

Simulación y evaluación de un sistema de recuperación de líquidos de las corrientes de gas de entrada a la compresora Lisama

Danny Vargas Gutiérrez

Ingeniero de Gas y Procesos

Trabajo de aplicación para optar al título de Magister en Ingeniería de Petróleos y Gas  
Énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos

Director

Javier Alberto Sanabria Cala

Doctor en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Bucaramanga

2020

**Dedicatoria.**

Principalmente a Dios, creador de todo y guía de cada uno de mis logros; a mi esposa, Liliana, que con su paciencia y apoyo ayudó a que este proyecto se ejecutara con éxito; a mi madre, Merys Gutiérrez, y a mis hijos, Juan Diego y Danna Siloé.

**Agradecimientos.**

A mis compañeros y líderes, quienes aportaron su granito de arena para poder asistir a cada una de las clases; a mi director, por su orientación en la elaboración del presente trabajo, y a todas y cada una de las personas que aportaron en este proyecto de vida y creyeron en la terminación de este.

**Tabla de Contenido**

Introducción .....	13
1. Objetivos .....	16
1.1 Objetivo General .....	16
1.2 Objetivos Específicos.....	16
2. Marco de referencia.....	16
2.1 Gas natural .....	16
2.2 Contenido de agua en el gas natural.....	18
2.3 Contenido de líquidos condensados del gas natural.....	19
2.4 Procesos de deshidratación del gas natural .....	20
2.4.1 Absorción con glicoles.....	20
2.4.2 Adsorción con tamices moleculares.....	20
2.4.3 Combinación refrigeración/adsorción.....	21
2.5 Tecnología de extracción de líquidos del gas .....	21
2.6 Contenido de vapor de agua en el gas.....	22
2.7 Descripción de los equipos de la compresora Lisama .....	22
2.7.1 Scrubber: 23	
2.7.2 Separadores. ....	24
2.7.3 Compresor. ....	26
2.7.4 Enfriadores.....	27
2.7.5 Aeroenfriador .....	28
3. Causas de la condensación de líquidos del gas natural en la línea de transporte de la	

compresora lisama .....	28
3.1 Generalidades de la compresora de gas Lisama.....	29
3.2 Estaciones de recolección de gas del campo Lisama .....	31
3.2.1 Estación Central Lisama. ....	31
3.2.2 Estación Peroles. ....	31
3.2.3 Estación Satélite. ....	32
3.2.4 Estación Sol.....	32
3.2.5 Estación Tesoro. ....	33
3.3 Descripción del proceso en la compresora Lisama .....	34
3.4 Propiedades de los fluidos.....	37
3.5 Cabezal de succión principal.....	41
3.6 Condiciones actuales de operación en compresora Lisama .....	45
3.7 Determinación de propiedades .....	47
3.8 Generación de condensados .....	48
4. Simulación de la compresora lisama y el gasoducto lisama-el centro: optimización de extracción de condensados.....	49
4.1 Simulación caso base. ....	50
4.2 Simulación: Propuesta 1: Enfriador antes del scrubber .....	61
4.3 Simulación propuesta 2: Adición de una etapa de enfriamiento en la salida.....	63
4.4 Simulación propuesta 3: Enfriamiento entrada y Sistema de enfriamiento salida de compresion. 68	
5. Análisis de resultados de la simulación de alternativas para optimizar la extracción de condensados .....	73

5.1	Análisis técnico de los resultados obtenidos en simulación numérica.....	73
5.2	Análisis económico de los resultados obtenidos en simulación numérica.....	74
5.3	Alternativas para el uso del condensado en la industria petrolera .....	79
6.	Conclusiones .....	81
7.	Recomendaciones.....	82
	Referencias bibliográficas.....	84

**Lista de figuras**

Figura 1. Boceto de un Scrubber.....	23
Figura 2. Boceto de un separador bifásico.....	25
Figura 3. Esquema de un compresor industrial.....	26
Figura 4. Intercambiador de calor de un paso.....	27
Figura 5. Aeroenfriador .....	28
Figura 6. Ubicación del campo Lisama .....	29
Figura 7. Estación de separación Central Lisama.....	31
Figura 8. Estación de separación Peroles.....	31
Figura 9. Estación de separación Satélite .....	32
Figura 10. Estación de separación Sol .....	33
Figura 11. Estación de separación Tesoro .....	33
Figura 12. Sistema general de estaciones de separación de Lisama.....	34
Figura 13. Proceso general realizado en la Compresora Lisama.....	35
Figura 14. Diagrama esquemático de la Compresora Lisama .....	35
Figura 15. Envoltorio del gas del campo Lisama .....	38
Figura 16. Línea del cabezal de succión de los compresores C3, C4, C6 y C7.....	42
Figura 17. Gasoductos Lisama de 6" y 8" .....	44
Figura 18. Vista aérea del trayecto del gasoducto entre la Compresora Lisama y la planta de proceso El Centro.....	44
Figura 19. Saturación del gas en la simulación del modelo base.....	50
Figura 20. Simulación de la primera etapa de compresión y remoción de condensados.....	51

