

**RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LAS CORRIENTES DE
GAS DE LA PLANTA DE PROCESO DE GAS EL CENTRO**

CARLOS WILFREDO AGÓN LEÓN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALISTA EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2018

**RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LAS CORRIENTES DE
GAS DE LA PLANTA DE PROCESO DE GAS EL CENTRO**

CARLOS WILFREDO AGÓN LEÓN

Monografía presentada para optar al título de:
ESPECIALISTA EN INGENIERÍA DEL GAS

Director:

**JAVIER ALBERTO SANABRIA CALA
MAGISTER EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2018

DEDICATORIA

Para mi Padre Gustavo Agón Lesmes y mi Madre Nohemí León Arguello, 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 apoyaron y animaron para desarrollar de manera excepcional la especialización en Ingeniería del Gas.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus más sinceros agradecimientos 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.

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 por su empeño en enseñarnos nuevas tecnologías, y a su personal administrativo por su cordialidad y apoyo desinteresado.

Javier Alberto Sanabria Cala; Candidato a doctor en ingeniería química, Máster en Ingeniería Química y especialista en ingeniería ambiental por sus aportes, conocimiento, respaldo, tiempo y dirección brindada en todo momento.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	14
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	14
1.2. JUSTIFICACIÓN.....	15
1.3. ALCANCE.....	16
1.4. OBJETIVOS.....	17
1.4.1. Objetivo general.....	17
1.4.2. Objetivos específicos.....	17
2. GENERALIDADES	18
2.1. GAS NATURAL	18
2.2. CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL	19
2.3. ORIGEN DEL GAS NATURAL	21
2.4. GAS NATURAL EN COLOMBIA.....	21
2.5. LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL	23
2.6. TECNOLOGÍAS ACTUALES	23
2.6.1. Separación por expansión Joule–Thomson (J–T)	23
2.6.2. Proceso Turbo Expander	25
2.6.3. Proceso de refrigeración mecánica	26
2.6.4. Proceso de absorción con aceite pobre.....	27
2.6.5. Proceso de absorción con TEG–Mejorado	28
2.7. TECNOLOGÍAS EMERGENTES.....	30
2.7.1. Tecnología Twister	31
2.7.2. Tamiz molecular	31
3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE GAS EL CENTRO.....	34
3.1. PLANTA DE GAS EL CENTRO.....	34
3.2. PROCESO ACTUAL DE LA PLANTA DE GAS EL CENTRO.....	36
3.3. CORRIENTES DE ENTRADA A LA PLANTA DE GAS EL CENTRO.....	37
3.4. CORRIENTES DE SALIDA A LA PLANTA DE GAS EL CENTRO.....	39

3.4.1. Productos.....	39
3.4.2. Subproductos.....	41
3.5. BALANCE VOLUMÉTRICO.....	42
4. COMPORTAMIENTO TERMODINÁMICO DE LAS CORRIENTES DE GAS ..	44
4.1. CORRIENTE DEL CAMPO LISAMA.....	44
4.2. CORRIENTE DEL CAMPO LA CIRA.....	46
4.3. CORRIENTE DEL CAMPO EL OPÓN.....	48
4.4. CORRIENTE UNIFICADA	50
5. EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS PARA LA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL	52
5.1. CRITERIOS DE SELECCIÓN.....	52
5.2. EVALUACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL	53
5.3. CALIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA.....	62
6. EQUIPOS Y PROCESO PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS CON LA TECNOLOGÍA SELECCIONADA	65
6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN	67
6.1.1. Proceso actual de deshidratación.....	67
6.1.2. Modificación del proceso	69
6.2. PRUEBA PILOTO DE IMPLEMENTACIÓN.....	70
7. CONCLUSIONES.....	76
REFERENCIAS.....	77
BIBLIOGRAFIA	82

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Clasificación del gas natural.....	20
Figura 2. Demanda de gas natural en Colombia.	22
Figura 3. Diagrama del proceso de separación por expansión Joule–Thomson... 24	
Figura 4. Diagrama del proceso Turbo Expander.....	25
Figura 5. Diagrama del proceso de refrigeración mecánica.	26
Figura 6. Diagrama del proceso de absorción con aceite pobre.	28
Figura 7. Diagrama del proceso de absorción con TEG–Mejorado.....	30
Figura 8. Diagrama esquemático de una válvula Twister.....	31
Figura 9. Diagrama de una planta de absorción con tamiz molecular.....	32
Figura 10. Planta de proceso de gas El Centro.....	35
Figura 11. Vista panorámica de la Planta de gas El Centro.	36
Figura 12. Diagrama de bloques del proceso de la Planta de gas El Centro.	38
Figura 13. Balance de material actual aproximado de la Planta de gas El Centro.42	
Figura 14. Punto de entrada de la corriente de gas Lisama.....	44
Figura 15. Envoltente del gas Lisama.	45
Figura 16. Punto de entrada de la corriente de gas La Cira.....	47
Figura 17. Envoltente del gas La Cira.	48
Figura 18. “Slug Catcher” de entrada de la corriente de gas Opón.....	49
Figura 19. Envoltente del gas Opón.	50
Figura 20. Envoltente de la corriente de gas unificada.....	51
Figura 21. Esquema de una unidad de deshidratación.	66
Figura 22. Entrada del gas seco al proceso y separación inicial.	67
Figura 23. Absorción del agua.....	68
Figura 24. Regeneración de glicol.....	69
Figura 25. Proceso modificado para la incorporación del aditivo.	69
Figura 26. Instalación de la prueba piloto llevada a cabo en el campo Zulia.	70

Figura 27. Variación porcentual del HCDP del gas entre la entrada y la salida en la Fase 1.	73
Figura 28. Variación porcentual del HCDP del gas entre la entrada y la salida en la Fase 2.	73
Figura 29. Variación porcentual del HCDP del gas entre la entrada y la salida en la segunda prueba.	74
Figura 30. Envoltentes del gas a la entrada y salida del proceso.....	75

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Composición del gas de entrada a la Planta de gas El Centro.....	39
Tabla 2. Composición de los productos de la Planta de gas El Centro.	40
Tabla 3. Especificaciones de calidad del gas obtenido en la unidad de secado de la Planta de gas El Centro.....	41
Tabla 4. Composición del condensado.	42
Tabla 5. Balance de material actual aproximado de la Planta de gas El Centro. ...	43
Tabla 6. Composición y propiedades del gas Lisama.	45
Tabla 7. Composición y propiedades del gas La Cira.	47
Tabla 8. Composición y propiedades del gas Opón.	49
Tabla 9. Composición y propiedades de la corriente de gas unificada.....	51
Tabla 10. Criterios para la selección de la tecnología de recuperación de líquidos del gas natural.....	52
Tabla 11. Screening para la absorción por aceite pobre.	54
Tabla 12. Screening para el proceso con TEG–Mejorado.....	55
Tabla 13. Screening para la expansión Joule–Thomson.....	56
Tabla 14. Screening para el proceso Turbo Expander.	57
Tabla 15. Screening para la refrigeración mecánica.	58
Tabla 16. Screening para la tecnología Twister.	59
Tabla 17. Screening para la tecnología con tamiz molecular.	60
Tabla 18. Calificación de las tecnologías.	63
Tabla 19. Componentes para la tecnología de absorción con TEG–Mejorado.	65

RESUMEN

TÍTULO: RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DE LAS CORRIENTES DE GAS DE LA PLANTA DE PROCESO DE GAS EL CENTRO*

AUTOR: CARLOS WILFREDO AGÓN LEÓN**

PALABRAS CLAVES: Hidrocarburos líquidos, Unidades de secado, Trietilenglicol, Fraccionamiento, Condensación.

DESCRIPCIÓN: La Planta de gas El Centro, ubicada en el corregimiento El Centro en Barrancabermeja, fue diseñada inicialmente con capacidad de 10 MMPCSD, la cual aumentó hasta 110 MMPCSD después de ser reubicada y sometida a dos ampliaciones debido a los hallazgos realizados en el campo Opón. Sin embargo, la producción de gas decayó rápidamente y generó una gran variación de las condiciones operativas respecto al diseño de la planta.

Así, debido a la declinación normal en la suma de gas de los campos La Cira, Opón y Lisama, en noviembre de 2015 las condiciones de operación de la planta se encontraban por debajo del “Turndown” para el cual fue diseñada (entre 9 y 10 MMPCSD), ocasionando inestabilidad en las variables óptimas de proceso y aumentando notablemente el consumo de energía y de aceite absorbente JET A1. A causa de esta situación, el área de ingeniería de Ecopetrol S.A. llevó a cabo acciones para mantener estable y seguras las condiciones operacionales de la planta, las cuales condujeron a que en la actualidad la zona de fraccionamiento se encuentre fuera de servicio y los condensados de las corrientes de gas no sean recuperados, sino que sean transportados en el gas de venta a la Refinería de Barrancabermeja.

Por esta razón, en el presente trabajo desarrollado en la Planta de gas El Centro se realiza el estudio de ingeniería básica para la recuperación de hidrocarburos líquidos en la corriente de gas, teniendo en cuenta datos operacionales, rangos de aplicación de las tecnologías de recuperación y menor gasto económico. Con base en este estudio, se selecciona la tecnología más ajustable a las condiciones actuales de la Planta de gas el Centro con el fin de optimizar su operación.

* Monografía

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.
Director: M.Sc. Javier Alberto Sanabria Cala.

ABSTRACT

TITLE: RECOVERY OF LIQUID HYDROCARBONS FROM THE GAS STREAMS OF THE GAS PROCESS PLANT EL CENTRO*

AUTHOR: CARLOS WILFREDO AGÓN LEÓN**

KEYWORDS: Liquid hydrocarbons, Drying units, Triethylene glycol, Fractionation, Condensation.

DESCRIPTION: The gas plant El Centro, located in the small town El Centro in Barrancabermeja, was initially designed with capacity of 10 MMPCSD, which increased to 110 MMPCSD after being relocated and enlarged twice due to the findings made in the Opón field. However, the gas production declined rapidly and generated a large variation in operating conditions with respect to the plant design.

Thus, due to the normal decrease in the amount of gas from La Cira, Opón and Lisama fields, in November 2015 the operating conditions of the plant were below the turndown for which it was designed (between 9 and 10 MMPCSD), causing instability in the optimal process variables and significantly increasing energy and JET A1 absorbent oil consumption. Because of this situation, the engineering area of Ecopetrol S.A. carried out actions to keep the operational conditions of the plant stable and safe, which led to the fact that the fractionation zone is currently out of service and the condensates from the gas streams are not recovered but transported in the gas sold to the Refinería de Barrancabermeja.

For this reason, in the present work developed in the El Centro gas plant, the basic engineering study for the recovery of liquid hydrocarbons in the gas stream is carried out, taking into account operational data, ranges of application of recovery technologies and lower economic expense. Based on this study, the most adjustable technology is selected to the current conditions of the El Centro gas plant in order to optimize its operation.

* Monograph

** Physicochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School. Director: M.Sc. Javier Alberto Sanabria Cala.

INTRODUCCIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la actualidad de la industria de los hidrocarburos, el gas natural corresponde a una de las principales fuentes que dispone la sociedad para satisfacer sus requerimientos energéticos. Gracias al gas natural es posible impulsar muchas de las actividades necesarias para el desarrollo social y económico de las comunidades, las cuales pueden progresar gracias a este recurso energético [1].

Actualmente, en las plantas de procesamiento de gas a nivel nacional es posible identificar diferentes opciones de mejora, con lo cual se puede generar valor a la industria y al país. En ocasiones, estas opciones de mejora se presentan debido a la variación de la cantidad de gas que ingresa a una planta de tratamiento, lo cual afecta el correcto funcionamiento de los equipos de procesamiento y modifica la composición final del gas procesado, reduciendo la calidad del producto y generando inconformidades en los clientes [2]. Este tipo de situaciones causan grandes pérdidas económicas, ya que no se aprovechan las riquezas del gas y se generan incumplimientos de los parámetros de calidad del producto final de venta.

Por lo anterior se hace necesario realizar un estudio enfocado en una de las opciones de mejora identificadas en la Planta de gas El Centro, que corresponde a la recuperación de los hidrocarburos líquidos generados en las corrientes de gas que ingresan a esta planta de procesamiento. La Planta de gas El Centro está encargada de recibir las corrientes de gas procedentes de campos petroleros como La Cira Infantas, Lisama y Opón, con el objetivo de suministrar al gas determinadas especificaciones de calidad para ser posteriormente comercializado o consumido por otras áreas al interior de la empresa.

Para cumplir con las especificaciones de calidad del gas de venta es necesario modificar algunas de sus características, como el contenido de agua, el punto de rocío y el poder calorífico, a través de la remoción de los componentes pesados o condensables denominados líquidos de gas natural (LGN) como el propano (C3+), butano (C4+) y la gasolina natural (C5+) [3]. El tratamiento de recuperación de hidrocarburos líquidos no solo tiene como finalidad dar al gas especificaciones de calidad, sino que también tiene un elevado beneficio económico que puede ser aprovechado por la empresa, ya que los condensados tienen un gran valor comercial y pueden representar una fuente de ingresos extra para la Planta de gas El Centro.

De esta forma, con los planes de mejoramiento que se proyectan en la Planta de gas El Centro se tiene como objetivo principal optimizar los procesos que allí se llevan a cabo, manteniendo la sostenibilidad y eficiencia de la planta. Teniendo esto en cuenta, la selección e implementación de los métodos de recuperación de hidrocarburos líquidos generados en las corrientes de gas debe realizarse a partir de estudios que abarquen las diferentes tecnologías, nuevas o existentes, disponibles en el mercado para este fin. Este estudio debe llevarse a cabo estableciendo criterios de selección adecuados para aplicar actualizaciones o cambios en el proceso que mantengan o aumenten la eficiencia de la planta desde el punto de vista técnico y operacional, y que a su vez generen mayor rentabilidad desde el punto de vista financiero.

1.2. JUSTIFICACIÓN

En la actualidad, la Planta de gas El Centro recibe un bajo flujo de gas proveniente de los campos petroleros, por lo cual se encuentra sobredimensionada y esto ocasiona que las operaciones se realicen por debajo del 10% de la capacidad mínima operacional (TurnDown). Esta situación ha traído consigo diferentes consecuencias, tales como: la salida de servicio de la zona de fraccionamiento, la

cual no permite el aprovechamiento de los condensados líquidos de las corrientes de gas provenientes de los campos Lisama, La Cira y Opón; el transporte de gas de venta hacia la Refinería de Barrancabermeja por fuera de las especificaciones de calidad establecidas en el Reglamento Único de Transporte (RUT), como es el caso del poder calorífico superior a 1150 BTU/ft³; y la disminución de la rentabilidad económica ocasionada por la venta de gas rico a la Refinería de Barrancabermeja, ya que los hidrocarburos líquidos no se están aprovechando como fuente de ingresos extra.

Por esta razón, para conseguir la optimización y mejora del proceso llevado a cabo en la Planta de gas El Centro se realiza el presente estudio de ingeniería básica, con nuevas tecnologías que buscan dar soluciones a los problemas anteriormente planteados, de tal forma que sea posible incrementar la eficiencia en la recuperación de los hidrocarburos líquidos y hacer el proceso económicamente más rentable.

1.3. ALCANCE

En la presente monografía se plantea una serie de sistemas de recuperación de hidrocarburos líquidos generados en la corriente de gas de los Campos La Cira, Lisama y Opón de la Gerencia de Operaciones de Desarrollo y Producción de Mares GMA.

Igualmente, se determina la opción más económica y eficiente para la recuperación de hidrocarburos líquidos teniendo en cuenta las condiciones actuales de la planta, con el fin de cumplir con las condiciones establecidas en el Reglamento Único de Transporte para el poder calorífico del gas de venta y generar un valor agregado para Ecopetrol S.A. y para el país.

1.4. OBJETIVOS

1.4.2. Objetivo general. Realizar la ingeniería básica para el recobro de hidrocarburos líquidos en la Planta de gas El Centro ubicada en la ciudad de Barrancabermeja, Santander.

1.4.1. Objetivos específicos

- Realizar la descripción de los fluidos y del proceso actual que se realiza en la Planta de gas El Centro.
- Identificar las tecnologías de recobro de líquidos del gas natural existentes en el mercado, teniendo en cuenta el comportamiento termodinámico del gas y las condiciones de operación requeridas en la Planta de gas El Centro.
- Determinar el proceso y los equipos seleccionados para el recobro de líquidos en el gas de venta de la Planta de gas El Centro.
- Registrar los niveles de recobro de líquidos, así como los requerimientos de energía e insumos para el nuevo proceso.

2. GENERALIDADES

2.1. GAS NATURAL

El gas natural corresponde a una mezcla de hidrocarburos gaseosos más ligera que el agua, la cual es incolora, inodora y no tóxica [4]. Dentro de estos hidrocarburos, el principal componente de la mezcla es el metano (CH_4), el cual es el hidrocarburo de estructura más sencilla y está formado por 4 átomos de hidrógeno enlazados directamente a un átomo de carbono [5]. Además del metano, la mezcla de gases está compuesta generalmente por otros hidrocarburos en menor proporción, como el etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}) o pentano (C_5H_{12}) [1].

La composición química del gas natural varía considerablemente de acuerdo con según su procedencia geográfica y geológica [6]. Además de la variación en la proporción de los diferentes hidrocarburos gaseosos que lo componen, el gas natural puede contener contaminantes como: el anhídrido carbónico o dióxido de carbono (CO_2); nitrógeno (N_2); helio (He); sulfuro de hidrógeno (H_2S); y en casos particulares como los yacimientos de Lacq (Francia) puede llegar a contener compuestos orgánicos azufrados [7, 8].

Así como el carbón o el petróleo crudo, el gas natural es una fuente de energía fósil empleada por décadas para suplir la demanda energética a nivel mundial [1]. El gas natural es considerado un tipo de energía primaria, lo cual significa que puede ser aprovechado directamente de la naturaleza antes de realizar alguna transformación como también ocurre con el petróleo crudo y las fuentes de energía renovables como la solar, la eólica y la geotérmica, entre otras [9].

