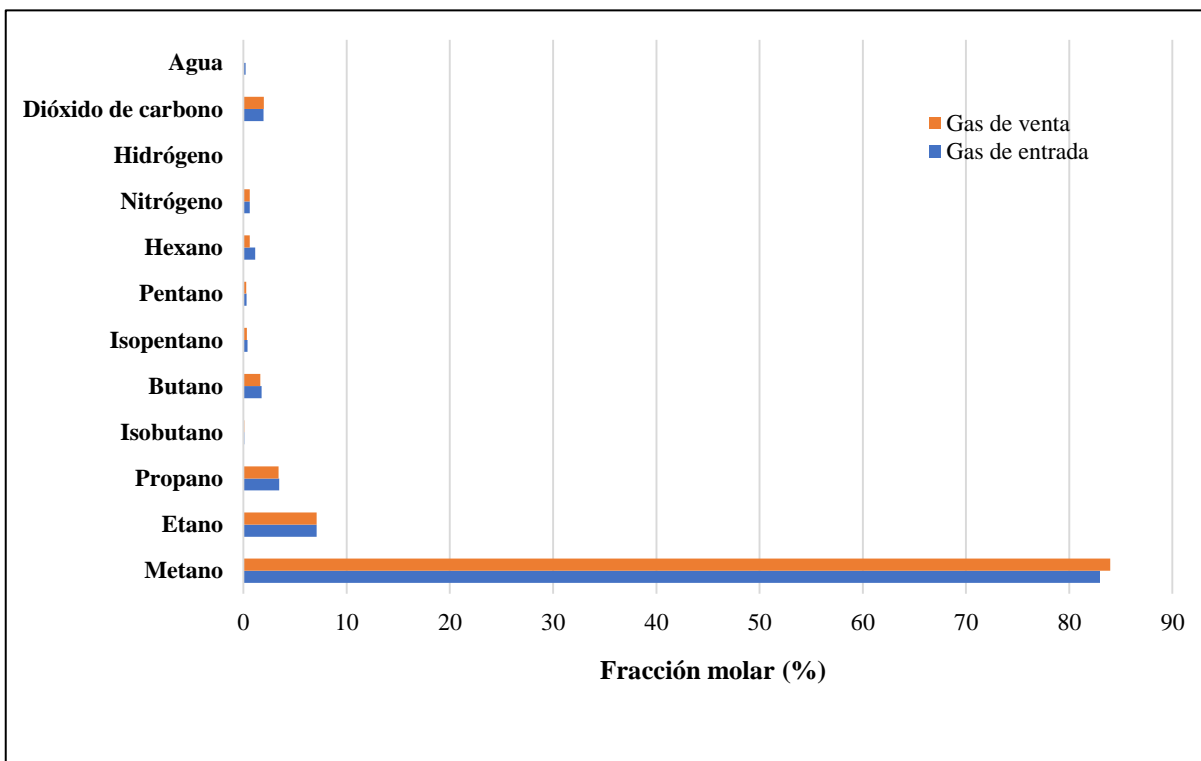
*Resumen de los resultados obtenidos para los escenarios considerados dentro del diseño experimental*

<b>Relación TEG/LEAN OIL</b>	<b>Flujo corriente de entrada “aditivo” (STB/d)</b>	<b>Contenido de agua inicial (lb/MMSCF)</b>	<b>Contenido de agua final (lb/MMSCF)</b>	<b>Condensados recuperados (STB/d)</b>	<b>Gas de venta (MMSCF/d)</b>
<b>100-0</b>	70.00	91.23	0.05	0.13	11.90
<b>90-10</b>	77.78	91.23	0.09	41.27	11.81
<b>80-20</b>	87.50	91.23	0.89	46.39	11.79
<b>70-30</b>	100.00	91.23	4.66	51.92	11.78
<b>60-40</b>	116.67	91.23	16.29	60.65	11.76
<b>50-50</b>	140.00	91.23	45.07	78.28	11.72
<b>40-60</b>	175.00	91.23	70.36	101.05	11.68
<b>30-70</b>	233.33	91.23	79.26	113.82	11.64
<b>20-80</b>	350.00	91.23	87.07	116.28	11.61
<b>10-90.</b>	700.00	91.23	95.66	114.51	11.50
<b>0-100</b>	70.00	91.23	92.42	78.79	11.77

Las figuras 32 muestra la composición del gas de entrada en comparación con el gas de venta para el escenario No.5. Es posible evidenciar que los cambios más representativos se dieron en componentes como el butano, isopentano, pentano y el hexano. Adicionalmente, el porcentaje de agua disminuyó considerablemente atribuido al proceso de deshidratación con trietilenglicol.