Figura 21. Simulación de la segunda etapa y tercera etapa de compresión .....	52
Figura 22. Simulación de la obtención de condensados a partir de la separación del agua por medio del separador trifásico .....	52
Figura 23. Simulación del transporte del gas proveniente de la tercera etapa de compresión. ....	53
Figura 24. Registro fotográfico medición de contenido de humedad entrada (a) y salida (b) de gas compresora Lisama. ....	56
Figura 25. Diagrama de flujo de condensados.....	58
Figura 26. Simulación de la variación del esquema en la propuesta 1 .....	61
Figura 27. Simulación de la sección adicional del intercambiador de calor en la propuesta 2 ....	64
Figura 28. Simulación de la corriente de enfriamiento del intercambiador de calor en la propuesta 2.....	65
Figura 28. Simulación de los condensados generados a partir de la sección adicional de la propuesta 2.....	65
Figura 30. Simulación de la adición del enfriador en la corriente de entrada en la propuesta 3 ..	68
Figura 31. Simulación de la adición del enfriador y la unidad de separación bifásica en la corriente de salida del gas en la propuesta 3 .....	69
Figura 32. Obtención de condensados a partir las corrientes de la segunda etapa de compresión y de la adición de equipos a la corriente de salida en la propuesta 3.....	70

**Lista de tablas**

Tabla 1. Pozos asociados a la Planta Compresora de Gas Lisama .....	30
Tabla 2. Cromatografía característica del gas campo Lisama. ....	38
Tabla 3. Cromatografía característica del gas campo Lisama. ....	40
Tabla 4. Velocidades recomendadas para el flujo de gases y vapores en líneas de succión. ....	42
Tabla 5. Ecuaciones de estado requeridas para el cálculos de las propiedades de la corriente de gas .....	47
Tabla 6. Condiciones del gas en la corriente de entrada. ....	54
Tabla 7. Condiciones del gas en la corriente de salida. ....	54
Tabla 8. Líquidos separador primera etapa. ....	54
Tabla 9. Líquidos separador segunda etapa. ....	54
Tabla 10. Líquidos separador segunda etapa. ....	55
Tabla 11. Líquidos tanque D-01. ....	55
Tabla 12. Medición de Humedad corrientes de gas Compresora Lisama. ....	56
Tabla 13. Caracterización de los condensados que son transferidos a la Deshidratadora Lisama empleando carrotanque. ....	57
Tabla 14. Inventario de condensado en balas, despacho carrotanque y recibo tanques deshidratadora Lisama. Parte A. ....	59
Tabla 15. Inventario de condensado en balas, despacho carrotanque y recibo tanques deshidratadora Lisama. Parte B. ....	60
Tabla 16. Condiciones del gas en la corriente de entrada en la propuesta 1. ....	62
Tabla 17. Condiciones del gas en la corriente de salida en la propuesta 1. ....	62

Tabla 18. Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 1. ....	62
Tabla 19. Volumen de líquidos en el separador de la segunda etapa de la propuesta 1. ....	62
Tabla 20. Volumen de líquidos en el separador de la tercera etapa de la propuesta 1. ....	62
Tabla 21. Volumen de líquidos en el tanque D-01 de la propuesta 1. ....	63
Tabla 22. Condiciones del gas en la corriente de entrada en la propuesta 2. ....	66
Tabla 23. Condiciones del gas en la corriente de salida en la propuesta 2. ....	66
Tabla 24. Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 2. ....	67
Tabla 25. Volumen de líquidos en el separador de la segunda etapa de la propuesta 2. ....	67
Tabla 26. Volumen de líquidos en el separador de la tercera etapa de la propuesta 2. ....	67
Tabla 27. Volumen de líquidos en el tanque D-01 de la propuesta 2. ....	67
Tabla 28. Condiciones del gas en la corriente de entrada en la propuesta 3. ....	71
Tabla 29. Condiciones del gas en la corriente de salida en la propuesta 3. ....	71
Tabla 30. Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 3. ....	72
Tabla 31. Volumen de líquidos en el separador de la segunda etapa de la propuesta 3. ....	72
Tabla 32. Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 3. ....	72
Tabla 33. Volumen de líquidos en el tanque D-01 de la propuesta 3. ....	72
Tabla 34. Condensados obtenidos para el almacenamiento en el tanque bala para las diferentes propuestas. ....	73
Tabla 35. Costo de los equipos requeridos para la alternativa 2. ....	74
Tabla 36. Costo de los equipos requeridos para la alternativa 3. ....	75
Tabla 37. Variables para la aplicación de la metodología. ....	76
Tabla 38. Cálculo de VPN y TIR para la implementación de la propuesta 2. ....	78

## Resumen

Título: Simulación y evaluación de un sistema de recuperación de líquidos de las corrientes de gas de entrada a la compresora Lisama\*

Autor: Danny Vargas Gutiérrez\*\*

Palabras Clave: Gas natural, líquidos del gas, condensados, procesamiento.

Descripción:

El gas natural debe ser sometido a diferentes tratamientos y/o procesos para cumplir con las especificaciones de calidad establecidas para transporte del mismo y con los parámetros definidos en la operación de ciertos equipos. Cumplir o controlar estas especificaciones dentro de los parámetros permite prevenir futuros problemas técnicos, operativos y económicos en las empresas.