Dentro de las energías fósiles, el gas natural corresponde al tipo de energía que menor cantidad de residuos y emisiones atmosféricas genera, además de ser el combustible de mayor eficiencia para la obtención de electricidad en las centrales térmicas, con una eficiencia superior al 50% en comparación al petróleo, el uranio y el carbón, cada uno de ellos con eficiencia cercana al 25% [10]. Además de esto, el gas natural puede ser utilizado directamente sin necesidad de ser transformado en energía eléctrica y su transporte y almacenamiento es relativamente más sencillo en comparación al carbón y a los derivados del petróleo [10, 11].

La energía que se extrae del gas natural se encuentra contenida en los enlaces químicos entre los átomos de carbono y de hidrógeno, por lo cual se deben romper estos enlaces mediante una reacción termodinámica de combustión [12]. La combustión es un proceso de oxidación exotérmica de un combustible, que en este caso corresponde al gas natural, en presencia de un agente oxidante que desempeña el papel de comburente, que en este caso es el aire [12]. Esta reacción química produce un desprendimiento de energía en función del poder calorífico, el cual oscila alrededor de 1100 BTU/ft³ de acuerdo con la composición del gas natural [10].

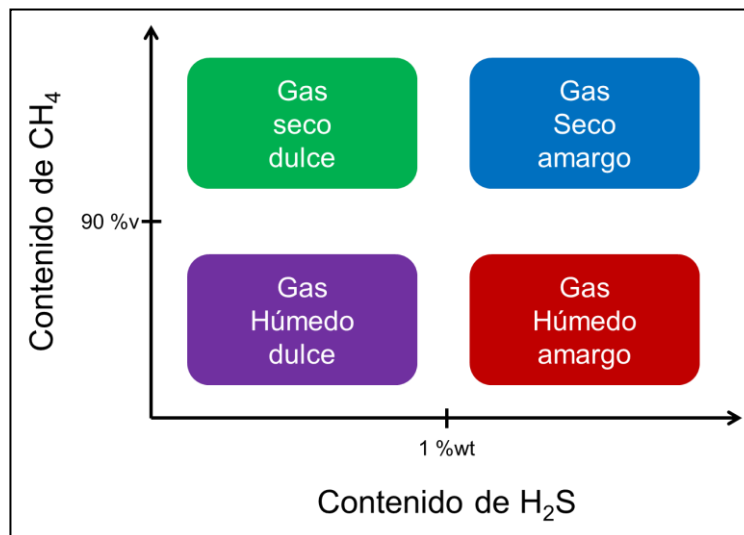
Gracias a estas características, el gas natural es uno de los combustibles más versátiles que puede encontrarse disponible en el mercado durante las últimas décadas. De esta forma, en los últimos años el gas natural ha competido con diferentes fuentes de energía como el petróleo, diésel, gasolina, kerosene, carbón, centrales hidroeléctricas y las fuentes renovables en aplicaciones industriales, de transporte y de generación eléctrica [5].

2.2. CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL

En función de su composición química, el gas natural puede clasificarse de acuerdo con dos criterios. El primer criterio es el porcentaje de hidrocarburos

pesados tales como el etano y aquellos con mayor número de átomos de carbono, los cuales se separan fácilmente en estado líquido por compresión o refrigeración, a partir del cual se clasifica como gas seco o húmedo [13]. Por su parte, el segundo criterio es la cantidad de sulfuro de hidrógeno presente en su composición, el cual le proporciona mayor acidez al gas y lo identifica como dulce (contenido menor al 1 %wt) o amargo (contenido mayor al 1 %wt) [14]. De esta forma, el gas natural puede clasificarse bajo 4 denominaciones como se muestra en la Figura 1:

Figura 1. Clasificación del gas natural.



Fuente: Adaptado de Reinking, 2014 [14].

- **Gas seco dulce**, el cual se compone mayoritariamente de metano y tiene bajo contenido de H₂S.
- **Gas seco amargo**, el cual se compone mayoritariamente de metano y tiene alto contenido de H₂S.
- **Gas húmedo dulce**, el cual presenta alto contenido de hidrocarburos más pesados que el metano y tiene bajo contenido de H₂S.
- **Gas húmedo amargo**, el cual presenta alto contenido de hidrocarburos más pesados que el metano y tiene alto contenido de H₂S.

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 depósitos exclusivos de gas y se denomina gas no asociado.

2.3. ORIGEN DEL GAS NATURAL

Al igual que los demás combustibles fósiles, el gas natural se ha formado en el subsuelo por millones de años a partir de la descomposición en ausencia de oxígeno de la materia orgánica, usualmente en lugares que antiguamente eran cuerpos acuíferos [10]. A medida que transcurría el tiempo, la materia orgánica quedaba atrapada bajo capas de sedimento que elevaron la presión y la temperatura, dando paso a lo que hoy se conocen como combustibles fósiles [13]. Dado que la descomposición se llevó en ausencia de oxígeno, los gases que se desprendieron corresponden a la mezcla de gases que componen el gas natural, el cual se encuentra en depósitos subterráneos usualmente cerca de yacimientos de petróleo [15, 16].

2.4. GAS NATURAL EN COLOMBIA

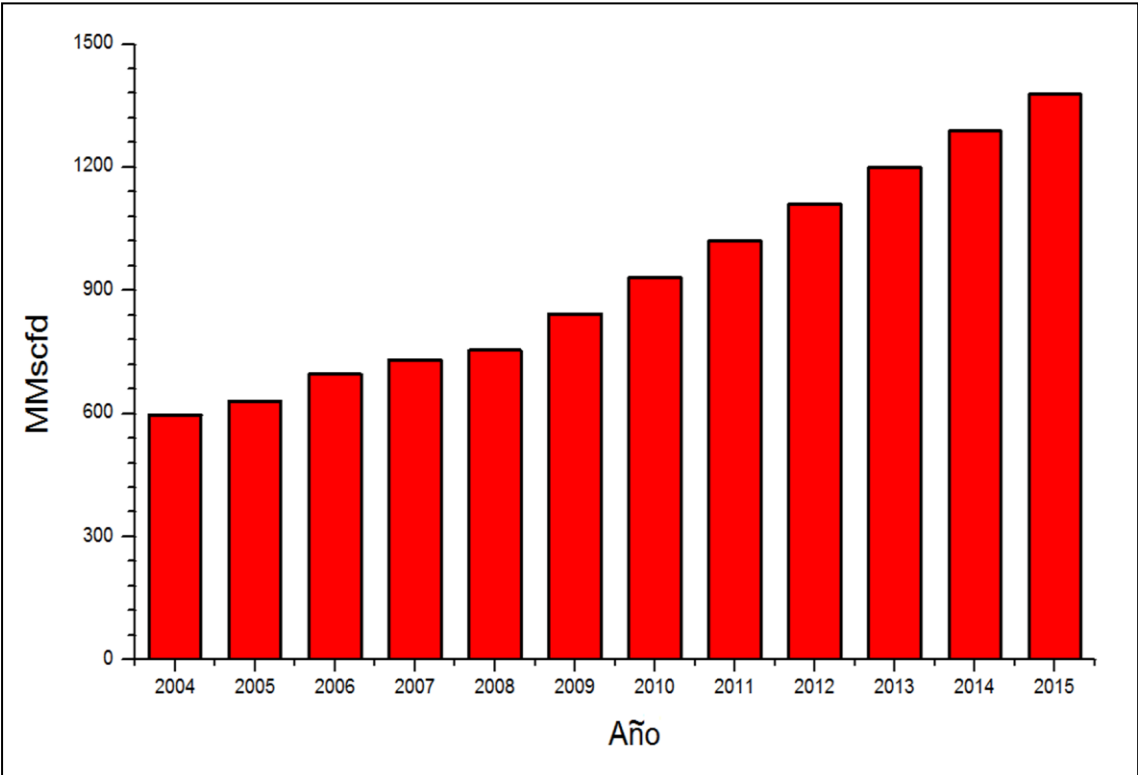
La historia del gas natural en Colombia inicia con el descubrimiento de los campos en Santander, de los cuales era extraído junto con el petróleo, pero en vez de ser aprovechado se enviaba a teas para ser quemado como un subproducto de la explotación petrolera [6]. Sin embargo, en las décadas de 1960 y 1970 se prohibió esta práctica para llevar a las entidades productoras a disminuir la contaminación ambiental y obtener beneficios económicos de este recurso subutilizado [17, 18].

Para la década de 1990, el uso del gas natural fue potenciado en los sectores industrial, comercial, residencial y termoeléctrico a causa de la implementación de

medidas gubernamentales para el remplazo por gas natural de otras fuentes de energía de menor eficiencia, así como un conjunto de facilidades para el sector privado encargado de la construcción de los gasoductos y las plantas de procesamiento de gas [6, 19].

De esta forma, a lo largo de los últimos años el Ministerio de Minas y Energía ha desarrollado diferentes programas y planes de desarrollo para posicionar al gas natural como una fuente de energía eficiente y de bajos niveles de contaminación, de tal forma que pueda beneficiar a los diferentes sectores del país donde el suministro y la prestación del servicio es técnica y económicamente viable [18, 19]. Así, la demanda de gas natural en Colombia ha aumentado durante la última década, como se muestra en la Figura 2, y se proyecta que esta tendencia se mantenga durante los próximos años.

Figura 2. Demanda de gas natural en Colombia.



Fuente: Adaptado de Guevara, 2015 [20].

2.5. LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

Los líquidos del Gas Natural, generalmente abreviados como LGN, corresponden a la mezcla de hidrocarburos que pueden ser separados del gas natural, dentro de los cuales se incluyen el propano, butano, pentano, hexano y otros condensados de mayor peso [20]. Generalmente, estos líquidos se retiran del gas natural para evitar inconvenientes durante su transporte por tuberías y gasoductos, ya que pueden ocasionar taponamientos o fenómenos corrosivos al interior de las líneas de transporte de gas [5, 20]. Así, cuando el gas natural contiene cantidades elevadas de LGN resulta conveniente removerlos para permitir que el gas cumpla con las especificaciones apropiadas para su transporte y uso posterior, aprovechando a la vez el beneficio económico obtenido por la comercialización de los LGN, los cuales tienen un valor comercial mayor que el gas metano [5].

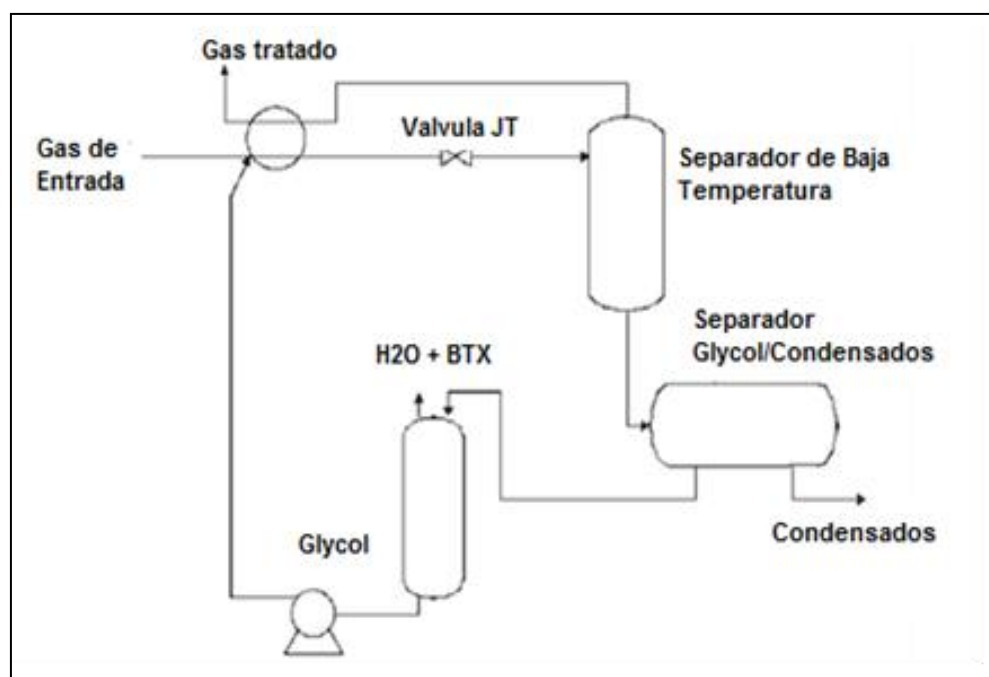
2.6. TECNOLOGÍAS ACTUALES

2.6.1 Separación por expansión Joule–Thomson (J–T). Este proceso es ampliamente utilizado para la recuperación por condensación de los componentes pesados del gas natural, ya que se logran altos rendimientos con un sistema relativamente simple. Como su nombre lo indica, este método se basa en el efecto Joule–Thomson que consiste en el enfriamiento por expansión isoentálpica del gas que pasa a través de una válvula J–T, lo cual permite que el agua y los componentes pesados del gas natural se condensen [20].

Como se muestra en la Figura 3, al gas que ingresa al proceso se le adiciona una corriente de glicol, el cual evita la formación de hidratos durante la reducción de temperatura. Esta mezcla pasa por un intercambiador con el fin de reducir su temperatura y así aumentar la eficiencia de la separación, aprovechando la baja temperatura de la corriente de gas a la cual se le han retirado los líquidos condensables. Una vez el gas pasa por la válvula J–T, el flujo ingresa a un

separador de baja temperatura que remueve los líquidos condensados por la parte inferior del separador. Esta corriente líquida es enviada a un separador para la recuperación del glicol, que es reincorporado al proceso. Finalmente, la corriente de líquidos condensados es tratada y almacenada para su posterior uso o comercialización. Cuando el proceso se realiza con un diferencial elevado de presión a través de la válvula J–T es posible alcanzar temperaturas criogénicas, las cuales garantizan la elevada eficiencia en la extracción de los líquidos condensados [21, 22].

Figura 3. Diagrama del proceso de separación por expansión Joule–Thomson.



Fuente: Adaptado de Mokhatab, Poe y Speight, 2006 [22].

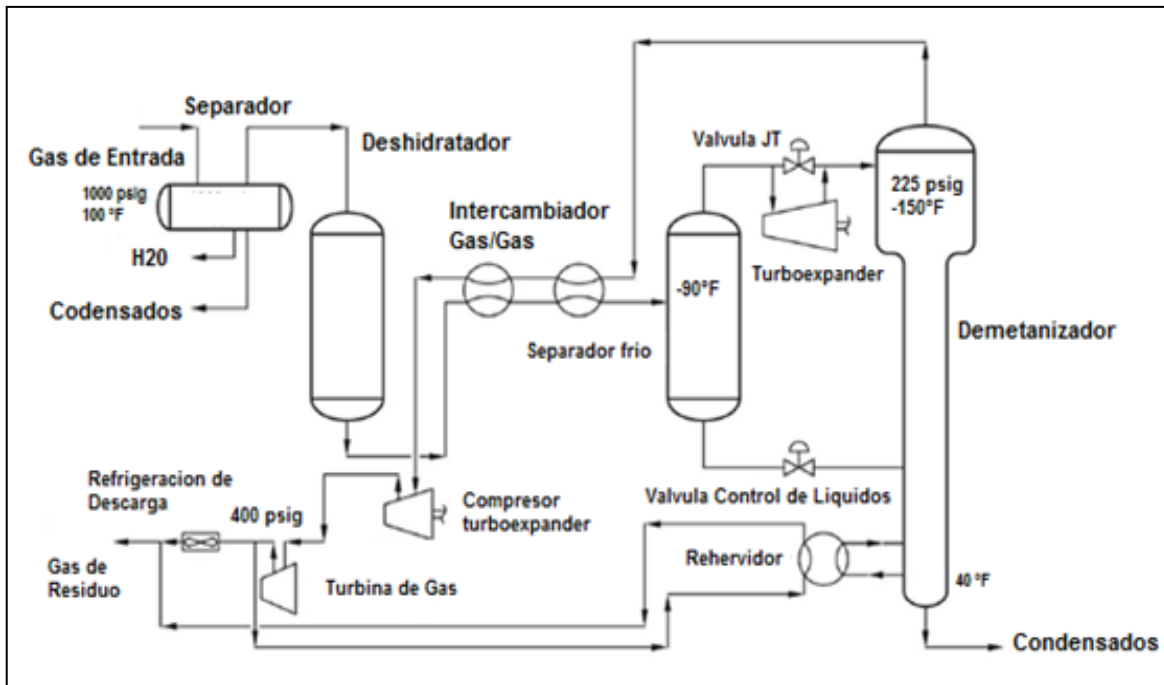
Entre las mayores ventajas del método de expansión J–T se destacan el bajo costo de instalación y mantenimiento de los equipos requeridos para llevar a cabo el proceso, así como la simplicidad del diseño. Además de esto, los porcentajes de recuperación para los diferentes líquidos condensados son relativamente altos: entre 20 y 30 % para etano, superior al 85 % para propano, superior al 90 % para butano y casi 100 % para pentano y otros compuestos de mayor peso [22].

2.6.2. Proceso Turbo Expander. El proceso Turbo Expander se desarrolla pasando el gas por una válvula expander, a alta presión, para mover los alabes de una turbina y generar la transferencia de energía cinética, lo cual resulta en una alta caída de presión y temperatura. Estas condiciones de baja presión y temperatura son las que hacen favorable la condensación de los líquidos. Una de las principales diferencias entre el proceso Turbo Expander y el proceso J–T es que el primero logra una temperatura menor para la separación de los condensados, ya que la energía inicial del gas es suministrada a una turbina en un proceso isentrópico [21, 23].

En la Figura 4 se observa que la corriente de gas que ingresa al proceso pasa inicialmente por un separador trifásico, donde se retira parte del agua y los condensados del gas. Después de esto, la corriente pasa por 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. A continuación, la corriente de gas se dirige a un expansor, donde se reduce la temperatura y la presión por la transferencia de energía cinética hacia el compresor centrífugo. Finalmente, el gas se envía al demetanizador, donde se recupera una corriente líquida de etano y condensados de mayor peso. Finalmente, la corriente de gas, en su mayoría metano, se pasa a través de diferentes procesos para recuperar las condiciones de presión y temperatura necesarias para la comercialización del gas [23, 24].

En este caso, los porcentajes de recuperación para los diferentes líquidos condensados son: superior al 60 % para etano, superior al 90 % para propano y casi 100 % para butano y otros compuestos de mayor peso [21, 22].