**Figura 32**

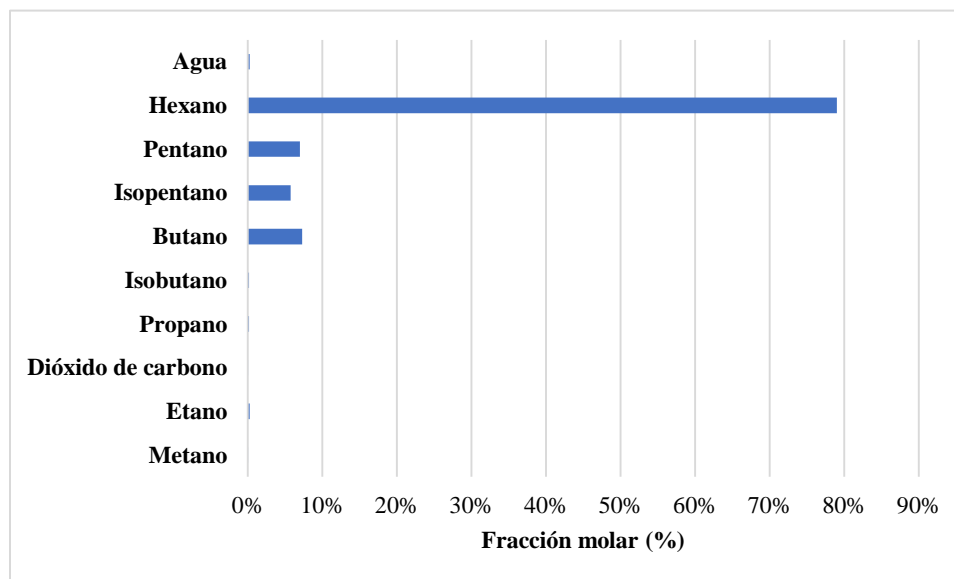
*Composición del gas de entrada y el gas de venta para el escenario seleccionado*



Por otro lado, la composición de los condensados obtenidos es acorde a los cambios composicionales del gas de venta. Los líquidos obtenidos del gas natural son ricos en pentano y hexano. La composición del condensado para el escenario seleccionado se muestra en la figura 33.

**Figura 33**

*Composición de los líquidos recuperados del gas para el escenario seleccionado*



## 5. Conclusiones

El sobredimensionamiento de la planta de gas El centro provoca que esta opere bajo la condición *Turn Down*. De esta manera, las etapas de procesamiento del gas son limitadas, siendo esta una de las principales razones por las que actualmente no se realiza la recuperación de condensados del gas.

La tecnología TEG-LO constituye una estrategia técnicamente viable para la recuperación de condensados a partir del gas natural. Este proceso permite realizar la etapa de deshidratación en paralelo, evitando modificaciones representativas en las facilidades disponibles y las condiciones de operación previamente establecidas.

La eficiencia del proceso de deshidratación del gas se ve afectada por la presencia del *Lean Oil* en la corriente del absorbente. De esta manera, es importante encontrar la relación volumétrica bajo la cual es posible garantizar las especificaciones de humedad para el gas de venta, pero su vez recuperar la mayor cantidad de líquidos del gas.

La aplicación de la tecnología TEG-LO en la planta de gas El centro permite la obtención de un gas de venta con un contenido de agua de 16 lb/MMSCF y una recuperación de 60 STB/d de condensados ricos en hexano y pentano. Estos resultados están asociados a un flujo de 70 STB/d de trietilenglicol y 46 STB/d de *Lean Oil*.