La eliminación del contenido de líquidos en un gas evita la reducción de la capacidad de flujo a través de las líneas de transporte del mismo, ayuda al control o eliminación de procesos de corrosión, además de otros problemas relacionados con la formación de hidratos. Cuando no existe un adecuado control de los líquidos (condensados + agua) en las corrientes de gas estos se acumulan en la sección inferior de la tubería, ocasionando inconvenientes en las instalaciones del sistema y finalmente pueden ocasionar escapes, incendios y explosiones.

En la actualidad en el campo Lisama no existen mecanismos de recuperación de líquidos de la corriente de gas basados en la composición y características del mismo, lo que ocasionan: acumulación de líquidos en las líneas, Incumplimiento de las especificaciones de calidad establecidas en el RUT, para el transporte de gas natural, disminución de la integridad física de los compresores y líneas del campo, pérdida de tiempo por parada de las estaciones, aumento de los índices por quema de gas, entre otros problemas.

Basados en esta situación se hace necesario seleccionar un sistema de recuperación de líquidos de la corriente de gas de entrada de la compresora Lisama que permita solucionar la condición operacional actual del campo y lograr una mayor confiabilidad en el campo, lo cual traerá beneficios técnicos y económicos para el campo.

---

\* Tesis de Maestría

\*\* Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Javier Alberto Sanabria Cala, Doctor en Ingeniería Química.

### Abstract

**Title:** Simulation and evaluation of a liquid recovery system from the inlet gas streams to the Lisama compressor\*

**Author:** Danny Vargas Gutiérrez\*\*

**Keywords:** Natural Gas, Gas Liquids, Condensates, Processing.

**Description:**

Natural gas must be subjected to different treatments and / or processes to comply with the quality specifications established for its transportation and with the parameters defined in the operation of certain equipment. Meeting or controlling these specifications within the parameters allows to prevent future technical, operational and economic problems in companies.

The elimination of the content of liquids in a gas avoids the reduction of the flow capacity through the transport lines of the same, helps to control or eliminate corrosion processes, in addition to other problems related to the formation of hydrates. When there is no adequate control of the liquids (condensates + water) in the gas streams, these accumulate in the lower section of the pipe, causing inconveniences in the system installations and finally can cause leaks, fires and explosions.

Currently in the Lisama field there are no mechanisms for recovering liquids from the gas stream based on its composition and characteristics, which cause: accumulation of liquids in the lines, non-compliance with the quality specifications established in the RUT, for the transportation of natural gas, decrease in the physical integrity of the compressors and lines of the field, loss of time due to stoppage of the stations, increase in the rates of gas flaring, among other problems.

Based on this situation, it is necessary to select a liquid recovery system from the inlet gas stream of the Lisama compressor that allows solving the current operational condition of the field and achieving greater reliability in the field, which will bring technical and economic benefits. for the field

---

\* Master Thesis

\*\* Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Javier Alberto Sanabria Cala, PhD in Chemical Engineering

## Introducción

El gas natural es un combustible fósil empleado en una gran variedad de aplicaciones energéticas, industriales y de transporte. Generalmente, el gas natural es extraído de los campos productores en conjunto con el petróleo crudo, por lo cual debe ser sometido a diferentes procesos y tratamientos para cumplir con las especificaciones de calidad establecidas para su transporte y comercialización, así como los parámetros definidos para la operación de determinados equipos. Cuando los tratamientos realizados al gas natural permiten cumplir con estas condiciones se hace posible prevenir futuros problemas técnicos, operativos y económicos en las empresas.

Uno de los parámetros de mayor relevancia durante el procesamiento del gas natural es el contenido de líquidos, tanto de agua como de hidrocarburos condensables. Cuando no existe un adecuado control de los líquidos en las corrientes de gas, estos se acumulan en la sección inferior de las tuberías y ocasionan inconvenientes en las instalaciones del sistema, que finalmente pueden generar escapes, incendios y explosiones. La eliminación del contenido de líquidos en el gas permite obtener diferentes beneficios, como evitar la reducción de la capacidad de flujo del gas a través de las líneas de transporte, controlar y eliminar fenómenos de corrosión y evitar la formación de hidratos al interior de las tuberías, daños en los sistemas de compresión, entre otros.

Actualmente, en el campo Lisama el gas es comprimido y enviado hacia la planta de gas El Centro para su procesamiento (actualmente solo proceso de secado del gas), mediante dos líneas de transporte o gasoductos, las cuales tienen 6" y 8" de diámetro con una extensión aproximada de 52 km cada uno. En condiciones operacionales normales la presión de descarga de los compresores oscila entre 550 y 600 psi, lo cual es señal de que el gasoducto se encuentra libre de líquidos.

Sin embargo, la detección de incrementos en las mediciones de presión refleja la aparición de una carga de líquidos, lo cual conlleva a la ejecución inmediata de la operación de limpieza interior mediante desplazamiento de un PIG, conocida en la industria como “operación de marraneo”. Actualmente, este proceso de limpieza o “marraneo” se realiza cada tres días de forma alternativa a través de las dos líneas de transporte. Esta operación está arrojando el desplazamiento promedio de 200 a 250 bls semanales de condensado en las líneas. La presencia de esta columna de líquidos en la línea genera el aumento de la presión en la descarga de los compresores, lo cual obliga a que la operación de estas máquinas se realice fuera de las ventanas operativas del equipo; además de esto, se produce un incremento de la quema de gas y del deterioro de la línea, debido a la acumulación de líquidos corrosivos en su interior, principalmente en los puntos bajos donde se hace más difícil su desplazamiento en la operación de limpieza.