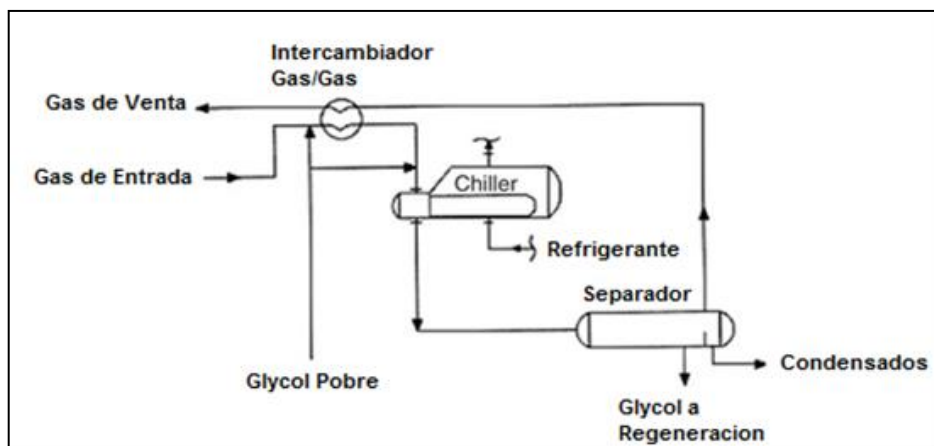
Figura 4. Diagrama del proceso Turbo Expander.



Fuente: Adaptado de Arnold y Stewart, 1999 [23].

2.6.3. Proceso de refrigeración mecánica. Durante este proceso, que se muestra en la Figura 5, se lleva a cabo el enfriamiento de una corriente de gas con alto contenido de componentes pesados empleando un refrigerante como el propano o el freón, siempre y cuando el gas ha sido endulzado y secado previamente. Durante el enfriamiento se debe tener un control preciso de la temperatura para evitar la formación de hidratos, a pesar de la presencia del glicol utilizado para este fin. Una vez se produce la separación por la disminución de la temperatura, los líquidos condensados se recuperan en un separador mientras el gas frío se utiliza para enfriar el gas de alimentación, optimizando la transferencia de calor. Este proceso es uno de los más simples y directos para la recuperación de líquidos del gas natural, empleando un ciclo de refrigeración junto con compresores centrífugos o reciprocantes [25, 26].

Figura 5. Diagrama del proceso de refrigeración mecánica.



Fuente: Adaptado de Mokhatab, Poe y Speight, 2006 [22].

Existen varios refrigerantes disponibles en el mercado para llevar a cabo este proceso, siendo el propano el más utilizado para la recuperación de líquidos del gas natural ya que es de fácil acceso (se produce en la misma planta), bajo costo y una curva de presión de vapor adecuada. Sin embargo, el propano se emplea siempre y cuando el diseño y la instalación funcionen correctamente, debido a que es un compuesto inflamable [25].

En este caso, los porcentajes de recuperación de líquidos condensados son: superior al 85 % para propano, superior al 90 % para butano y casi 100 % para pentano y otros compuestos de mayor peso [21, 23].

2.6.4. Proceso de absorción con aceite pobre. Este es el proceso más antiguo utilizado para la recuperación de líquidos del gas natural, el cual se lleva a cabo poniendo en contacto una corriente líquida de aceite pobre (LO, por sus siglas en inglés Lean Oil) en hidrocarburos con la corriente gaseosa de la cual se desean retirar los productos condensables. Usualmente, el aceite pobre corresponde a una mezcla de compuestos parafínicos con peso molecular entre 100 y 200 g/mol, siendo este uno de los parámetros más importantes debido a que es la base de diseño para los equipos del proceso. Este método es altamente versátil, ya que puede llevarse a cabo a temperatura ambiente para la recuperación de los

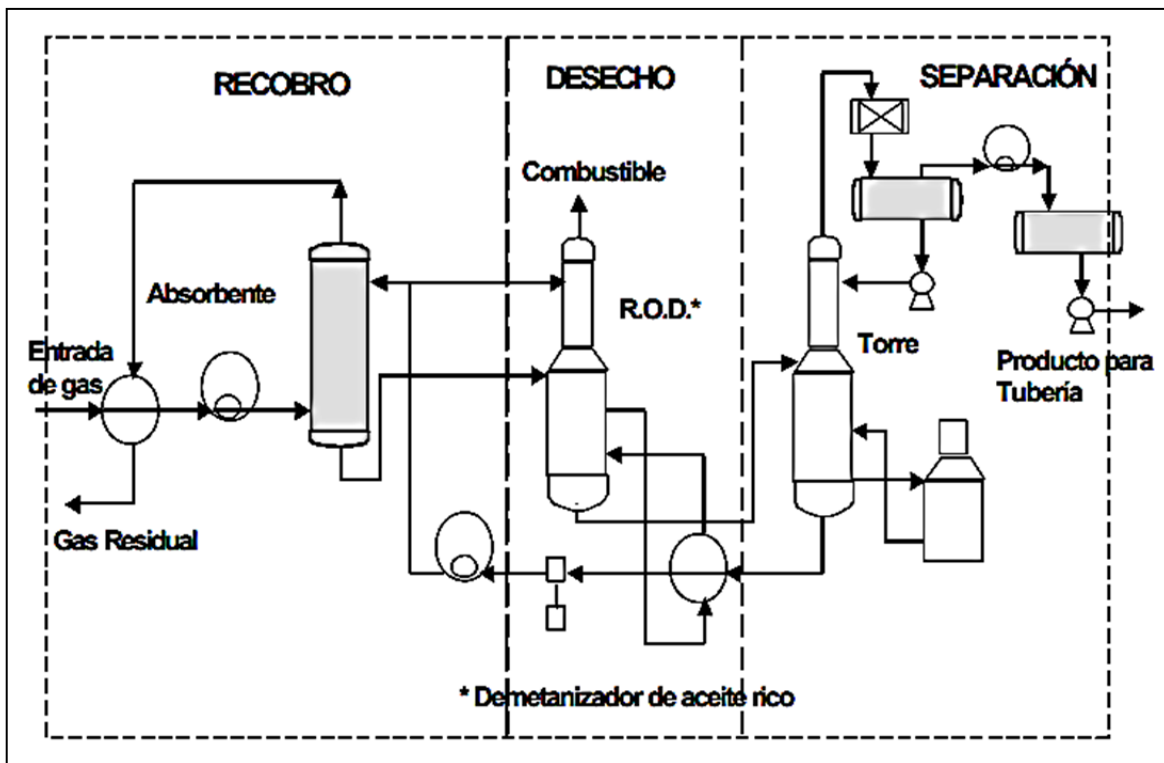
hidrocarburos más pesados como el C₇₊, o a bajas temperaturas para aumentar la eficiencia en la recuperación de hidrocarburos entre C₂ y C₆ [27].

Como se observa en la Figura 6, el gas ingresa a una torre absorbente por la parte inferior, mientras una corriente de aceite pobre a baja temperatura fluye hacia abajo en contracorriente, produciendo el contacto entre los dos fluidos para llevar a cabo la transferencia de los hidrocarburos más pesados del gas. Por su parte, el aceite rico en hidrocarburos pesados se lleva a un demetanizador para recuperar los hidrocarburos livianos que pudieran haber sido absorbidos. Finalmente, la corriente de aceite rico se lleva a un proceso de separación a baja presión, con el fin de retirar los hidrocarburos de la matriz de aceite para ser recuperados como producto final del proceso, mientras el aceite es recirculado al sistema de tratamiento del gas [22].

En este caso, los porcentajes de recuperación de líquidos condensados son: alrededor de 80 % para propano, 90 % para butano y mayor al 98 % para pentano y otros compuestos de mayor peso [21, 23].

2.6.5. Proceso de absorción con TEG–Mejorado. También conocido como proceso TEG–LO por el nombre de sus dos componentes en inglés, Triethylene glicol y Lean Oil, este método consiste en realizar la absorción con aceite pobre en conjunto con trietilenglicol a través de la interacción de una corriente líquida con estos dos componentes con la corriente de gas que se desea tratar, la cual puede llegar a ceder la mayor parte de los componentes pesados a la fase líquida y aprovechar el beneficio económico de los líquidos condensados [28, 29].

Figura 6. Diagrama del proceso de absorción con aceite pobre.



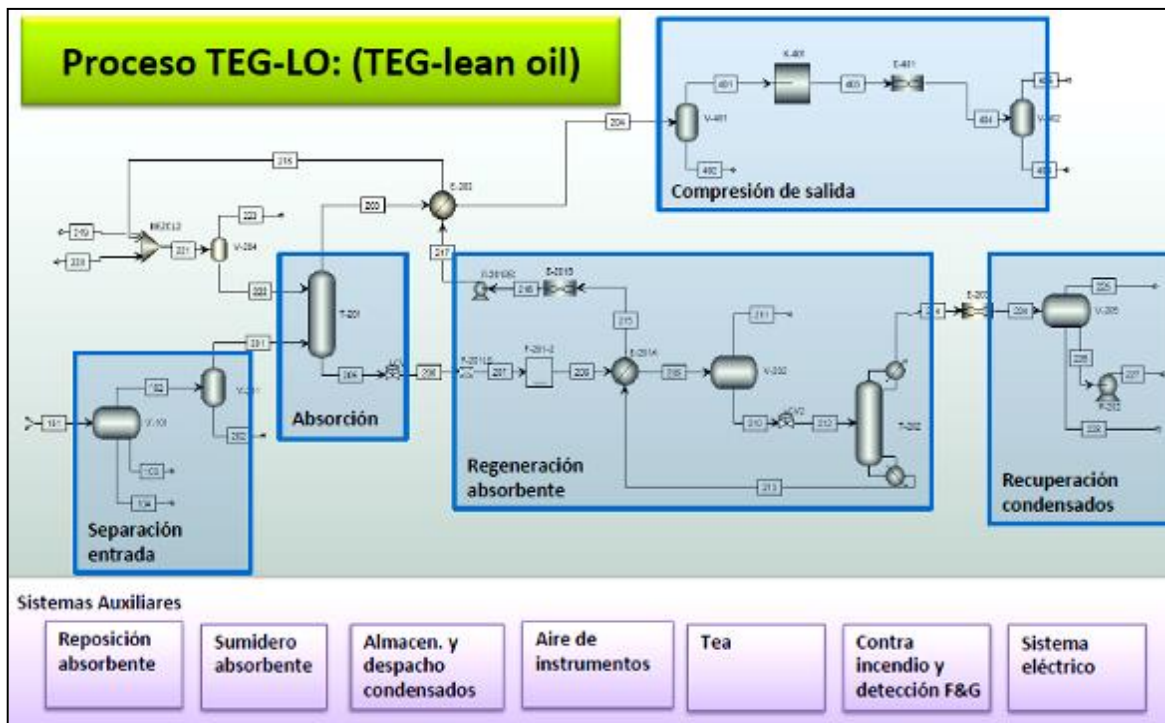
Fuente: Adaptado de Barrientos, 2016 [27].

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 (WDP por sus siglas en inglés Water Dew Point) asociado al contenido total de agua en el gas; y el punto de rocío por hidrocarburos (HCDP por sus siglas en inglés Hydrocarbon Dew Point) asociado a la presencia hidrocarburos C_5+ en la composición del gas natural. Así, además de los procesos necesarios para la recuperación de los hidrocarburos líquidos de gas natural, se hace necesario la remoción del agua contenida en la corriente gaseosa, lo cual se realiza generalmente empleando la absorción en contracorriente con un glicol [30].

Por esta razón, la tecnología de absorción con TEG–Mejorado que se muestra en la Figura 7 permite la optimización técnica y económica del tiempo y la infraestructura del proceso, ya que se utiliza un aditivo desarrollado en el Instituto

Colombiano del Petróleo – ICP combinado con el trietilenglicol para llevar a cabo en simultáneo los procesos de deshidratación y acondicionamiento de HCDP. Una de las mayores ventajas de esta tecnología es no requiere la adquisición y montaje de equipos costosos para ser implementada, por lo cual su instalación es rápida y eficiente [28].

Figura 7. Diagrama del proceso de absorción con TEG–Mejorado.



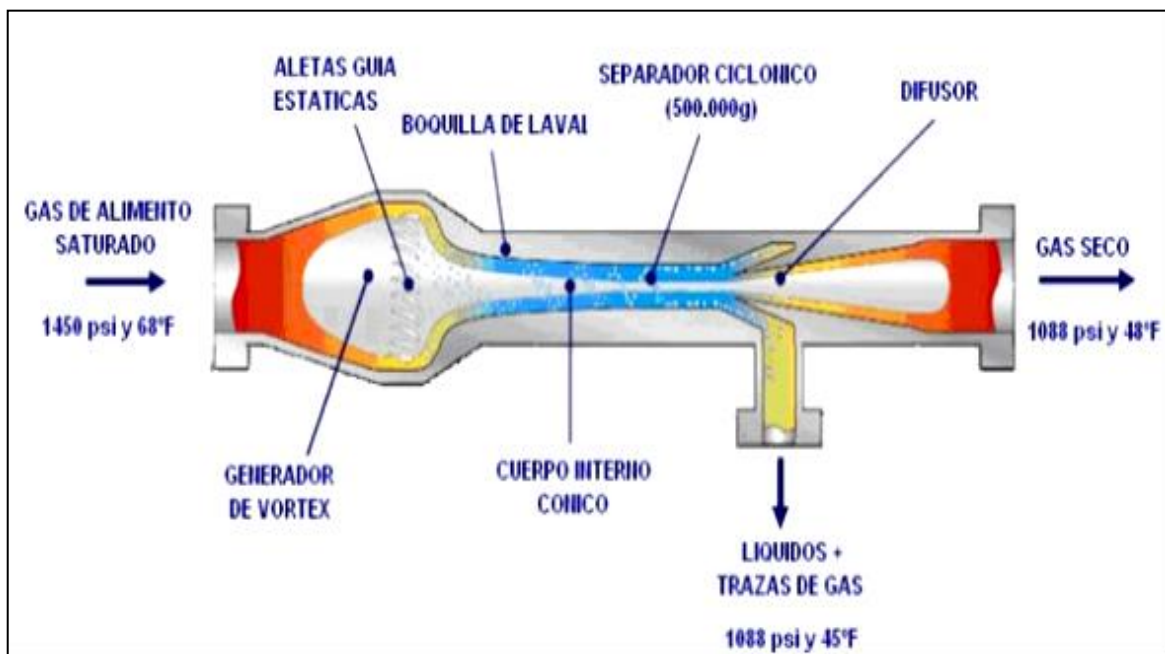
Fuente: Adaptado de Aránea, Domínguez y Perugachi, 2012 [28].

2.7. TECNOLOGÍAS EMERGENTES

Las tecnologías emergentes son cada vez más una realidad, y se ve reflejada hoy en día con la gran cantidad de investigaciones que buscan desarrollar nuevos procesos eficientes y de bajo costo, los cuales tienen como propósito innovar y mejorar la calidad de sus productos, como las que se describen a continuación.

2.7.1 Tecnología Twister. La tecnología Twister fue desarrollada para hacer parte del mercado en los procesos de separación de líquidos, con el fin de reemplazar las válvulas de expansión J–T y los turbo expansores. El proceso llevado a cabo con la tecnología Twister consiste en pasar la corriente que se desea tratar a través de una boquilla supersónica como la que se observa en la Figura 8, en la cual se reduce la presión y se forma líquido mediante una gran fuerza centrífuga. El movimiento centrífugo obliga a que el líquido formado sea dirigido hacia las paredes de la boquilla, donde es retirado del sistema. Una vez tratado, el gas se expande en una boquilla difusora con el objetivo de elevar la presión, recuperando entre 70 y 80 % de la presión inicial de entrada, dando como resultado un proceso de elevada eficiencia isentrópica, cercana al 90 % [21, 31, 32].

Figura 8. Diagrama esquemático de una válvula Twister.

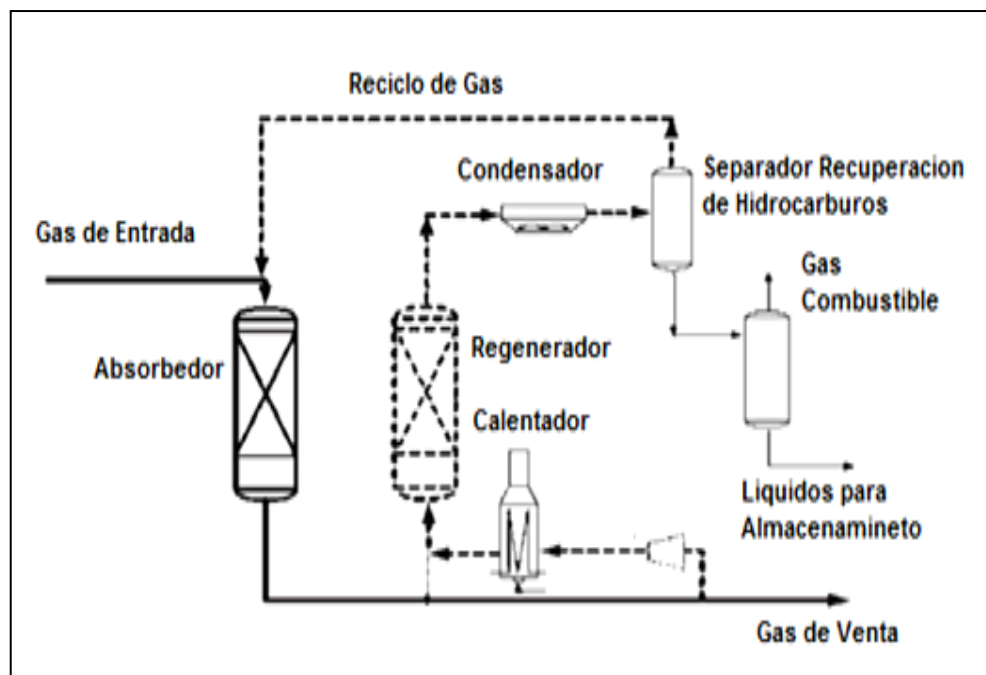


Fuente: Mokhatab, Poe y Speight, 2006 [22].