La recuperación de aproximadamente 1800 barriles de condensado por mes en la planta de gas El Centro, constituye para Ecopetrol una posibilidad promisoriosa de negocio. Estos productos blancos pueden ser utilizados como diluyentes que mejoran la movilidad y las propiedades de crudos más pesados, como el crudo Lisama. De esta manera, se hace más eficientes operaciones como el transporte y refinación de este tipo de fluidos.

## 6. Recomendaciones

Con base en los resultados obtenidos, el autor del trabajo recomienda los siguientes aspectos para futuras investigaciones:

Realizar una evaluación financiera de la tecnología, involucrando tanto los gastos de inversión como operación, y los ingresos adicionales por venta y calidad de los condensados recuperados.

Evaluar la tecnología TEG-LO para gases con diferente composición, permitiendo definir con mayor exactitud su screening o rango de factibilidad.

**Referencias Bibliográficas**

- Agón, C., Sanabria, J. (2018). Recuperación de hidrocarburos líquidos de las corrientes de gas de la planta de proceso de gas El Centro. Universidad Industrial de Santander.
- Ahmed, T. (2010). Fundamentals of Reservoir Fluid Behavior. Reservoir Engineering Handbook, 1–28. doi:10.1016/b978-1-85617-803-7.50009-2.
- Bahadori, Alireza. (2014). Natural gas processing: technology and engineering design: Gulf Professional Publishing.
- Barrios, I., Siza, R., Santos, N. (2017). Evaluación técnica y económica para actualizar y/o seleccionar el proceso de recuperación de LGN más apropiado para la planta de gas del Centro, Barrancabermeja. Universidad Industrial de Santander.
- Campbell, J. (2004). Gas Conditioning and Processing, eighth ed. Campbell Petroleum Series, Norman.
- Carlson, E.C., 1996. Don't gamble with physical properties for simulations. Chem. Eng. Prog. 35e46. October.
- CREG. (2016). Sector Gas Natural en Colombia - Transporte de Gas. Cartagena. Anais... Cartagena: [s.n.]. p. 41.
- Díaz, M., Jiménez, C., Roa, C. (2016). A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration. Journal of Natural Gas Science and Engineering\*, 29, 264-274. <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510016300166>.
- Dávila, P. Santos, N. (2015). Tecnología del proceso de adsorción para el control de puntos de rocío en corrientes de gas natural. Universidad Industrial de Santander.

- ExxonMobil. (2019). Outlook for energy: A perspective to 2040. <https://corporate.exxonmobil.com/Energy-and-environment/Looking-forward/Outlook-for-Energy>
- Guevara, M. Belalcazar, L. (2015). Diseño de un equipo de recuperación de líquidos de gas natural empleando CFD. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.
- Katz, D.L. (1959). Handbook of Natural Gas Engineering. 978-0070333840. New York: McGraw-Hill.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). Natural Gas Liquids Recovery. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 265–299. doi:10.1016/b978-0-12-801499-8.00008-0.
- Ministerio para la transición ecológica y el reto demográfico. (s.f.). El gas natural. <https://energia.gob.es/gas/Gas/Paginas/gasnatural.aspx>.
- Naturalgas; Álvarez, Pelgry. E., Balbás Peláez, J. (2003), “El gas natural. Del yacimiento al consumidor: Aprovevisionamientos y cadena del gas natural licuado”, CIE Inversiones Editoriales.
- Promigas. (2019). Informe sector gas natural 2019. Disponible en: <http://www.promigas.com/Es/Paginas/informeFinanciero/colombia/02.aspx>.
- Reinking, A. (2014). Gas natural. Disponible en: <http://profesores.fi-b.unam.mx/>.
- Rojey, A; Jaffret, C. (1997). Natural Gas: Production, processing and transport. Institut Français du Pétrole. <https://url2.cl/vnPC4>

- Speight, J. (2007). Natural Gas: A Basic Handbook. 3-33. <https://doi.org/10.1016/B978-1-933762-14-2.50006-6>.
- Twu, C., Tassone, V., Sim, W., Watanasiri, S., 2005. Advanced equation of state method for modeling TEG-water for glycol-gas dehydration. *Fluid Phase Equilib.* 228e229, 213e221.
- Wang, X., & Economides, M. (2009). Natural Gas Basics. *Advanced Natural Gas Engineering*, 1–34. doi:10.1016/b978-1-933762-38-8.50008-3.