En la actualidad, la Compresora Lisama no cuenta con un sistema para la remoción y recuperación del agua y los líquidos condensables del gas natural, por lo cual se plantea la necesidad de simular y evaluar un sistema de recuperación de líquidos en las corrientes de gas de la Compresora Lisama, que permita cumplir con parámetros especiales para el transporte de gas, disminuir el factor de falla de los compresores y líneas de transporte, y reducir las pérdidas de producción por paradas no programadas de las estaciones y gasoductos ocasionadas por la obstrucción de las líneas.

La presencia de líquidos en las líneas de transporte de gas natural ha generado para la empresa costos adicionales asociados a tiempos no productivos e incumplimientos legales. Así, con la implementación de este sistema se busca la recuperación de los líquidos que se acumulan en las tuberías y aceleran los fenómenos de corrosión, eliminando estos líquidos se mejora la confiabilidad y durabilidad de los compresores y gasoductos del campo Lisama, la ampliación de

los tiempos de mantenimiento e intervención de equipos y se aumenta la rentabilidad técnica y económica del activo Lisama.

## **1. Objetivos**

### **1.1 Objetivo General**

Evaluar la implementación de un sistema de recuperación de condensados de gas de la compresora Lisama a través de simulación numérica de procesos mediante la herramienta HYSYS.

### **1.2 Objetivos Específicos**

Determinar las causas del fenómeno de condensación de líquidos del gas natural en la línea de transporte de la Compresora Lisama.

Establecer y simular las condiciones actuales de operación en la Compresora de gas Lisama.

Simular un sistema de recuperación de líquidos de la corriente de gas de la Compresora Lisama que permita retirar la mayor cantidad de líquidos determinando su ubicación a la entrada o salida del sistema de compresión mediante un software de tipo comercial.

Evaluar las alternativas para el aprovechamiento del líquido recuperado y los beneficios económicos que estos representan para la empresa.

## **2. Marco de Referencia**

### **2.1 Gas natural**

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos ligeros compuesto principalmente por metano ( $C_1$ ), etano ( $C_2$ ), propano ( $C_3$ ), butanos ( $C_4$ ) y pentanos ( $C_5$ ) (Barrios & Siza, 2017). Además de estos componentes, es posible encontrar en el gas natural trazas de dióxido de carbono

(CO<sub>2</sub>), sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) y nitrógeno (N<sub>2</sub>), entre otros. La composición del gas natural es muy variada, principalmente de acuerdo con el origen geográfico, aunque es posible afirmar que el componente principal de la mezcla es el metano (alrededor del 90%), el cual posee una estructura simple de un átomo de carbono enlazado covalentemente con 4 átomos de hidrógeno. El metano se destaca por ser altamente inflamable, por lo cual se quema fácil y casi totalmente, con niveles muy bajos de contaminación para el medio ambiente.

El gas natural se caracteriza por ser incoloro, inodoro, insípido, no tóxico y no corrosivo, con punto de ebullición a presión atmosférica cercano a los -256 °F. Posee una densidad ligeramente por encima de 0,6 kg/m<sup>3</sup>, menor a la densidad del aire, por lo cual tiende a elevarse y disiparse fácilmente del lugar en donde se encuentra. Además de esto, el gas natural presenta una elevada temperatura de combustión, superior a los 1200 °F, y es inflamable en un intervalo de concentración que va desde 4,5 % hasta 14,5 % mezclado con aire, lo cual hace que el gas natural sea un combustible seguro comparado con otras fuentes fósiles de energía.

A presión atmosférica normal, el gas natural se condensa cuando se enfría por debajo de aproximadamente -160 °C, generando un líquido conocido como gas natural licuado (GNL). Este líquido es dos veces más ligero que el agua y ocupa un volumen alrededor de 600 veces menor que una masa equivalente del gas natural, por lo cual se emplea esta forma para el almacenaje, transporte y comercialización.

El gas natural puede ser encontrado en una gran variedad de localizaciones geográficas alrededor de mundo, en depósitos ubicados en las profundidades de la superficie terrestre o bajo el lecho de los océanos. De igual forma, las capas de gas pueden encontrarse sobre los yacimientos de petróleo o estar atrapadas en el seno de las rocas porosas. Por esta razón, el gas natural puede ser clasificado en asociado, el cual se extrae en conjunto con el petróleo crudo y contiene grandes

cantidades de hidrocarburos como etano, propano, butano y naftas, o no asociado, el cual se encuentra en depósitos exclusivamente de gas en ausencia de petróleo crudo y presenta mayor contenido de metano. Al ser un gas inodoro, los estándares de seguridad indican que para permitir la detección de fugas se añade una cantidad menor a 50 ppm de etil mercaptano, un compuesto orgánico de azufre que permite la manipulación y comercialización segura del gas natural.