2.7.2 Tamiz molecular. El proceso de absorción con tamiz molecular que se muestra en la Figura 9, también conocido como absorción con lecho sólido, es un

método de separación que permite la recuperación de los líquidos condensados de gas natural mediante la captura de aquellas moléculas cuyo diámetro es mayor que el tamaño de poro del tamiz. Una vez que el gas que se desea tratar pasa a través del tamiz, las moléculas de hidrocarburos pesados quedan retenidas en el tamiz y se recuperan por enfriamiento o condensación. Después de que se recuperan los hidrocarburos pesados, se lleva a cabo un proceso de regeneración del tamiz haciendo fluir a través de este una corriente de gas de reciclo calentado. Así, la recuperación de los hidrocarburos condensables puede llegar a ser altamente eficiente en función del diámetro del poro del tamiz molecular, por lo cual este es uno de los procesos más eficientes en la recuperación de condensables, especialmente en el caso del etano [21, 22].

Figura 9. Diagrama de una planta de absorción con tamiz molecular.



Fuente: Mokhatab, Poe y Speight, 2006 [22].

Dentro de las mayores ventajas del proceso de absorción con tamiz molecular se destacan: la posibilidad de ser usado para tratar corrientes de gas a alta presión; la capacidad de recuperar el 98 % del propano y hasta un 60 % de etano; y la

versatilidad del proceso para ser adaptado e implementado en la remoción de los componentes ácidos del gas como el CO_2 y el H_2S [22].

Sin embargo, esta tecnología presenta algunas desventajas, entre las cuales se destacan: el elevado costo de los equipos cuando el proceso se desea realizar a altas presiones; el alto costo del tamiz molecular, el cual tiene vida útil entre 5 y 6 años; y la rápida saturación de la torre de absorción en comparación al tiempo que tarda el proceso de regeneración [22].

3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE GAS EL CENTRO

3.1. PLANTA DE GAS EL CENTRO

En el año 1956, en el corregimiento El Centro del municipio de Barrancabermeja se construyó la Planta de procesamiento de gas con una capacidad inicial de 10 MMPCSD (millones de pies cúbicos estándar por día). Después de ser ampliada y reubicada, la capacidad final de la planta equivale a 47 MMPCSD, mientras que en 1991 se realiza la automatización industrial y actualización de la instrumentación, realizando el monitoreo y control desde un cuarto de control unificado.

Los estudios realizados en nuevos yacimientos en el campo Opón estimaron que la producción de gas sería cercana a los 110 MMPCSD, por lo cual se realizó la ampliación de la planta para cubrir esta capacidad. Sin embargo, la producción real del campo decayó rápidamente a 1 MMPCSD. Adicional a las corrientes de gas provenientes del campo Opón, a la Planta de Gas El Centro que se muestra en la Figura 10 ingresan las corrientes producidas en los campos Lisama y La Cira, cuyos niveles de producción actual equivalen a 5 MMPCSD y 4 MMPCSD, respectivamente, con lo cual el flujo de operación real en la actualidad de la planta oscila entre 9 y 10 MMPCSD.

De esta forma, la operación que se lleva a cabo en la Planta de Gas El Centro se encuentra por debajo del 10% de la capacidad mínima operacional (Turndown). A causa de esto, sobre la corriente de gas de la planta no se aplica el fraccionamiento de blancos, por lo cual no se aprovecha el beneficio económico que estos condensados representan.

Figura 10. Planta de proceso de gas El Centro.



Así, desde el mes de noviembre de 2015 la planta de proceso opera de forma parcial debido a que no se alcanza la carga mínima de 12 MMPCSD de gas necesarios para que la separación de productos blancos sea económicamente rentable. De esta forma, 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, manteniéndose en el gas los líquidos condensables como el propano, butano y la gasolina natural, entre otros. Este gas, rico en hidrocarburos más pesados que el metano, tiene 3 usos diferentes: como gas domiciliario en el corregimiento El Centro; como combustibles para equipos de la planta; y como gas de venta para la Refinería de Barrancabermeja. La distribución de las áreas de proceso de la Planta de Gas El Centro se muestra en la imagen panorámica de la Figura 11.

El diagrama de bloques de la Figura 12 muestra la ruta que sigue el gas recibido por la Planta de Gas El Centro, proveniente de los campos Lisama, La Cira y Opón, y los procesos que se llevan a cabo. Aquí se observa que las corrientes provenientes de los campos se unifican, y la corriente resultante ingresa a la torre de separación C-211 seguido de la torre absorbidora C-1, la cual actualmente opera únicamente como torre de separación y se encarga del control de presión, de tal forma que todo el proceso se realice a 500 psig. Finalmente, el gas pasa por la unidad de secado en donde se retira el agua contenida en el gas hasta alcanzar un valor entre 1 y 4 Lbs/MMPCSD.

El gas de salida de la planta se considera un gas seco rico en hidrocarburos debido a que no se lleva a cabo ninguna operación para retirarlos, y bajo estas especificaciones se comercializa como: gas domiciliario en el corregimiento El Centro; y como gas de venta para la Refinería de Barrancabermeja, además de ser usado como combustible para el funcionamiento interno de la planta.

3.3. CORRIENTES DE ENTRADA A LA PLANTA DE GAS EL CENTRO

Las estaciones Lisama y El Centro de la Gerencia de Operaciones de Desarrollo y Producción de Mares GMA reciben el crudo con gas asociado de los pozos del Campo Lisama, La Cira Infantas y Opón. En las respectivas estaciones se realiza la separación de la mezcla de crudo y gas, donde el crudo se lleva a diversos procesos de tratamiento mientras el gas es enviado a las compresoras Lisama y El Centro. Una vez alcanza la presión indicada, el gas es enviado a la Planta de gas El Centro para continuar con su procesamiento.

La caracterización de las corrientes de entrada a la Planta de Gas El Centro se realizó en el laboratorio de la planta mediante cromatografía, a partir de muestras extraídas en el mes de abril de 2018, cuyos resultados se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. Composición del gas de entrada a la Planta de gas El Centro.

Composición	Lisama	La Cira	Opón	Unificada
C₁	80.347	81.406	92.023	82.562
C₂	9.266	4.715	4.364	7.041
C₃	4.619	2.618	1.268	3.448
IC₄	0.780	1.136	0.260	0.809
NC₄	2.577	1.066	0.325	1.738
IC₅	0.407	0.471	0.106	0.379
NC₅	0.370	0.326	0.092	0.311
C₆₊	0.391	2.681	0.446	1.122
O₂	0.000	0.000	0.000	0.000
N₂	0.317	1.280	0.119	0.589
H₂	0.000	0.163	0.000	0.051
CO	0.000	0.000	0.000	0.000
CO₂	0.924	4.137	0.996	1.949
H₂S	0.000	0.000	0.000	0.000
Propiedades				
Gravedad Específica	0.730	0.762	0.622	0.723
GPM (gal. de líquido en 1000 ft ³ de gas)	3.048	2.512	0.808	2.518
Poder Calorífico Neto	1134.62	1091.45	981.44	1096.323
Poder Calorífico Bruto	1138.73	1095.56	983.92	1100.171

3.4. CORRIENTES DE SALIDA A LA PLANTA DE GAS EL CENTRO

3.4.1. Productos. Durante la operación normal, en la Planta de gas El Centro se obtienen como productos: gas seco pobre, gas seco rico, propano, butano y gasolina natural. Sin embargo, en la actualidad en la planta solo se lleva a cabo la deshidratación del gas, luego el único producto es el gas seco rico. Por esta razón, los resultados mostrados en la Tabla 2 corresponden a finales del año 2017 para el gas rico seco, mientras los resultados del gas pobre deshidratado y de los líquidos condensados fueron registrados a finales del año 2015.

Tabla 2. Composición de los productos de la Planta de gas El Centro.

Composición	Gas seco rico (2017)	Gas seco pobre (2015)	Propano (2015)	Butano (2015)	Gasolina (2015)
C ₁	83.188	90.204	–	–	–
C ₂	6.986	6.809	10.014	–	–
C ₃	3.507	0.601	82.078	7.989	–
IC ₄	0.884	0.042	5.749	29.266	–
NC ₄	1.232	0.049	2.120	52.739	–
IC ₅	0.421	0.016	0.039	7.179	14.267
NC ₅	0.359	0.013	–	2.827	24.165
C ₆₊	0.743	0.003	–	–	61.568
O ₂	0.000	0.013	–	–	–
N ₂	0.610	0.762	–	–	–
H ₂	0.000	0.000	–	–	–
CO	0.000	0.000	–	–	–
CO ₂	2.070	1.488	–	–	–
H ₂ S	0.000	0.000	–	–	–
Propiedades					
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 ³ de gas)	2.334	0.256	–	–	–
Poder Calorífico Neto real [BTU/ft ³]	1075.99	950.598	–	–	–
Poder Calorífico Neto ideal [BTU/ft ³]	1079.56	948.357	–	–	–
Temperatura crítica y presión crítica C ₆₊	913.70 °R 21 Kpa				
Fracción Molar C ₆₊ Peso molecular °API a 60 °F	0.0067 130 g/mol 51 – 63.9				

Como se puede observar en la Tabla 1, el gas que ingresa a la planta para tratamiento corresponde generalmente a un gas rico en hidrocarburos

condensables. Así, el gas obtenido después del proceso de deshidratación con trietilenglicol corresponde a un gas rico seco, el cual presente un contenido de agua menor a 4 lb/MMPCSD. Por su parte, la unidad de secado tiene la capacidad de procesar 12 MMPCSD de gas a las condiciones actuales de operación, que corresponden a 500 psig de presión y 120 °F de temperatura. Así, en la Tabla 3 se resumen las especificaciones de calidad de la corriente de salida para las condiciones de operación descritas anteriormente.

Tabla 3. Especificaciones de calidad del gas obtenido en la unidad de secado de la Planta de gas El Centro.

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

Existen diferentes aplicaciones para el gas obtenido, dentro de las cuales se destacan: combustible para consumo interno de la planta; gas domiciliario y de proceso; gas de venta para la Refinería de Barrancabermeja, deshidratadoras, zona industrial, autogeneración copower Centro y la comunidad del corregimiento de El Centro; y para el caso de la compresora Lisama a San Vicente, autogeneración copower Lisama, y el caserío de La Fortuna.

3.4.2. Subproductos. En la Planta de gas El Centro, cuando el proceso no se lleva a cabo en su totalidad, el condensado obtenido se considera como subproducto debido a que no es despachado como gasolina sino como producto no terminado que viene de los diferentes equipos de proceso, maquinas compresoras y líneas hacia los tanques acumuladores de condensado D-416 y D-106. La composición del condensado obtenido se presenta en la Tabla 4.

Tabla 4. Composición del condensado.

Composición	
C₁	–
C₂	–
C₃	2.597
IC₄	3.242
NC₄	9.563
IC₅	10.378
NC₅	12.079
C₆₊	62.141
Propiedades	
Gravedad Especifica	0.683
Densidad	5.693

3.5. BALANCE VOLUMÉTRICO

El balance volumétrico permite establecer que los flujos de materia de entrada y salida de la planta son aproximadamente iguales, como es de esperar de acuerdo con la ley de conservación de la materia, empleando los valores promedios correspondientes al año 2017.

Así, como se observa en la Figura 13 y se resume en la Tabla 5, las sumatorias obtenidas para la entrada y salida del proceso son relativamente iguales, donde las diferencias corresponden a las pérdidas por compresión, quema en la TEA, recirculación y condensación parcial de algunos líquidos.

Figura 13. Balance de material actual aproximado de la Planta de gas El Centro.

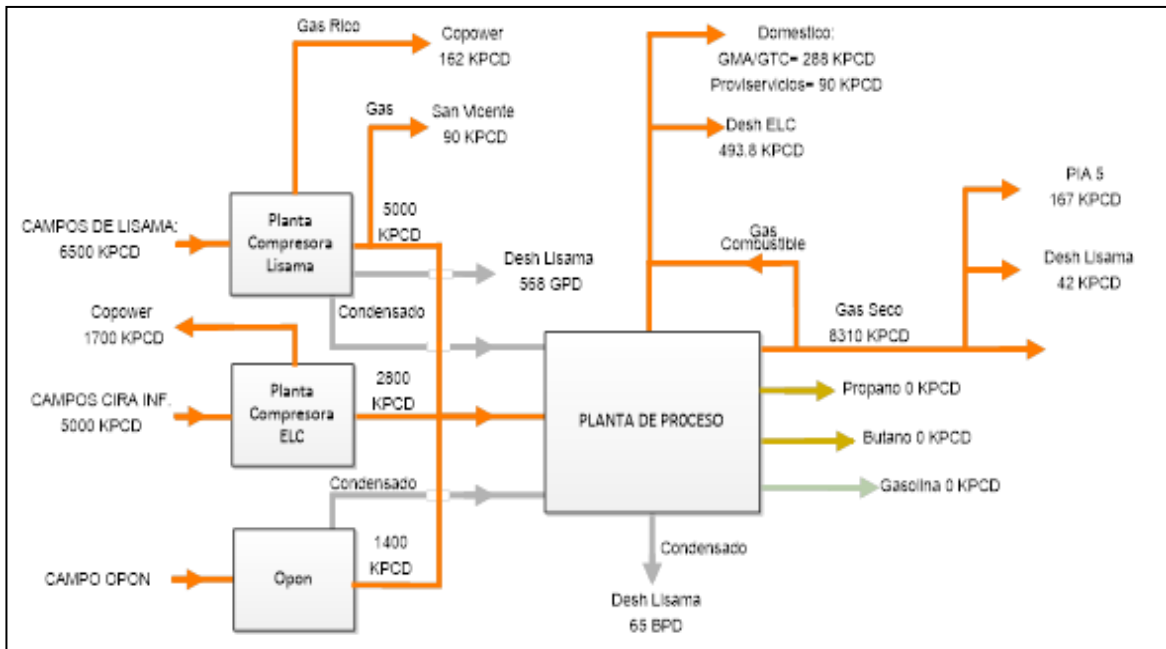


Tabla 5. Balance de material actual aproximado de la Planta de gas El Centro.

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
TOTAL	KPCD	12 900	TOTAL	KPCD	11 343

4. COMPORTAMIENTO TERMODINÁMICO DE LAS CORRIENTES DE GAS

A la Planta de Gas El Centro ingresan 3 corrientes de gas para ser tratadas, las cuales provienen de los campos Lisama, La Cira y Opón. Con el fin de conocer las propiedades de estas corrientes de gas, se realizó una recolección de datos de volumen de flujo, análisis de las propiedades y caracterización por cromatografía para cada una de las corrientes independientes, así como de la corriente resultante de la unificación de las 3. Los análisis de cromatografía se realizaron con presión y temperatura bases de 14.65 psi y 60 °F, respectivamente, y se llevaron a cabo en el laboratorio de petróleos de la Gerencia de Operaciones de Desarrollo y Producción de Mares GMA con muestras tomadas en abril de 2018.

4.1. CORRIENTE DEL CAMPO LISAMA

Como se muestra en la Figura 14, desde el campo Lisama llega una corriente de gas con flujo promedio de 5278 KPCD, el cual corresponde a un gas rico compuesto en su mayoría por metano con un contenido relativamente alto de otros hidrocarburos, como se observa en la Tabla 6. Además de esto, también es posible identificar cantidades muy pequeñas de dióxido de carbono y nitrógeno en ausencia de sulfuro de hidrógeno, por lo cual el gas puede ser considerado dulce.

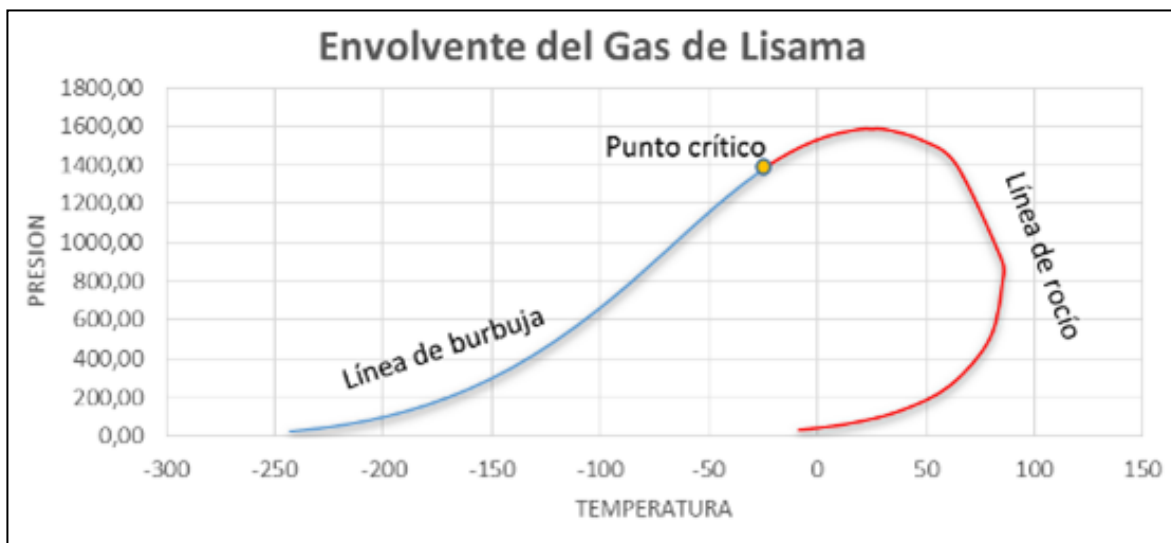
Figura 14. Punto de entrada de la corriente de gas Lisama.



Tabla 6. Composición y propiedades del gas Lisama.

Composición		Propiedades	
C₁	80.347	Gravedad Especifica	0.72885
C₂	9.266	Densidad [lbs/ft ³]	0.05562
C₃	4.619	Peso molecular	21.03308
IC₄	0.780	GPM	3.048
NC₄	2.577	BTU Neto Ideal	1133.9858
IC₅	0.407	BTU Neto Real	1138.089
NC₅	0.370	BTU Bruto Ideal	1246.3340
C₆₊	0.391	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O₂	0.000	BTU Bruto Real	1250.843
N₂	0.317	Factor de compresibilidad	0.99639
H₂	0.000		
CO	0.000		
CO₂	0.924		
H₂S	0.000		
TOTAL	100.000		

Figura 15. Envoltente del gas Lisama.