## 2.2 Contenido de agua en el gas natural

Normalmente el gas natural está saturado con vapor de agua a las condiciones de presión bajas y temperaturas altas de operación, con un contenido que varía entre 20 y 100 libras de agua por millón de pie cúbico estándar (lb H<sub>2</sub>O/MMPCS). La mayoría del agua contenida en el gas natural se encuentra libre en fase líquida, por lo cual puede ser removida a través de separadores. Sin embargo, después de este proceso el gas natural aun presenta una fracción de agua en forma de vapor que no es removida. Los métodos más utilizados para determinar la cantidad de agua contenida en el gas natural son el *Bureau of Mines Dew Point Tester* y el método Dupont y Karl Fischer (Barrientos, s.f.).

Cuando este vapor de agua se condensa parcialmente en el interior de las líneas de transporte del gas por efecto de variaciones de la presión y la temperatura del sistema, se producen diversos problemas que no permiten asegurar el flujo en las tuberías y plantas de procesamiento, tales como:

- **Corrosión interna de tuberías:** Causada por la presencia de trazas de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en el gas, las cuales se disuelven en el agua para formar ácidos que son altamente corrosivos.
- **Reducción de la capacidad de transmisión de gas:** En fase líquida, el agua se deposita en las partes bajas de las tuberías y puede incrementar la caída de presión, así como producir tapones de líquido.

- **Formación de hidratos:** En condiciones de alta presión (entre 362,595 y 1595,418 psi) y baja temperatura (entre 35 y 53 °F), los hidrocarburos de bajo peso molecular como el metano, etano, propano e isobutano pueden combinarse con el agua libre en el sistema para formar hidratos de gas, los cuales obstruyen el flujo del gas natural y ocasiona elevadas caídas de presión a lo largo de la tubería. La composición del hidrato es aproximadamente un 10 % de hidrocarburos y un 90 % de agua, con gravedad específica de 0,98. Los hidratos pueden ser eliminados mediante diferentes alternativas: incrementando la temperatura, disminuyendo la presión o inyectando inhibidores de hidratos como alcoholes directamente en el gas.

### 2.3 Contenido de líquidos condensados del gas natural

Además del agua, en el gas natural se encuentra una fracción de hidrocarburos más pesada que puede ser extraída del gas por condensación y mantenida en fase líquida, como el propano, butano y otros componentes de mayor peso, dependiendo de la composición del gas. Para calcular el contenido en el gas natural de este tipo de hidrocarburos condensables se emplea el término GPM, el cual se define como la cantidad de galones de líquido formado por hidrocarburos con 3 o más átomos de carbono en su cadena (C3+) que se pueden separar por cada 1000 ft<sup>3</sup> de gas, medidos en condiciones estándar. De esta forma, en la literatura se establece que un gas rico presenta un GPM mayor o igual a 3; sin embargo, el gas natural con valores de GPM menores a 3 se considera económicamente rentable en la actualidad, debido al alza del precio del petróleo y los demás hidrocarburos a nivel mundial. También se pueden calcular valores de GPM C2+ o GPM C1+ de acuerdo con los requerimientos de la norma.

Otros términos asociados a la presencia de agua y líquidos condensables en el gas natural son el punto de rocío de los hidrocarburos (PRH), el cual representa la temperatura a la cual se empiezan a condensar los hidrocarburos de la mezcla de gas a una presión determinada, y el punto

de rocío al agua (PRA), el cual es la temperatura a la cual el vapor de agua se empieza a condensar de la mezcla gaseosa a una presión determinada. De estos dos términos, el PRH es el de mayor importancia debido a que corresponde a una de las principales especificaciones solicitadas para el gas natural que se comercializa, ya que permite asegurar que no se formen hidrocarburos líquidos en la tubería cuando la línea se enfría a la temperatura del suelo, o cuando hay enfriamiento debido a la expansión. El PRH varía con la composición, la presión y la temperatura; así, generalmente se especifica este parámetro a una presión seleccionada, teniendo en cuenta la influencia de la temperatura ambiente sobre el valor calculado.

## **2.4 Procesos de deshidratación del gas natural**

El gas natural es tratado a través de diferentes procesos para remover y recuperar los líquidos condensables. Dentro de estos procesos se destacan:

### **2.4.1 *Absorción con glicoles.***

Este proceso consiste en poner en contacto dentro de una torre de absorción (de platos o empacada) una solución de glicol con la corriente de gas a la cual se le desea retirar el agua. El gas entra por el fondo de la torre y la solución de glicol entra por la parte superior en contracorriente. A medida que el gas asciende hacia la parte superior de la torre, el agua es retirada y se transfiere hacia el glicol para que el gas sea retirado finalmente de la torre con un contenido de agua específico.

### **2.4.2 *Adsorción con tamices moleculares.***

Este es uno de los procesos más frecuentes cuando se requieren niveles muy bajos de agua en el gas deshidratado, y consiste en pasar el gas a través de un lecho compuesto principalmente por aluminosilicatos. Al circular el gas, el vapor de agua es atrapado en las cavidades del material que conforma el lecho.

### **2.4.3 Combinación refrigeración/adsorción.**

Existen diferentes configuraciones para la deshidratación del gas natural donde se puede encontrar una combinación de los procesos de refrigeración y adsorción para remover agua. Mediante la aplicación de este esquema de procesos se remueve un alto porcentaje del agua contenida, enfriando el gas desde temperatura ambiente hasta temperaturas en el rango de 60 a 80 °F. La aplicación de este arreglo combinado de procesos puede ser atractiva si el sistema de deshidratación está asociado a facilidades de extracción de líquidos del gas en donde se pueda disponer de corrientes frías.

### **2.5 Tecnología de extracción de líquidos del gas**

La tecnología de extracción de líquidos de gas, comprenden los componentes que se pueden extraer del gas natural para mantenerlos en estado líquido. Por lo tanto, es la parte más pesada de la mezcla de hidrocarburos y se refiere al propano y los componentes más pesados (C3+). Como se mencionó anteriormente, las propiedades más importantes en el estudio de extracción de líquidos del gas son el punto de rocío de los hidrocarburos (PRH), el punto de rocío al agua (PRA) y el GPM del gas (Bracho, 2012).

Por otra parte, el gas de venta debe cumplir especificaciones no solamente por contenido de agua sino también ciertos requerimientos con respecto al punto de rocío por hidrocarburo, que para Colombia están regidas por la Comisión de Regulación de Energía y Gas – CREG. El PRH varía con la composición, la presión y la temperatura, y normalmente se especifica como una temperatura máxima a una presión seleccionada. En EE. UU., por su parte, estas especificaciones son 15 °F máximo a 800 psia, y en Venezuela la especificación es de 36 °F; esta diferencia radica en el hecho de que las temperaturas ambientes son diferentes. Estos valores de presión se seleccionan porque generalmente está cerca de la temperatura cricondentérmica para el gas de

venta. La razón para el valor de la temperatura de PRH es asegurar que no se formen hidrocarburos líquidos en la tubería, cuando la línea se enfría a la temperatura del suelo, o cuando hay enfriamiento debido a la expansión. Dicha especificación de punto de rocío es adecuada a fin de evitar hidrocarburos líquidos en los sistemas de distribución de gas natural. Para alcanzar la especificación de punto de rocío por hidrocarburo es necesario tratar el gas para remover prácticamente todos los hidrocarburos pesados de la mezcla, debido a que pueden ocasionar pérdida en la eficiencia de transporte, riesgo de incendio y explosiones en los quemadores industriales, pérdida de eficiencia en los sistemas de combustión por taponamiento parcial de las boquillas y errores en los sistemas de medición (CREG, 2007), debido a su posible condensación en los diferentes puntos de la línea de transporte del gas, que generalmente conllevan a una obstrucción.

## **2.6 Contenido de vapor de agua en el gas**

Los métodos más utilizados para determinar el contenido de agua en gas natural son el *Bureau of Mines Dew Point Tester* y el tipo Dupont y Karl Fischer (Duarte, Amaya, & Guerra, 2010). La remoción de agua del gas se recomienda principalmente para evitar la formación de hidratos que pudiesen interrumpir el flujo de gas en tuberías, cumplir requerimientos de calidad del gas exigidos por clientes consumidores, evitar el congelamiento de agua en plantas de recuperación de líquidos del gas que operan a temperaturas comprendidas entre 30,02 y -135,94 °F, así como prevenir la condensación de agua en tuberías de transporte de gas que pudiesen favorecer los mecanismos de corrosión interna en presencia de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.

## **2.7 Descripción de los equipos de la compresora Lisama**

Con el fin de solucionar los diversos problemas relacionados con el transporte de gas y el procesamiento de este en las plantas de compresión y tratamiento, la industria de los hidrocarburos

ha desarrollado esquemas complejos de equipos y herramientas que permiten optimizar las condiciones de transporte y así cumplir con los requerimientos establecidos. Una breve descripción de los equipos más importantes empleados en la industria se presenta a continuación:

### **2.7.1 Scrubber:**

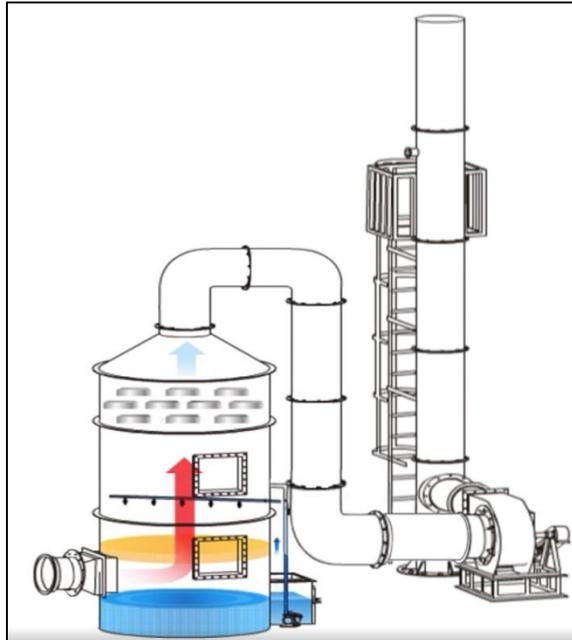
La unidad *scrubber* es un separador de dos fases que está diseñado para recuperar los líquidos arrastrados desde las salidas de gas de los separadores de producción o para atrapar los líquidos condensados debido al enfriamiento o a las caídas de presión (Steward & Arnold, 2008), y su boceto se muestra en la Figura 1. La carga de líquido es mucho menor que la de un separador. Las aplicaciones típicas incluyen:

- Aguas arriba de equipos mecánicos, como los compresores que podrían ser dañados, destruidos o ineficaces por el líquido libre.
- Aguas abajo de equipos que pueden hacer que los líquidos se condensen a partir de una corriente de gas (como los refrigeradores).
- Aguas arriba de un equipo de deshidratación de gas que perdería eficiencia, se dañaría o destruiría si se contaminara con líquido hidrocarburos.
- Arriba del sistema de venteo o TEA.