Por su parte, en la Figura 15 se representa la envolvente del gas del campo Lisama en la corriente de entrada a la planta, donde la línea de burbuja (color azul) indica las condiciones a las cuales se produce la formación de la primera burbuja de gas de la mezcla hidrocarburo proveniente del campo Lisama. La línea de burbuja inicia en condiciones de presión y temperatura de 26.17 psi y -242.9 °F, respectivamente, y se extiende hasta el punto crítico que se produce a condiciones de 1375.3 psi y -25.22 °F.

La línea de rocío (color rojo) indica las condiciones a las cuales se produce la formación de la primera gota de líquido en la mezcla de hidrocarburos del campo Lisama (atravesando la línea de derecha a izquierda). Esta línea inicia en el punto crítico y finaliza a condiciones de presión y temperatura de 29.39 psi y -8.3 °F, respectivamente. De esta forma, la envolvente de gas permite confirmar la existencia de una mezcla bifásica de hidrocarburos al interior de la envolvente, teniendo en cuenta que las condiciones máximas de presión y temperatura a las cuales las fases líquida y gaseosa coexisten es a 1585.6 psi y 85.6 °F.

4.2. CORRIENTE DEL CAMPO LA CIRA

En la Figura 16 se observa el punto de entrada de la corriente de gas La Cira a la Planta de gas El Centro, la cual consiste en un gas húmedo que requiere de un proceso preliminar de compresión antes de ser incorporado a las demás corrientes. El flujo promedio de gas recibido del campo La Cira es de 3299 KPCD, y su composición es semejante a la composición del gas Lisama, como se muestra en la Tabla 7.

Igualmente, en la Figura 17 se presenta la envolvente para el gas proveniente del campo La Cira, el cual fue previamente comprimido en la misma planta. La línea de burbuja (color azul) se extiende desde condiciones de presión y temperatura de 28.7 psi y -249.2 °F hasta el punto crítico, ubicado a 1254 psi y -50.77 °F. Por su

parte la línea de rocío (color rojo) inicia en el punto crítico y finaliza a condiciones de 29.39 psi y $-10.6\text{ }^{\circ}\text{F}$, mientras las condiciones máximas de coexistencia de la mezcla bifásica gas/líquido corresponden a 1612.51 psi y $77.98\text{ }^{\circ}\text{F}$.

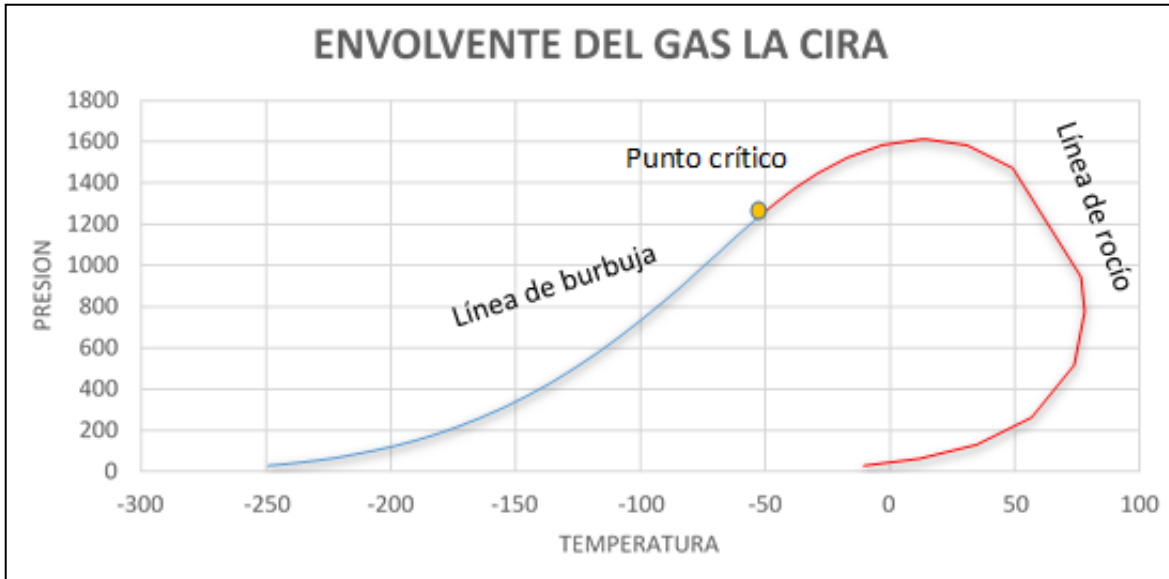
Figura 16. Punto de entrada de la corriente de gas La Cira.



Tabla 7. Composición y propiedades del gas La Cira.

Composición		Propiedades	
C₁	81.406	Gravedad Especifica	0.71903
C₂	4.715	Densidad [lbs/ft ³]	0.05488
C₃	2.618	Peso molecular	20.75834
IC₄	1.136	GPM	2.5126
NC₄	1.066	BTU Neto Ideal	1034.07082
IC₅	0.471	BTU Neto Real	1037.38575
NC₅	0.326	BTU Bruto Ideal	1138.09321
C₆₊	2.681	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O₂	0.000	BTU Bruto Real	1141.74161
N₂	1.280	Factor de compresibilidad	0.99680
H₂	0.163		
CO	0.000		
CO₂	4.137		
H₂S	0.000		
TOTAL	100.000		

Figura 17. Envoltente del gas La Cira.



4.3. CORRIENTE DEL CAMPO EL OPÓN

Como se puede observar en la Figura 18, el gas proveniente del campo Opón ingresa inicialmente a un “Slug Catcher” que se encarga de remover la arena y el material particulado contenido en el gas. Este proceso preliminar se hace necesario debido a que este yacimiento se encuentra sobre presionado, lo cual genera el desprendimiento de arenas durante su extracción. Después de este proceso, el gas Opón pasa por un tren de estabilización para sustraer los condensados líquidos que ya se encuentran presentes en la corriente. El flujo promedio de gas proveniente de este campo es de 1523 KPCD, y es considerado un gas pobre ya que presenta un contenido de metano superior al 92 % como se muestra en la Tabla 8. Por su parte, en la Figura 19 se muestra la envoltente para el gas del campo Opón, el cual comprimido antes de ser transportado hasta la Planta de gas El Centro. La línea de burbuja (color azul) inicia a condiciones de presión y temperatura de 27.63 psi y -242.6 °F, y finaliza en el punto crítico localizado en 932.7 psi y -82.2 °F. De igual forma, la línea de rocío (color rojo) se extiende desde el punto crítico hasta las condiciones de 29.39 psi y -23.9 °F,

siendo 1373.7 psi y 44.01 °F las condiciones máximas de coexistencia de las fases líquida y gaseosa.

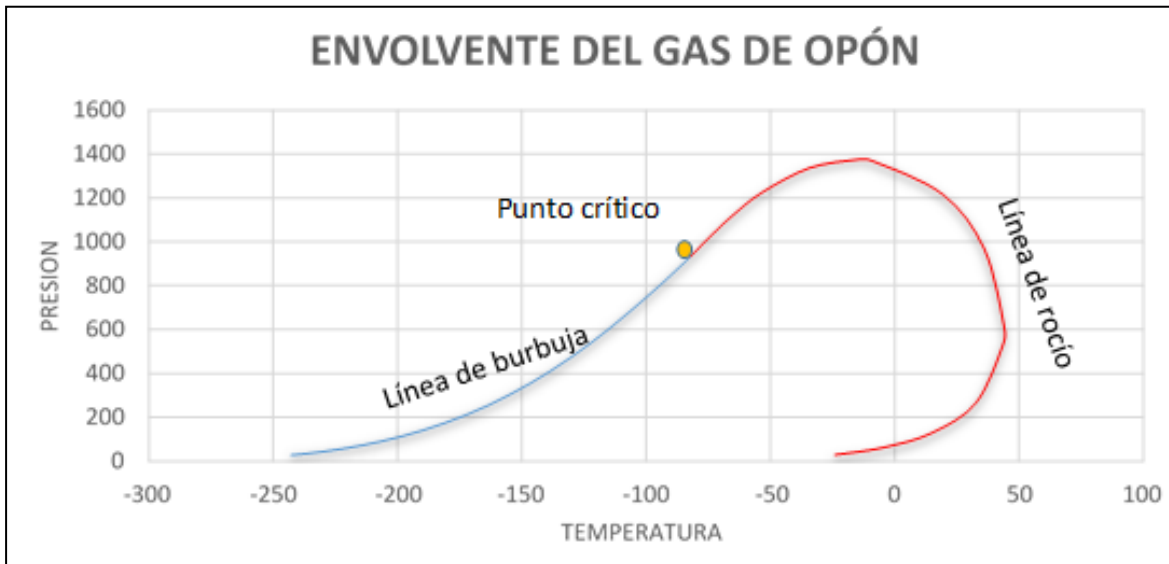
Figura 18. “Slug Catcher” de entrada de la corriente de gas Opón.



Tabla 8. Composición y propiedades del gas Opón.

Composición		Propiedades	
C₁	92.023	Gravedad Especifica	0.624
C₂	4.364	Densidad [lbs/ft ³]	0.048
C₃	1.268	Peso molecular	18.018
IC₄	0.260	GPM	0.854
NC₄	0.325	BTU Neto Ideal	984.552
IC₅	0.106	BTU Neto Real	987.052
NC₅	0.092	BTU Bruto Ideal	1086.746
C₆₊	0.446	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O₂	0.000	BTU Bruto Real	1089.506
N₂	0.119	Factor de compresibilidad	0.997
H₂	0.000		
CO	0.000		
CO₂	0.996		
H₂S	0.000		
TOTAL	100.000		

Figura 19. Envoltente del gas Opón.



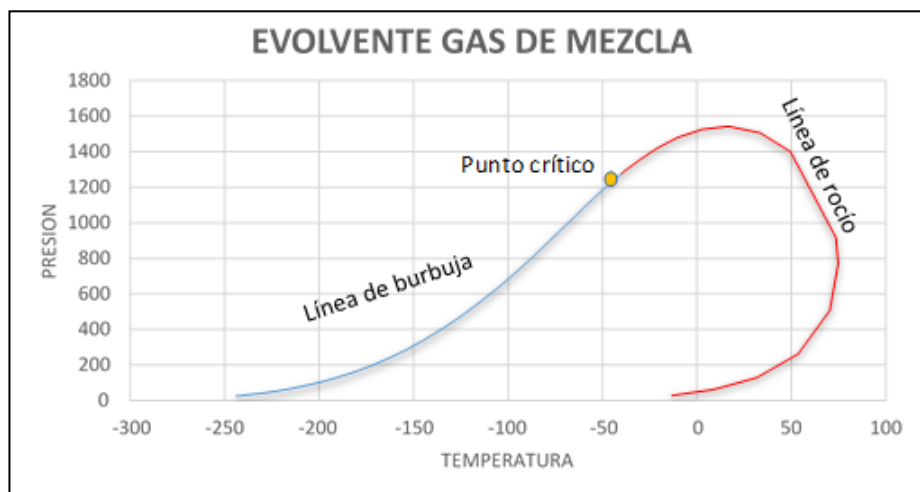
4.4. CORRIENTE UNIFICADA

Finalmente, la composición de corriente de gas que resulta al mezclar las corrientes de los campos Lisama, La Cira y Opón se presenta en la Tabla 9, donde se observa que el gas resultante es considerado rico y guarda un alto grado de similitud con los gases Lisama y La Cira, debido a que el flujo recibido desde estos campos es significativamente mayor en comparación al flujo del campo Opón. Esta corriente unificada de gas corresponde al gas que se procesa en la Planta de gas El Centro, y que permite la obtención final de los productos anteriormente descritos. Por último, en la Figura 20 se presenta la envoltente del gas de mezcla, es decir, de la corriente resultante al unificar los gases provenientes de los 3 campos productores. Así, la línea de burbuja (color azul) tiene su punto inicial a presión de 25 psi y temperatura de -239 °F, y su punto final corresponde al punto crítico a condiciones de 1278.5 psi y -39.6 °F. Igualmente, la línea de rocío (color rojo) inicia en el punto crítico y finaliza a condiciones de 29.4 psi y -13.3 °F, mientras el punto cricondentérmico (de temperatura máxima) se ubica a 74.9 °F y el punto cricondenbárico (de máxima presión) se encuentra a 1542 psi.

Tabla 9. Composición y propiedades de la corriente de gas unificada.

Composición		Propiedades	
C₁	82.562	Gravedad Especifica	0.72305
C₂	7.041	Densidad [lbs/ft ³]	0.05366
C₃	3.448	Peso molecular	20.29442
IC₄	0.809	GPM	2.5186
NC₄	1.738	BTU Neto Ideal	1097.16582
IC₅	0.379	BTU Neto Real	1100.82144
NC₅	0.311	BTU Bruto Ideal	1207.00608
C₆₊	1.122	Densidad del aire (@S.C.)	0.0763184
O₂	0.000	BTU Bruto Real	1211.02767
N₂	0.589	Factor de compresibilidad	0.99668
H₂	0.051		
CO	0.000		
CO₂	1.949		
H₂S	0.000		
TOTAL	100.000		

Figura 20. Envoltente de la corriente de gas unificada.



5. EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS PARA LA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

De acuerdo con las condiciones actuales de la Planta de gas El Centro, así como el comportamiento termodinámico de las diferentes corrientes del proceso, se establecen los criterios de selección empleados para evaluar las ventajas y desventajas de las diferentes tecnologías disponibles en el mercado para la recuperación de líquidos del gas natural. Esta evaluación se realiza mediante un “screening” de cada una de las tecnologías, asignando una calificación para cada uno de los criterios de selección. Con base en estos resultados se selecciona la tecnología de mayor calificación, para ser implementada y puesta a prueba.

5.1. CRITERIOS DE SELECCIÓN

Los criterios de selección que se muestran en la Tabla 10 se establecieron de acuerdo con: el análisis del proceso operacional actual; las condiciones locativas de la planta; y las propiedades del gas tratado en la Planta de gas El Centro. Esta información fue recopilada con apoyo de los ingenieros de procesos, supervisores, técnicos de pantalla y operadores que actualmente laboran en la planta.

Tabla 10. Criterios para la selección de la tecnología de recuperación de líquidos del gas natural.

Criterio	Descripción
Composición del gas	El gas por tratar proviene de los campos Lisama, La Cira y Opón, y corresponde a un gas rico en hidrocarburos con baja concentración de ácidos y de azufre.
Caudal máximo de operación	La tecnología debe tener la capacidad para ser implementada con caudales de operación de acuerdo con las condiciones de la planta.
Condiciones	La temperatura promedio del gas es de 105 °F, mientras la presión

operacionales	promedio de operación es de 500 psi.
Reactivos o insumos	La implementación de la tecnología necesita adquirir reactivos o insumos de alto costo.
Espacio ocupado	Disponibilidad de espacio para la instalación de la tecnología teniendo en cuenta la facilidad de acceso a la planta.
Rango de flujo	El flujo de gas promedio es de 10 MMPCSD, el cual puede aumentar hasta 12 MMPCD.
Requerimiento de equipos	Existencia de equipos que no estén en uso y puedan ser aprovechados para la implementación de la tecnología.
Eficiencia en la recuperación de condensados	Capacidad de la tecnología para recuperar la mayor cantidad posible de condensados presentes en la corriente de entrada del gas.
Remoción de ácidos	Capacidad de la tecnología para remover los ácidos que puedan estar presentes en el gas.
Requerimientos de mantenimiento	La tecnología debe ser un sistema cerrado, de configuración simple y que no requiera mantenimiento constantemente.
Flexibilidad en las condiciones de operación	La tecnología seleccionada debe ser flexible a la variación del flujo que se procesa, de la presión y de la temperatura.
Requerimiento de procesos anteriores	Los tratamientos aplicados previamente al gas son: compresión en tres etapas; filtración; remoción de ácidos; remoción de sólidos; separación bifásica.
Requerimiento de procesos posteriores	Los tratamientos posteriores que deben ser aplicados al gas son: separación; estabilización de condensados; almacenamiento en balas; fraccionamiento; deshidratación con glicol.

5.2. EVALUACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

En las Tablas 11 a 17 se presenta el screening para cada una de las tecnologías descritas en el apartado de Generalidades, teniendo en cuenta la información recopilada en la Planta de Gas El Centro y la búsqueda bibliográfica.

Tabla 11. Screening para la absorción por aceite pobre.

ABSORCIÓN POR ACEITE POBRE	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Solo gases ricos.
Caudal máximo de operación	Dependiendo del diseño.
Condiciones operacionales	Entre 300 y 1100 psi, y entre 40 y 120 °F.
Reactivos o insumos	Combustible Jp-1A o Varsol.
Espacio ocupado	Requiere de un espacio considerable dependiendo del diseño.
Rango de flujo	Depende del diseño, pero generalmente es usado para rangos de flujos altos.
Requerimiento de equipos	Proceso de recuperación y de regeneración.
Eficiencia en la recuperación de condensados	Propano C ₃ = 80% Butano C ₄ = 90% Pentano C ₅₊ = 98%
Remoción de ácidos	No remueve.
Requerimientos de mantenimiento	Alto, ya que se realiza frecuentemente y es costoso.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Baja, ya que se limita únicamente al diseño inicial.
Requerimiento de procesos anteriores	Filtros, Scruber y deshidratación (opcional).
Requerimiento de procesos posteriores	Válvulas de control de presión, separador y fraccionamiento.

Tabla 12. Screening para el proceso con TEG–Mejorado.

PROCESO CON TEG–MEJORADO	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Gas rico.
Caudal máximo de operación	Se ajusta al caudal del proceso.
Condiciones operacionales	La presión puede variar desde 500 hasta 1500 psi, a temperatura de 100 °F.
Reactivos o insumos	Trietilenglicol y aceite pobre.
Espacio ocupado	Ninguno, ya que el diseño se realiza sobre las unidades de deshidratación ya existentes.
Rango de flujo	Depende del diseño.
Requerimiento de equipos	Proceso de absorción y regeneración.
Eficiencia en la recuperación de condensados	Pentano C ₅ + = Entre el 40% y el 60%
Remoción de ácidos	No remueve
Requerimientos de mantenimiento	Bajo, requiere muy poco mantenimiento.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Alta, solo está limitado por las condiciones de diseño de la unidad deshidratadora.
Requerimiento de procesos anteriores	Filtros y separadores.
Requerimiento de procesos posteriores	Deshidratación con trietilenglicol, scrubber, torre absorbadora, rehervidor e intercambiadores de calor.

Tabla 13. Screening para la expansión Joule–Thomson.

EXPANSIÓN JOULE–THOMSON	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Recomendado para gas ricos.
Caudal máximo de operación	Dependiendo del diseño.
Condiciones operacionales	De 400 a más de 1000 psi, siendo limitada por la formación de hidratos.
Reactivos o insumos	No requiere.
Espacio ocupado	Muy poco espacio.
Rango de flujo	Dependiendo del diseño.
Requerimiento de equipos	Válvula J–T, separador.
Eficiencia en la recuperación de condensados	$C_2 \approx 20\%$ a 30% $C_3 > 85\%$ $C_4 > 94\%$ $C_{5+} = 100\%$
Remoción de ácidos	No realiza.
Requerimientos de mantenimiento	Muy bajo.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Alta, el equipo tiene grandes rangos de aplicación, por lo que puede modificarse y ajustarse a nuevos procesos.
Requerimiento de procesos anteriores	Remoción de ácidos y sólidos, separadores, deshidratación e intercambiador de calor.
Requerimiento de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, balas de almacenamiento y fraccionamiento.

Tabla 14. Screening para el proceso Turbo Expander.

PROCESO TURBO EXPANDER	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Gases pobres y ricos.
Caudal máximo de operación	Dependiendo del diseño.
Condiciones operacionales	Mayor a 750 psi, con temperaturas cercanas a -120 °F.
Reactivos o insumos	En algunos casos glicol para prevenir la formación de hidratos.
Espacio ocupado	Poco.
Rango de flujo	Dependiendo del diseño.
Requerimiento de equipos	Intercambiadores de calor, cooler y válvula turbo expander.
Eficiencia en la recuperación de condensados	$C_2 > 60\%$ $C_3 > 90\%$ $C_{4+} \approx 100\%$
Remoción de ácidos	No realiza.
Requerimientos de mantenimiento	Medio.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Media.
Requerimiento de procesos anteriores	Remoción de ácidos y sólidos, separador trifásicos, deshidratación con tamiz molecular, intercambiadores de calor y enfriadores.
Requerimiento de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, balas de almacenamiento y fraccionamiento.

Tabla 15. Screening para la refrigeración mecánica.

REFRIGERACIÓN MECÁNICA	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Gases pobres y ricos.
Caudal máximo de operación	Hasta 50 MMSCFD según la capacidad de los equipos.
Condiciones operacionales	Entre 435 y 580 psi, y bajas temperaturas.
Reactivos o insumos	Refrigerante, usualmente propano.
Espacio ocupado	Requiere de mucho espacio para la instalación de los equipos para la recuperación.
Rango de flujo	No es recomendable para caudales bajos.
Requerimiento de equipos	Sistema abierto, múltiples equipos.
Eficiencia en la recuperación de condensados	C ₃ ≈ 85% C ₄ ≈ 94% C ₅₊ ≈ 98%
Remoción de ácidos	Eliminación total de CO ₂ , H ₂ S y mercurio.
Requerimientos de mantenimiento	Alto, para mantener el aislamiento y para la remoción de las impurezas acumuladas en el refrigerante.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Baja, ya que requiere de múltiples modificaciones para ajustarse a nuevas condiciones.
Requerimiento de procesos anteriores	Separador de agua libre, inyección de glicol, intercambiador de calor gas/gas e intercambiador de calor aceite/gas.
Requerimiento de procesos posteriores	Separador frío, torre y chiller.

Tabla 16. Screening para la tecnología Twister.

TECNOLOGÍA TWISTER	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Gases pobres y ricos.
Caudal máximo de operación	En algunos casos hasta 600 MMSCFD.
Condiciones operacionales	Entre 725 y 2900 p cuando la temperatura es menor a 40 °F.
Reactivos o insumos	No necesita.
Espacio ocupado	Poco espacio y poca resistencia a peso, por lo cual no requiere de plataformas o tarimas.
Rango de flujo	Entre 10 y 20 MMSCFD trabajando en paralelo.
Requerimiento de equipos	Sistema cerrado sin piezas giratorias.
Eficiencia en la recuperación de condensados	$C_2 \approx 30\%$ a 40% $C_3 > 85\%$ $C_4 > 94\%$ $C_{5+} = 100\%$
Remoción de ácidos	Eliminación total de CO_2 , H_2S y mercurio.
Requerimientos de mantenimiento	Bajo, al no tener piezas giratorias.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Baja, debido a su alto costo.
Requerimiento de procesos anteriores	Filtro, separadores, intercambiador de calor y proceso de deshidratación con tamiz molecular.
Requerimiento de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, balas de almacenamiento y fraccionamiento.

Tabla 17. Screening para la tecnología con tamiz molecular.

TECNOLOGÍA CON TAMIZ MOLECULAR	
Criterio	Descripción
Composición del gas	Gases pobres.
Caudal máximo de operación	Depende del diseño.
Condiciones operacionales	Presión cercana a 1000 psi, a baja temperatura.
Reactivos o insumos	No requiere.
Espacio ocupado	Requiere de mucho espacio para la instalación de equipos muy pesados.
Rango de flujo	Depende del diseño.
Requerimiento de equipos	Proceso de absorción y regeneración.
Eficiencia en la recuperación de condensados	$C_2 \approx 60\%$ $C_3 \approx 98\%$
Remoción de ácidos	Eliminación total de CO_2 , H_2S y mercurio.
Requerimientos de mantenimiento	Medio.
Flexibilidad en las condiciones de operación	Baja, debido al elevado costo del tamiz molecular y al largo tiempo de regeneración.
Requerimiento de procesos anteriores	Remoción de sólidos, separador y deshidratación con alúmina.
Requerimiento de procesos posteriores	Separador bifásico, estabilización de condensados, balas de almacenamiento y fraccionamiento.

A partir del análisis de los screening realizados para cada una de las tecnologías propuestas es posible establecer diferentes conclusiones. En el caso de la absorción por aceite pobre, la tecnología se encuentra limitada por el diseño original de la planta, el cual fue elaborado de acuerdo con las condiciones operacionales actuales del proceso y por lo tanto, las modificaciones necesarias para implementar la tecnología la limitan a un rango de operación muy corto.

Por su parte, la expansión Joule–Thomson requiere una baja inversión para realizar la separación a baja temperatura cuando el sistema se encuentra a altas presiones. Sin embargo, cuando la presión del gas de entrada no es lo suficientemente alta para generar la condensación de los hidrocarburos, el sistema se hace poco eficiente debido al requerimiento de una compresión previa, lo cual resulta altamente costoso a causa de que los compresores son equipos de alto costo. En este tipo de situaciones se recomienda cambiar la expansión Joule–Thomson por la refrigeración mecánica, la cual resulta más económica al aplicar el inicialmente el proceso de refrigeración seguido de la compresión adicional, en vez de iniciar con la compresión para conseguir la auto refrigeración en el sistema.

En el caso de las tecnologías emergentes, estos procesos son eficientes en sistemas con presiones considerablemente altas y tienen la capacidad de operar con los mayores rangos de flujo, por lo cual son adecuadas para el tratamiento de pequeñas o grandes cantidades de gas. Sin embargo, los altos costos de adquisición de los equipos necesarios para su implementación limitan estas tecnologías, además de la gran cantidad de espacio requerido para su ubicación en el caso del tamiz molecular.

Finalmente, la tecnología de absorción con TEG–Mejorado tiene como principal ventaja su bajo costo de instalación, ya que se adapta al diseño de la unidad de secado ya existente en la planta.

5.3. CALIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Como se describió anteriormente, la selección de la tecnología más adecuada se realiza teniendo en cuenta las variables operativas, físicas, químicas y locativas con las que cuenta la Planta de gas El Centro actualmente y su proyección a futuro. Inicialmente se establece un grado de importancia para cada uno de los criterios a evaluar en el rango de uno (1) a tres (3), siendo 1 un criterio de baja importancia y 3 un criterio de alta importancia. Con base en los criterios analizados, el estudio bibliográfico y la elaboración de los screening, en la Tabla 18 se presentan las calificaciones asignadas en cada criterio para las diferentes tecnologías, usando el sistema de calificación de uno (1) a cinco (5), siendo 1 la calificación más baja y 5 la más alta. Por su parte, la calificación total se calcula por medio del método numérico de ponderación.

De esta forma, la calificación final de las tecnologías establece que la tecnología más favorable para la Planta de gas El Centro corresponde al método de recuperación de condensados por absorción con TEG–Mejorado, con una puntuación de cuatro puntos siete (4.7), siendo ésta una tecnología eficiente en la recuperación de condensados y con instalación de muy bajo costo comparada con las otras tecnologías de la industria analizadas.

Tabla 18. Calificación de las tecnologías.

Grado de importancia	Criterio de selección	Descripción actual	Tecnología		
			Absorción con aceite pobre	Absorción con TEG Mejorado	Expansión Joule Thomson
3	Tipo de gas	Rico	5	5	5
3	Rango de flujo actual (MMPCD)	Entre 5 y 10	5	5	5
2.5	Rango futuro posible (MMPCD)	Entre 10 y 22	3	4	5
2.5	Propiedades operacionales	500 psi y 100 °F	5	5	4
2.5	Tipo de deshidratación	TEG	5	5	5
1.5	Facilidades disponibles	–	3	4.5	3
1	Espacio en el campo	Bajo	3.5	5	4
3	Eficiencia de recuperación	Alta	3.5	4	4.5
1.5	Frecuencia de mantenimiento	Baja	3	4.5	4.5
2	Facilidad de instalación	Alta y económica	3	4.5	2
2	Permisividad a modificación	Alta	2	5	4.5
CALIFICACION TOTAL			3.9	4.7	4.1

Tabla 18 (Continuación). Calificación de las tecnologías.

Grado de importancia	Criterio de selección	Descripción actual	Tecnología			
			Turbo expander	Refrig. mecánica	Twister	Tamiz molecular
3	Tipo de gas	Rico	5	5	5	1
3	Rango de flujo actual (MMPCD)	Entre 5 y 10	3	3	3	5
2.5	Rango futuro posible (MMPCD)	Entre 10 y 22	4	3	5	5
2.5	Propiedades operacionales	500 psi y 100 °F	2	4	3	2.5
2.5	Tipo de deshidratación	TEG	1	5	1	3
1.5	Facilidades disponibles	–	2.8	2.5	3	3
1	Espacio en el campo	Bajo	4	3.5	5	3.8
3	Eficiencia de recuperación	Alta	5	3.5	4.5	5
1.5	Frecuencia de mantenimiento	Baja	3.8	3	4.5	4
2	Facilidad de instalación	Alta y económica	3.5	3	2	3
2	Permisividad a modificación	Alta	3.8	2.5	3	2
CALIFICACION TOTAL			3.4	3.7	3.3	3.4

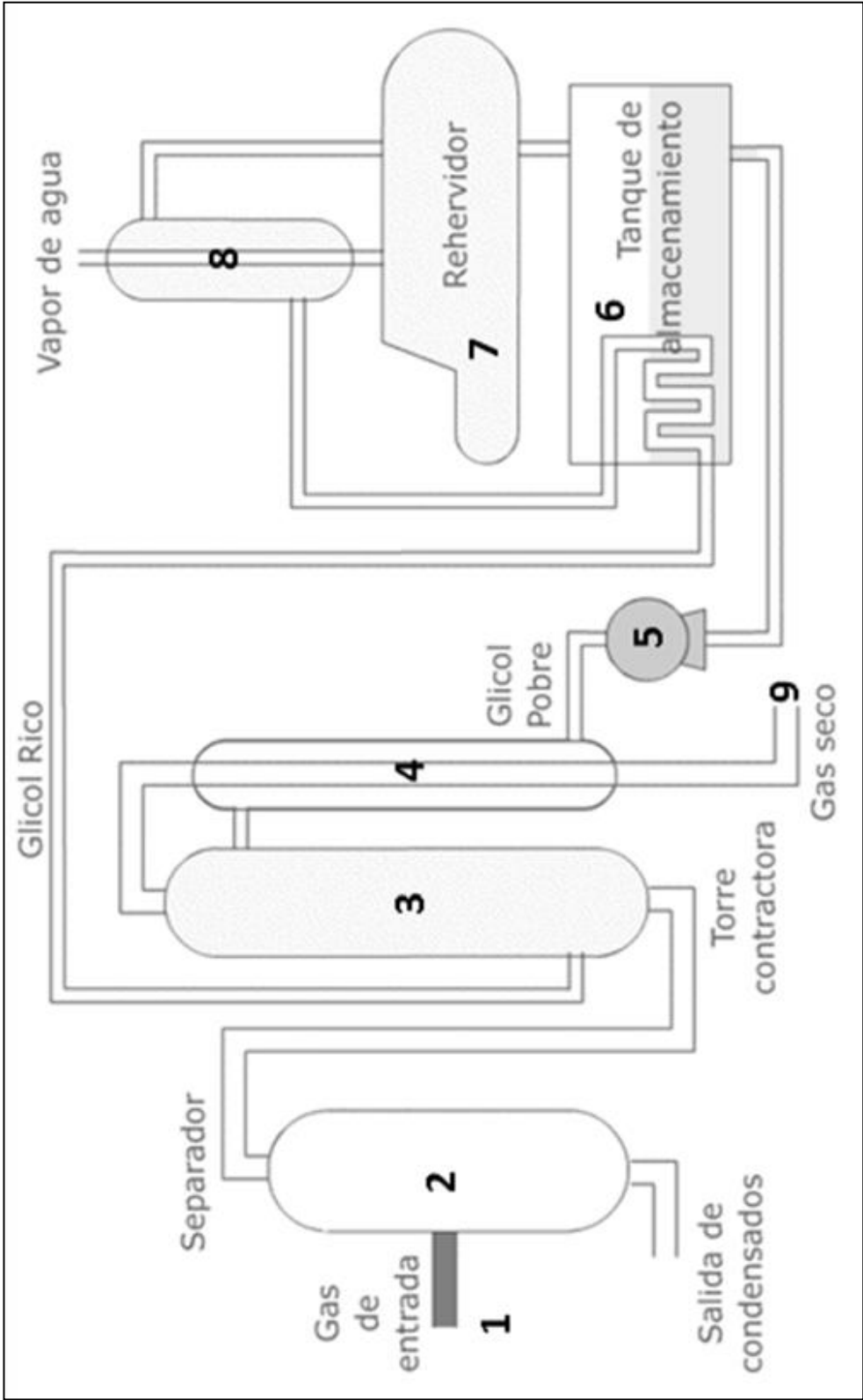
6. EQUIPOS Y PROCESO PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS CON LA TECNOLOGÍA SELECCIONADA

La tecnología seleccionada de ajuste del punto de rocío por hidrocarburo (HCDP) del gas permite un ahorro en tiempo e infraestructura para su instalación y operación, debido a que este parámetro se ajusta en simultáneo con el contenido de agua dentro de un mismo sistema de deshidratación. Para evaluar la nueva tecnología para el ajuste del punto de rocío por hidrocarburo del gas se realizaron pruebas en una unidad de deshidratación como la que se muestra en la Figura 21, la cual cuenta con los componentes que se describen en la Tabla 19.

Tabla 19. Componentes para la tecnología de absorción con TEG–Mejorado.

Componente	Descripción
Entrada	Punto de ingreso del gas rico.
Separador inicial	Encargado de retirar hidrocarburos pesados por medio del cambio de momentum en el sistema.
Torre contactora	Compuesta por una serie de platos que permiten el contacto íntimo entre el gas rico y un líquido absorbente.
Intercambiador de calor	Permite realizar el intercambio de energía entre el gas seco y el glicol pobre.
Bomba de glicol	Permite aumentar la presión para el ingreso a la unidad.
Tanque de almacenamiento	Permite almacenar el glicol pobre antes de ser inyectado a la unidad.
Rehervidor	Caldera donde se elimina el agua y se regenera el glicol para ser recirculado al proceso.
Intercambiador de calor	Permite el intercambio de energía entre el vapor de salida y el glicol rico.
Salida	Punto de salida para el gas seco.

Figura 21. Esquema de una unidad de deshidratación.

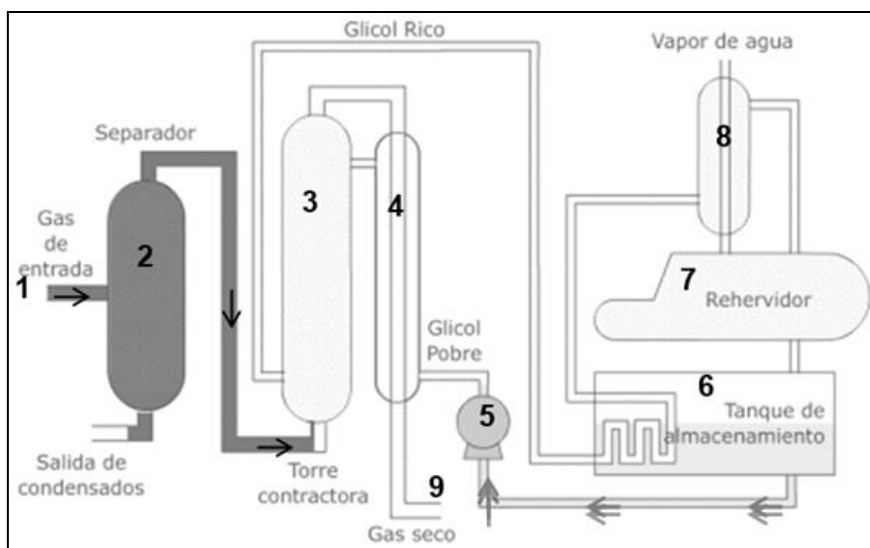


6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

6.1.1. Proceso actual de deshidratación. Después de ser extraído del pozo, el gas natural debe ser tratado previo a su comercialización y uso ya que generalmente presenta alto contenido de agua y de compuestos como el H_2S o el CO_2 , que pueden ocasionar corrosión en las tuberías y por consiguiente una disminución en su vida útil. Además de esto, el gas natural suele presentar alto contenido de C_{5+} , el cual pasará a fase líquida por condensación en el momento en que se produzca un enfriamiento al interior de las tuberías.

Como se muestra en la Figura 22, el gas húmedo entra al proceso de deshidratación (1), y después pasa por un separador (2), el cual aprovecha el momentum que se genera durante el cambio de dirección en el desplazamiento del gas para extraer una gran cantidad de hidrocarburos condensables, dejando en el gas pequeñas fracciones de C_{5+} que afectan el HCDP del gas y, por lo tanto, requiere de un proceso de acondicionamiento posterior a la deshidratación.