Los *scrubber* tienen variaciones en su diseño, destacando la configuración vertical y horizontal, siendo los primeros los más utilizados.

### **Figura 1.**

*Boceto de un Scrubber.*



Nota: Adaptado de Ingeniero Marino. (2018, 31 de mayo). Funcionamiento de un Scrubber o Lavador de gases. Sistema de postratamiento de los gases de escape. [shorturl.at/mAMQ5](http://shorturl.at/mAMQ5)

### 2.7.2 Separadores.

Un recipiente cilíndrico o esférico utilizado para separar el petróleo, el gas y el agua de la corriente total de fluidos producidos en un campo, como se muestra en la Figura 2. Los separadores pueden ser horizontales o verticales, y pueden clasificarse en bifásicos y trifásicos (comúnmente llamados separadores de agua libre). El tipo de dos fases se ocupa sólo del petróleo y el gas, mientras que el tipo de tres fases se ocupa del petróleo, el agua y el gas. Además, los separadores se pueden clasificar según su presión de funcionamiento: las unidades de baja presión manejan presiones de 10 a 180 psi; los separadores de media presión operan de 230 a 700 psi; finalmente, las unidades de alta presión manejan presiones de 975 a 1500 psi. La segregación por gravedad es la fuerza principal que logra la separación, lo que significa que el fluido más pesado se asienta en el fondo y el fluido más ligero sube a la parte superior. Además, en el interior del recipiente, el grado de separación entre el gas y el líquido dependerá de la presión de funcionamiento del

separador, el tiempo de residencia de la mezcla de fluidos y el tipo de flujo del fluido. El flujo turbulento permite que escapen más burbujas que el flujo laminar (Schlumberger Oilfield Glossary, 2020).

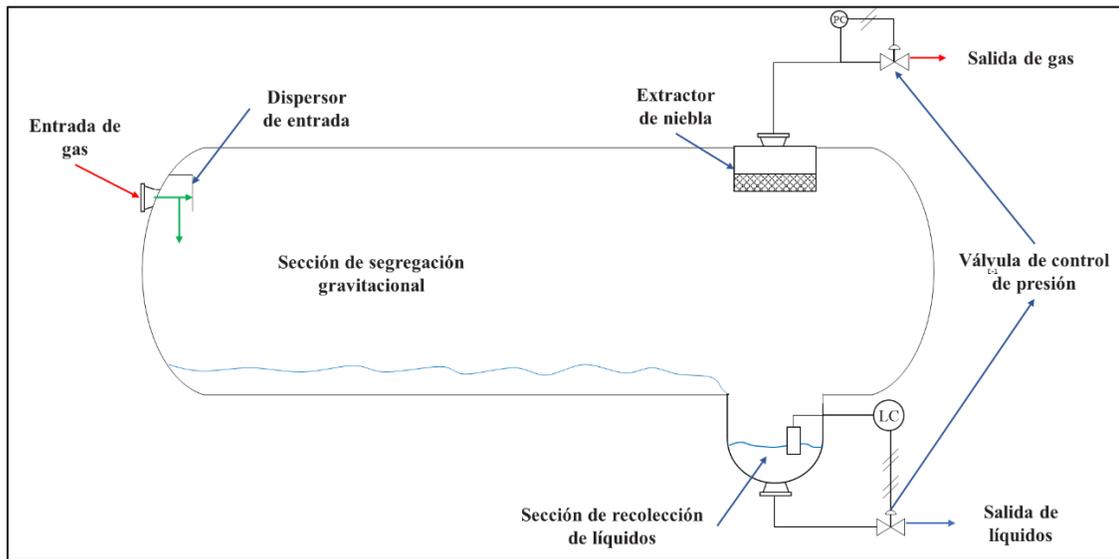
En el diseño de los separadores de petróleo y gas, se separan mecánicamente de una corriente de hidrocarburos los componentes líquidos y gaseosos que existen a una temperatura y presión específicas. El diseño adecuado del separador es importante porque un recipiente de separación es normalmente el recipiente de procesamiento inicial en cualquier instalación, y un diseño inadecuado de este componente del proceso puede "atascar" y reducir la capacidad de toda la instalación. El equipo de flujo descendente no puede manejar mezclas de gas-líquido, dadas las siguientes limitaciones:

- Las bombas requieren líquido sin gas para evitar cavitación.
- El compresor y el equipo de deshidratación requieren gas sin líquido.
- La especificación del producto establece límites de impurezas.
- El petróleo generalmente no puede contener más del 1% de BS&W.
- Los contratos de venta de gas generalmente requieren que el gas no contenga líquidos libres.
- Los dispositivos de medición de gases o líquidos son altamente imprecisos cuando se presenta otra fase.