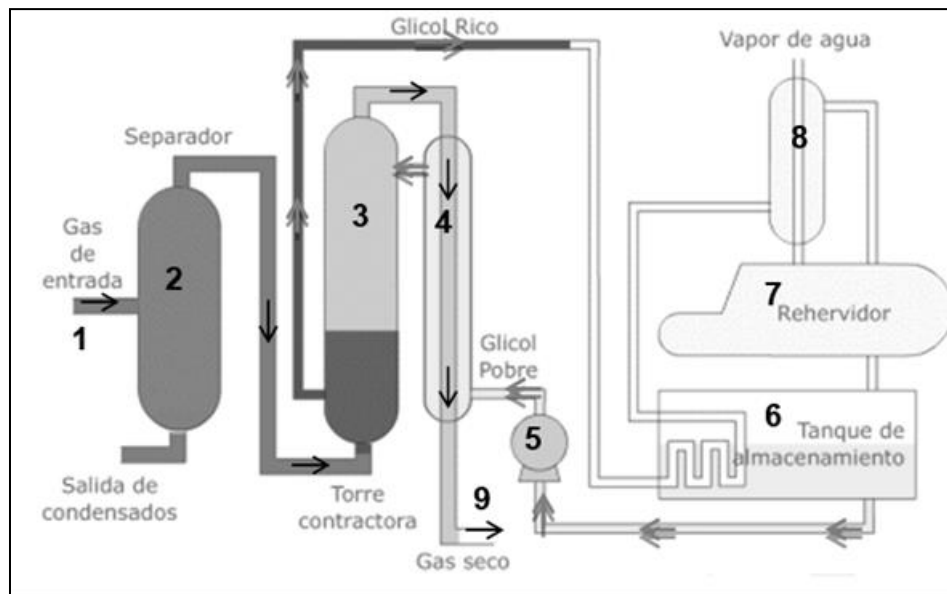
Figura 22. Entrada del gas seco al proceso y separación inicial.



Después de salir del desparador (2), el gas húmedo entra por la parte inferior de una torre contactora (3) y se pone en contacto con el glicol, como se muestra en la

Figura 23, aprovechando la configuración de los platos (o en ocasiones las torres pueden ser empacadas) para realizar la absorción del agua. El glicol pobre que ingresa por la parte superior de la torre contactora proviene de la bomba (5), la cual le eleva su presión hasta alcanzar la presión de operación de la torre cercana a 8273 kPa, pasando previamente por un intercambiador de calor (4) donde realiza la transferencia de energía con el gas seco. Por su parte, el gas seco que sale por la parte superior de la torre se retira hacia otros procesos después de realizar el intercambio de calor.

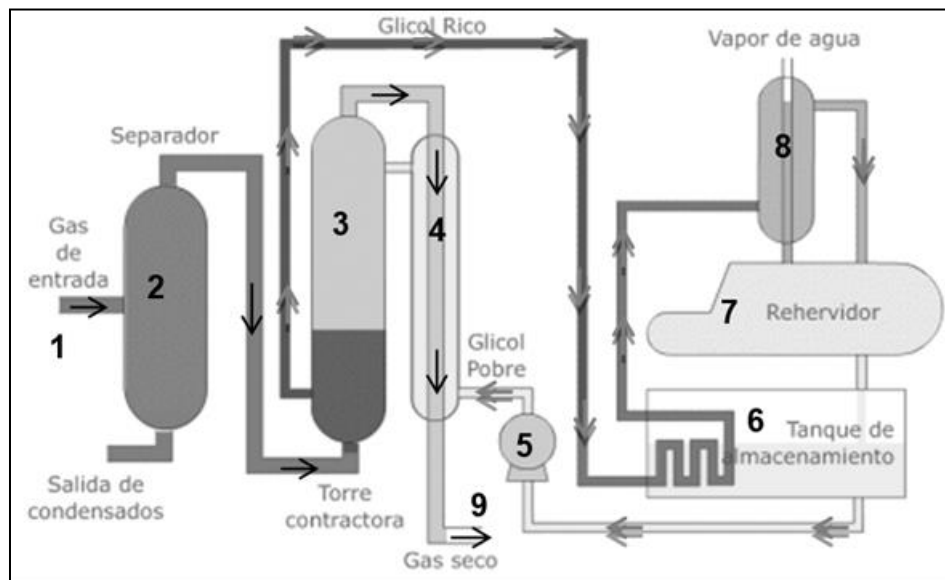
Figura 23. Absorción del agua.



Por su parte, en la Figura 24 se muestra que el glicol rico en agua, proveniente de la torre, ingresa al tanque de almacenamiento (6) a través de un serpentín en espiral con el fin de ser precalentado. Posteriormente, el glicol rico pasa por un intercambiador de calor con el vapor para continuar el precalentamiento antes de ingresar al rehervidor (7), en donde se eleva la temperatura hasta 466.48 K para evaporar el agua y regenerar el glicol pobre. Este glicol pobre es almacenado en un tanque de almacenamiento (6) hasta que es succionado por la bomba (5) e inyectado de nuevo al proceso. Durante el proceso de regeneración, la pérdida de

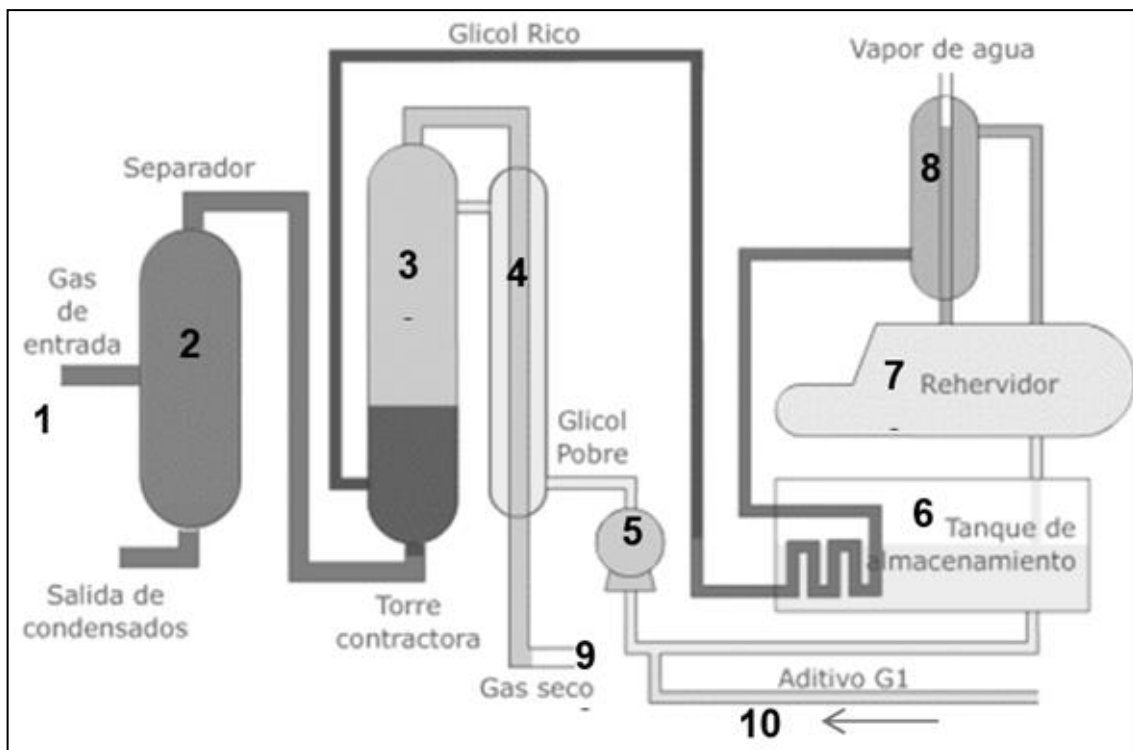
glicol es mínima, ya que la experiencia en planta indica que se debe reponer mensualmente aproximadamente el 0.5% de la capacidad de la unidad.

Figura 24. Regeneración de glicol.



6.1.2. Modificación del proceso. La implementación de la tecnología de TEG–Mejorado tiene por objetivo realizar el proceso de deshidratación descrito anteriormente en simultáneo con un proceso de absorción de hidrocarburos C₅₊, instalando un punto de ingreso (10) del aditivo al proceso antes de la bomba de glicol (5), el cual se estableció para garantizar la homogeneidad de la mezcla del glicol con el aditivo. El proceso de absorción de los hidrocarburos se realiza en simultánea con la absorción del agua dentro de la torre contactora (3), y el aditivo es regenerado en simultáneo con el glicol dentro del rehervidor (7), ya que posee un punto de ebullición superior a los 466.48 K.

Figura 25. Proceso modificado para la incorporación del aditivo.

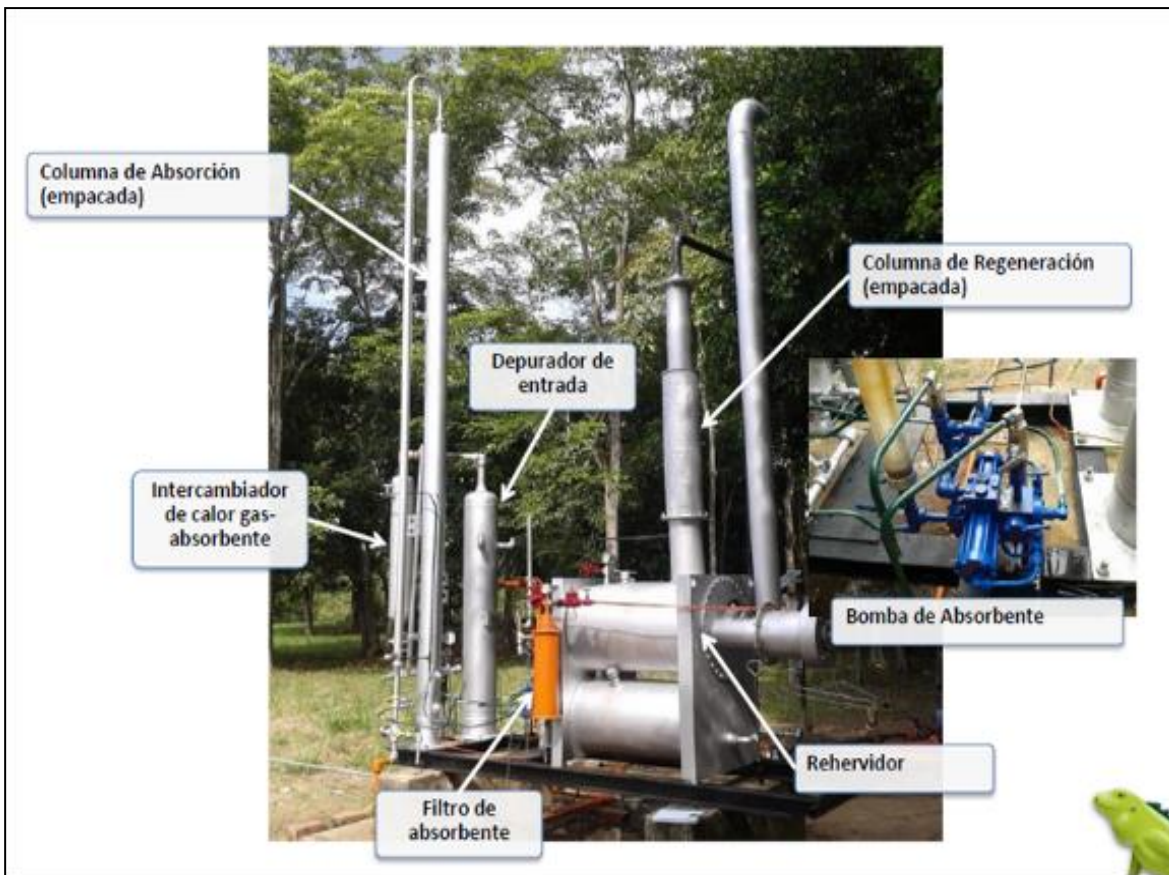


6.2. PRUEBA PILOTO DE IMPLEMENTACIÓN

El desarrollo de las pruebas piloto de la Tecnología de absorción con TEG–Mejorado se realizó en el campo Río Zulia, ubicado en el departamento de Norte de Santander, en el cual se encontraba disponible la unidad de deshidratación Sivalls que se muestra en la Figura 26, y que era utilizada por el campo para la deshidratación del gas combustible para los compresores. Sin embargo, debido a un conjunto de modificaciones realizadas al interior de de los compresores se hizo innecesaria la utilización de la deshidratación dentro del proceso, y se sacó de servicio la unidad por un periodo aproximado de 7 años.

Para el inicio de las pruebas se realizó una fase preliminar de mantenimiento y puesta en marcha de la unidad, garantizando el correcto inicio y desarrollo de las pruebas. Las actividades de mantenimiento llevadas a cabo fueron:

Figura 26. Instalación de la prueba piloto llevada a cabo en el campo Zulia.



- 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.

Tras la puesta en marcha de la unidad se llevó a cabo el proceso durante un periodo de inicio, con el fin de que la unidad alcanzara la estabilización de la unidad. Una vez transcurrido este tiempo, se realizó la medición de las variables a la salida del gas sin haber suministrado el aditivo, con el fin de establecer una línea base del proceso.

Una vez registrada esta información, se procedió a suministrar el aditivo al proceso de deshidratación, aumentando la concentración al interior de la mezcla para establecer el valor óptimo que permita el ajuste simultáneo del contenido de agua y el HCDP del gas.

Es importante resaltar que durante el desarrollo de las pruebas se presentaron contratiempos debido a trabajos de “workover” en el campo Río Zulia, ajenos al desarrollo de las pruebas. Esta situación aumentó considerablemente la cantidad de condensados presentes en el gas de entrada, lo cual propició el aumento en el volumen de condensados a la salida del separador inicial. Por esta razón, se denominó Fase 1 a las pruebas realizadas antes del aumento de condensados y Fase 2 a las pruebas llevadas a cabo durante el aumento de condensados en el gas de entrada.

De esta forma, en los resultados de la Figura 27 se observa que el porcentaje de variación del HCDP con respecto a la línea base sin aditivo fue positivo para las pruebas de la Fase 1, lo cual indica que efectivamente el aditivo permitió la mejora del HCDP a la salida de la unidad. Sin embargo, los resultados obtenidos para la Fase 2 que se muestran en la Figura 28 indican que el HCDP empeoró después de los inconvenientes presentados, evidenciado con el aumento del HCDP a la salida de la unidad.

Figura 27. Variación porcentual del HCDP del gas entre la entrada y la salida en la Fase 1.

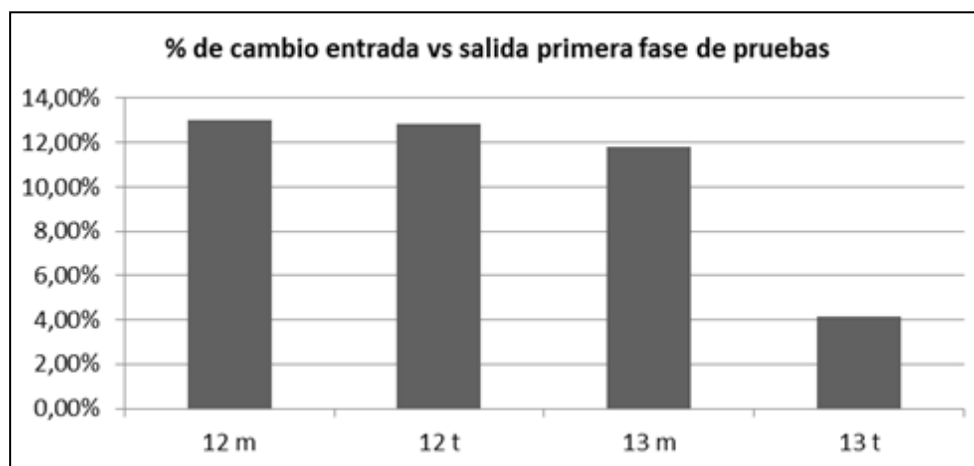
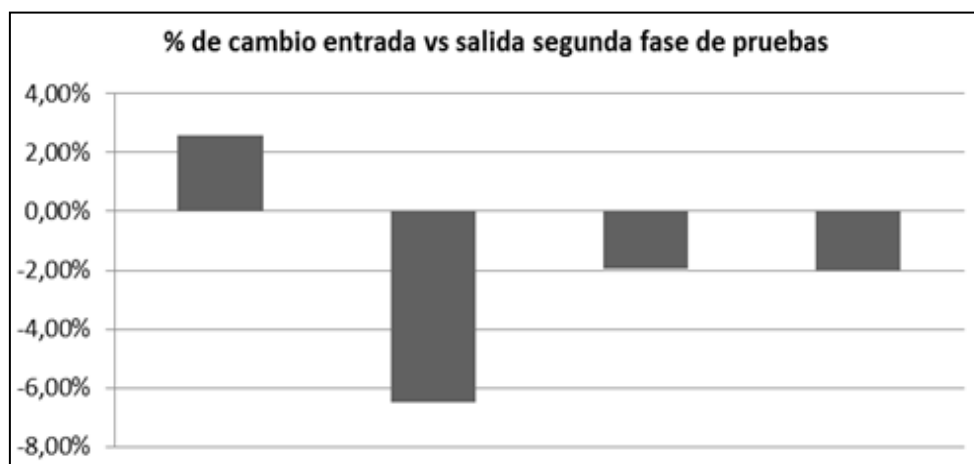
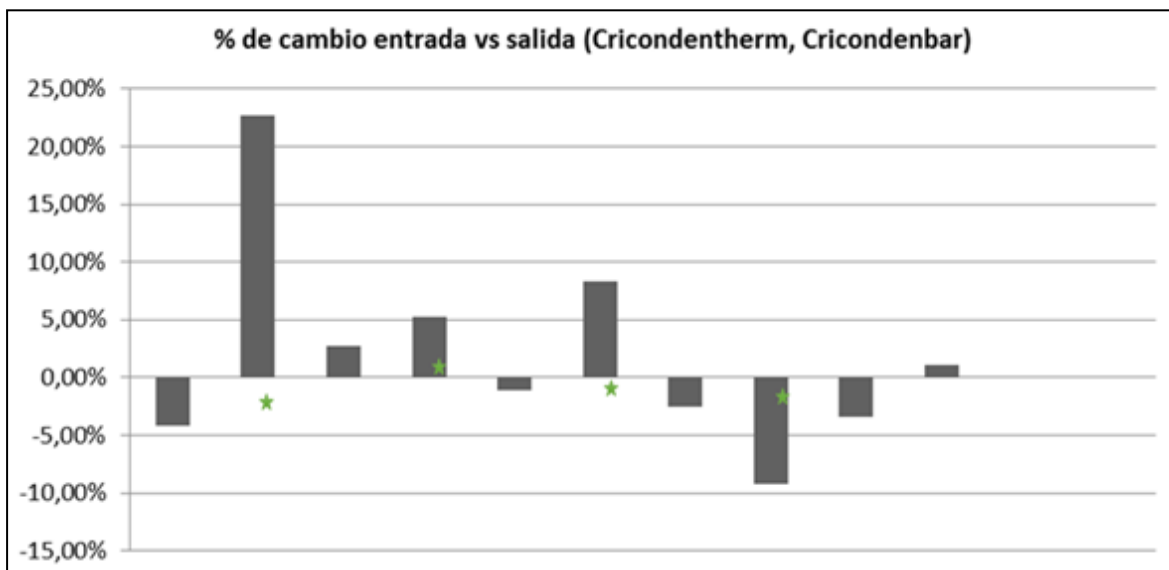


Figura 28. Variación porcentual del HCDP del gas entre la entrada y la salida en la Fase 2.



La segunda prueba se realizó con base en el mismo esquema, y los resultados se muestran en la Figura 29. Los puntos demarcados con una estrella dentro de esta gráfica corresponden a los momentos donde se realizó el suministro del aditivo al proceso. Así, debido a que el aditivo contiene una fracción volátil generó los resultados negativos. Sin embargo, a medida que el aditivo se estabilizaba dentro el proceso se presentaron mejoras en los resultados de hasta 20 % de reducción en el HCDP del gas a la salida del proceso con respecto a la entrada.

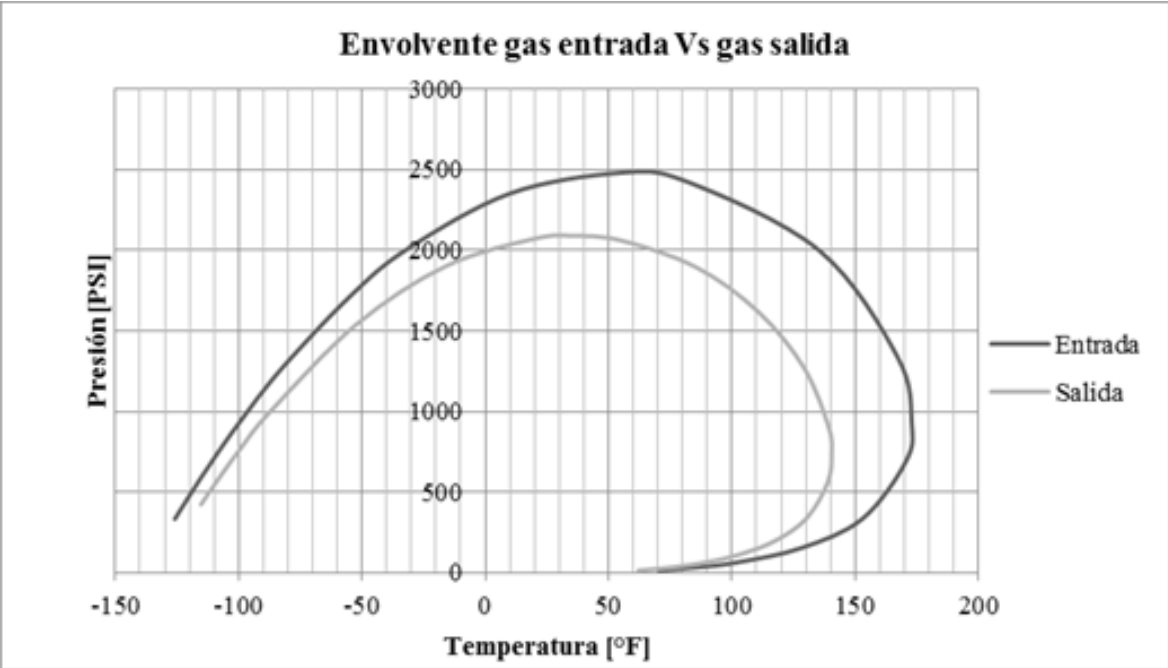
Figura 29. Variación porcentual del HCDP del gas entre la entrada y la salida en la segunda prueba.



Gráficamente, la disminución del HCDP del gas se muestra en la Figura 30, donde se presentan las envolventes para el gas de entrada y de salida del proceso. Así, es posible observar una disminución considerable del punto cricondentérmico, donde la línea que representa la envolvente del gas de salida ha sido desplazada hacia la izquierda, debido a la disminución del HCDP ocasionada por la presencia del aditivo dentro del proceso.

Finalmente, durante el desarrollo de las pruebas se realizó el seguimiento al contenido de agua en el gas empleando un higrómetro portátil Panametric GE PM880, el cual permitió corroborar que, en presencia del aditivo, el glicol continúa realizando la deshidratación del gas, manteniendo así el contenido de agua dentro de los rangos de calidad establecidos.

Figura 30. Envoltentes del gas a la entrada y salida del proceso.



7. CONCLUSIONES

El diseño de la Planta de gas El Centro se encuentra sobredimensionado para el flujo de gas que se procesa actualmente, lo cual lleva a que la zona de fraccionamiento se encuentre fuera de servicio, y se hace necesario implementar un proceso que permita recuperar la mayor cantidad de líquidos de gas natural de las corrientes y aprovechar su valor comercial.

A nivel industrial, los hidrocarburos líquidos condensados representan un mayor beneficio económico en comparación con el gas natural, por lo cual es esencial su recuperación de las corrientes de gas rico recibidas por la Planta de gas El Centro para su comercialización, siempre y cuando el poder calorífico del gas de venta se mantenga dentro del rango permitido por las especificaciones de calidad.

Debido a sus características, la tecnología de recuperación de condensados con TEG–Mejorado representa la elección más adecuada para la Planta de gas El Centro en cuanto a sus beneficios económicos y operacionales, ya que utiliza los equipos actualmente disponibles y requiere una inversión económica muy baja.

Teniendo en cuenta los precios actuales del mercado, se estima que con la implementación de la tecnología de TEG–Mejorado sobre las corrientes de gas que ingresan actualmente a la Planta de gas El Centro la rentabilidad aumentaría entre 40 y 50 %.

REFERENCIAS

- [1] DIRECCIÓN GENERAL DE INDUSTRIA, ENERGÍA Y MINAS. El gas natural: El recorrido de la energía. [En línea]. Comunidad de Madrid, España, 2002. Disponible en: <https://www.fenercom.com/>

- [2] RIVERA MULETT, Juan Antonio y RODRIGUEZ DÍAZ, Edith. Adecuación de la planta de gas del campo Abanico. Monografía de Especialización en Ingeniería del Gas). Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, 2011, 98p.

- [3] BARRIOS MEJÍA, Iván Javier y SIZA REY, Roberto Andrés. 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. Tesis de grado en Ingeniería de Petróleos. Barrancabermeja: Universidad Industrial de Santander. 2017, 86p.

- [4] SOTO, Angenila y BRUNO, Silvia. Transporte y distribución de gas natural. [En línea]. Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura, Argentina, 2010. Disponible en: <https://web.fceia.unr.edu.ar>

- [5] CÁCERES, Luis. El gas natural. 3ra edición. Callao: Corporación Aceros Arequipa S.A.. 2002, 110p.

- [6] GUERRERO, Fernando y LLANO, Fernando. Caso de estudio: Gas natural en Colombia – Gas e.s.p., En: Estudios Gerenciales. 2003, vol.87, p. 115–146.

- [7] VEGA, José. Estudio del comportamiento interfacial de sistemas acuosos de alcanolaminas y sustancias térmicamente estables. Tesis de grado en Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos. Puebla: Universidad de las Américas. Departamento de Ingeniería Química y Alimentos, 2010, 193p.
- [8] FERNÁNDEZ, Alexandre. Un yacimiento de gas natural en el origen de la formación de una región industrial del suroeste de Francia: Lacq–Mourenx (1957–2013), En: Revista de Historia Industrial. 2018, vol.27 no.71, p. 35–54.
- [9] FARRERONS, Oscar, *et al.* El aporte de las energías renovables a la situación energética mundial. [En línea]. Universidad Politécnica de Cataluña BarcelonaTech, España, 2012. Disponible en: <https://upcommons.upc.edu>
- [10] ENERGÍA SOLAR. Gas natural. [En línea]. 2016. Disponible en: <https://solar-energía.net/>
- [11] ENERGÍA Y SOCIEDAD. Almacenamiento de gas natural. [En línea]. España, 2015. Disponible en: <http://www.energiaysociedad.es/>
- [12] GARCÍA, Ricardo. Teoría de la combustión: combustión y combustibles. [En línea]. 2001. Disponible en: <http://kimerius.com/>
- [13] PERUPETRO S.A. Conceptos básicos sobre el gas natural. [En línea]. Perú, 2010. Disponible en: <https://www.perupetro.com.pe>
- [14] REINKING, Arturo. Gas natural. [En línea]. México, 2014. Disponible en: <http://profesores.fi-b.unam.mx/>

- [15] MINISTERIO DE ENERGÍA – GOBIERNO DE CHILE. Origen y características del gas natural. [En línea]. Chile, 2007. Disponible en: <http://www.aprendeconenergia.cl/>
- [16] ENCICLOPEDIA CUBANA EN LA RED. Gas natural. [En línea]. Cuba, 2004. Disponible en: <https://www.ecured.cu>
- [17] CAICEDO, Argemiro. Historia y evolución del gas natural en Colombia. [En línea]. Colombia, 2013. Disponible en: <http://espgasnaturaldomiciliario.blogspot.com/>
- [18] UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO–ENERGÉTICA. Balance de gas natural 2017. [En línea]. Colombia, 2017. Disponible en: <http://www.upme.gov.co>
- [19] UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO–ENERGÉTICA. Balance de Gas Natural en Colombia 2016–2025. [En línea]. Colombia, 2015. Disponible en: <http://www.upme.gov.co>
- [20] FERNÁNDEZ, Pablo. Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de gas natural offshore. Tesis de grado. Madrid: Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas. Departamento de Ingeniería Química y Combustibles, 2012, 163p.
- [21] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book volumes I and II. 12 Edición. Tulsa, Estados Unidos de América. 2004, 821p.
- [22] MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Gulf Professional Publishing, 1ra Edición. 2006, 672p.

- [23] ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Surface Production Operations volume 2. Gulf Professional Publishing, 2da Edición. 1999, 574p.
- [24] GUEVARA, Marco. Diseño de un equipo de recuperación de líquidos de gas natural empleando CFD. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería, 2015, 157p.
- [25] CAMPBELL, John. Technical Assistance Service for the Design, Operation and Maintenance of Gas Plants. Tulsa, Estados Unidos de América. 2014, 84p.
- [26] AIR LIQUIDE. Recuperación de líquidos del gas natural. [En línea]. 2018. Disponible en: <https://www.airliquide.com>
- [27] BARRIENTOS, Jorge. Extracción LGN, control del punto de rocío e inhibición de hidratos. [En línea]. Perú, 2016. Disponible en: <http://www.carec.com.pe>
- [28] ARANEA, Jimmy; DOMINGUEZ, Juan y PERUGACHI, Stalin. Métodos de deshidratación del gas natural. Tesis de grado. Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral. Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra, 2012, 59p.
- [29] MECHERO ENERGY. Tratamiento de gas natural con recuperación de condensados (NGL). [En línea]. Nueva York, Estados Unidos de América, 2016. Disponible en: <http://www.mecheroenergy.com>
- [30] AIR PRODUCTS AND CHEMICALS. Increased production through enhanced oil recovery (EOR). [En línea]. Allentown, Estados Unidos de América, 2009. Disponible en: <http://www.airproducts.com>

- [31] ROA, C., *et al.* Uso integral del gas de los campos del Putumayo para recuperación de condensados y autogeneración, En: Revista ION. 2010, vo.23 no.1, p. 111–124.
- [32] VARGAS, María. Evaluación técnico–económica para la ampliación de la capacidad de recibo de gas a la Planta de Proceso ELC. Monografía de grado en Especialización en Gerencia de Hidrocarburos. Barrancabermeja: Universidad Industrial de Santander. 2015, 99p.

BIBLIOGRAFIA

- AIR PRODUCTS AND CHEMICALS. Increased production through enhanced oil recovery (EOR). [En línea]. Allentown, Estados Unidos de América, 2009. Disponible en: <http://www.airproducts.com>
- ARANEA, Jimmy; DOMINGUEZ, Juan y PERUGACHI, Stalin. Métodos de deshidratación del gas natural. Tesis de grado. Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral. Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra, 2012, 59p.
- ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Surface Production Operations volume 2. Gulf Professional Publishing, 2da Edición. 1999, 574p.
- BARRIENTOS, Jorge. Extracción LGN, control del punto de rocío e inhibición de hidratos. [En línea]. Perú, 2016. Disponible en: <http://www.carec.com.pe>
- BARRIOS MEJÍA, Iván Javier y SIZA REY, Roberto Andrés. 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. Tesis de grado en Ingeniería de Petróleos. Barrancabermeja: Universidad Industrial de Santander. 2017, 86p.
- CÁCERES, Luis. El gas natural. 3ra edición. Callao: Corporación Aceros Arequipa S.A.. 2002, 110p.
- CAICEDO, Argemiro. Historia y evolución del gas natural en Colombia. [En línea]. Colombia, 2013. Disponible en: <http://espgasnaturaldomiciliario.blogspot.com/>
- CAMPBELL, John. Technical Assistance Service for the Design, Operation and Maintenance of Gas Plants. Tulsa, Estados Unidos de América. 2014, 84p.

- DIRECCIÓN GENERAL DE INDUSTRIA, ENERGÍA Y MINAS. El gas natural: El recorrido de la energía. [En línea]. Comunidad de Madrid, España, 2002. Disponible en: <https://www.fenercom.com/>
- ENCICLOPEDIA CUBANA EN LA RED. Gas natural. [En línea]. Cuba, 2004. Disponible en: <https://www.ecured.cu>
- ENERGÍA SOLAR. Gas natural. [En línea]. 2016. Disponible en: <https://solar-energía.net/>
- ENERGÍA Y SOCIEDAD. Almacenamiento de gas natural. [En línea]. España, 2015. Disponible en: <http://www.energiaysociedad.es/>
- FARRERONS, Oscar, *et al.* El aporte de las energías renovables a la situación energética mundial. [En línea]. Universidad Politécnica de Cataluña BarcelonaTech, España, 2012. Disponible en: <https://upcommons.upc.edu>
- FERNÁNDEZ, Alexandre. Un yacimiento de gas natural en el origen de la formación de una región industrial del suroeste de Francia: Lacq–Mourenx (1957–2013), En: Revista de Historia Industrial. 2018, vol.27 no.71, p. 35–54.
- FERNÁNDEZ, Pablo. Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de gas natural offshore. Tesis de grado. Madrid: Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas. Departamento de Ingeniería Química y Combustibles, 2012, 163p.
- GARCÍA, Ricardo. Teoría de la combustión: combustión y combustibles. [En línea]. 2001. Disponible en: <http://kimerius.com/>
- GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book volumes I and II. 12 Edición. Tulsa, Estados Unidos de América. 2004, 821p.
- GUERRERO, Fernando y LLANO, Fernando. Caso de estudio: Gas natural en Colombia – Gas e.s.p., En: Estudios Gerenciales. 2003, vol.87, p. 115–146.
- GUEVARA, Marco. Diseño de un equipo de recuperación de líquidos de gas natural empleando CFD. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería, 2015, 157p.

- MECHERO ENERGY. Tratamiento de gas natural con recuperación de condensados (NGL). [En línea]. Nueva York, Estados Unidos de América, 2016. Disponible en: <http://www.mecheroenergy.com>
- MINISTERIO DE ENERGÍA – GOBIERNO DE CHILE. Origen y características del gas natural. [En línea]. Chile, 2007. Disponible en: <http://www.aprendeconenergia.cl/>
- MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Gulf Professional Publishing, 1ra Edición. 2006, 672p.
- PERUPETRO S.A. Conceptos básicos sobre el gas natural. [En línea]. Perú, 2010. Disponible en: <https://www.perupetro.com.pe>
- REINKING, Arturo. Gas natural. [En línea]. México, 2014. Disponible en: <http://profesores.fi-b.unam.mx/>
- RIVERA MULETT, Juan Antonio y RODRIGUEZ DÍAZ, Edith. Adecuación de la planta de gas del campo Abanico. Monografía de Especialización en Ingeniería del Gas). Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, 2011, 98p.
- ROA, C., *et al.* Uso integral del gas de los campos del Putumayo para recuperación de condensados y autogeneración, En: Revista ION. 2010, vo.23 no.1, p. 111–124.
- SOTO, Angenila y BRUNO, Silvia. Transporte y distribución de gas natural. [En línea]. Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura, Argentina, 2010. Disponible en: <https://web.fceia.unr.edu.ar>
- UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO–ENERGÉTICA. Balance de gas natural 2017. [En línea]. Colombia, 2017. Disponible en: <http://www.upme.gov.co>
- UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO–ENERGÉTICA. Balance de Gas Natural en Colombia 2016–2025. [En línea]. Colombia, 2015. Disponible en: <http://www.upme.gov.co>

- VARGAS, María. Evaluación técnico–económica para la ampliación de la capacidad de recibo de gas a la Planta de Proceso ELC. Monografía de grado en Especialización en Gerencia de Hidrocarburos. Barrancabermeja: Universidad Industrial de Santander. 2015, 99p.
- VEGA, José. Estudio del comportamiento interfacial de sistemas acuosos de alcanolaminas y sustancias térmicamente estables. Tesis de grado en Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos. Puebla: Universidad de las Américas. Departamento de Ingeniería Química y Alimentos, 2010, 193p.