Los separadores se llaman a veces "*gas scrubbers*" cuando la relación entre la tasa de gas y la tasa de líquido es muy alta. Un "*slug catcher*", comúnmente usado en las tuberías de recolección de gas, es un caso especial de un gas-líquido de dos fases (Steward & Arnold, 2008).

**Figura 2.**

*Boceto de un separador bifásico.*



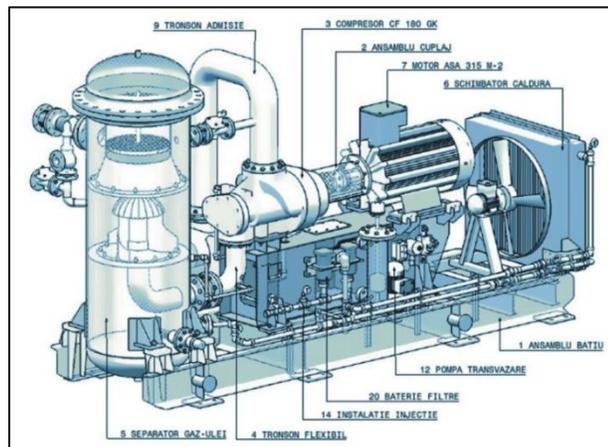
Nota: Adaptado de Steward & Arnold. (2008).

### 2.7.3 Compresor.

Un compresor es un dispositivo cuya finalidad es elevar la presión del aire o del gas natural. Normalmente utiliza el desplazamiento positivo para comprimir el gas a presiones más altas para que este pueda fluir en tuberías y otras instalaciones, y su esquema se muestra en la Figura 3.

**Figura 3.**

*Esquema de un compresor industrial.*



Nota: Adaptado de Market release reports. (2014, 22 de Julio). Compressor oil industry | global and China oil and gas industry 2014. <https://marketrelease.wordpress.com/2014/07/22/compressor-oil-industry-global-and-china-oil-and-gas-industry-2014/>.

La compresión incrementa la temperatura del gas, por lo que es común encontrar un enfriador después de cada etapa de compresión. A mayor presión, puede recuperarse más líquido, el cual es separado en un separador antes de una nueva etapa de compresión y enfriamiento.

#### **2.7.4 Enfriadores.**

También conocidos como intercambiadores de calor, son equipos que se utilizan en las instalaciones de producción de gas, como se muestra en la Figura 4. Comúnmente se encuentran de tipo casco y tubo (*Shell-and-tube*), de doble tubo (*Double-pipe*), de placa y marco (*Plate-and-frame*), de baño (*Bath-type*), de aire forzado (*Forced-air*) o de combustión directa (*Direct-fired*) (Stewart & Arnold, 1999). En la mayoría de los intercambiadores, los fluidos están separados por una superficie de transferencia de calor, y lo ideal es que no se mezclen. Los intercambiadores de calor se utilizan en todo tipo de industrias: energética, transporte, aires acondicionados, refrigeración, criogenia, combustibles alternativos y otras industrias. Ejemplos comunes de intercambiadores de calor que nos son familiares en de uso diario son los radiadores, condensadores, evaporadores, precalentadores de aire y refrigeradores de aceite de los automóviles (Thulukkanam, 2013).

#### **Figura 4.**

*Intercambiador de calor de un paso.*



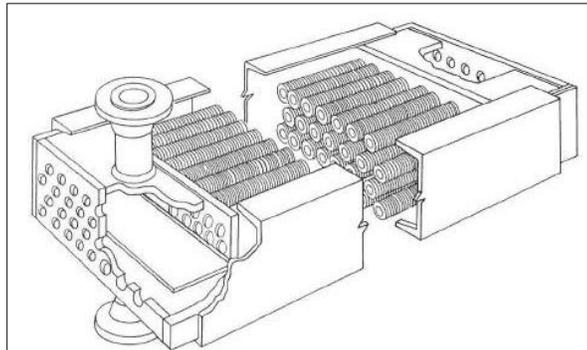
Nota: Adaptado de Thulukkanam. (2013).

### **2.7.5 Aeroenfriador**

Se utilizan a menudo para enfriar un fluido caliente a una temperatura cercana al ambiente. Son mecánicamente simples y flexibles, y eliminan la molestia y el costo de un sistema de enfriamiento. En climas cálidos, los aeroenfriadores pueden no ser capaces de proporcionar una temperatura tan baja como los intercambiadores de los tubos y cáscaras, que usan un medio frío. En los intercambiadores el haz de tubos está en el lado de descarga o de succión de un ventilador, dependiendo de si el ventilador está soplando aire a través de los tubos o aspirando aire a través de ellos (Stewart & Arnold, 1999). Su esquema se muestra en la Figura 5.

#### **Figura 5.**

*Aeroenfriador.*



Nota: Adaptado de Stewart & Arnold. (1999).

### **3. Causas de la condensación de líquidos del gas natural en la línea de transporte de la compresora Lisama**

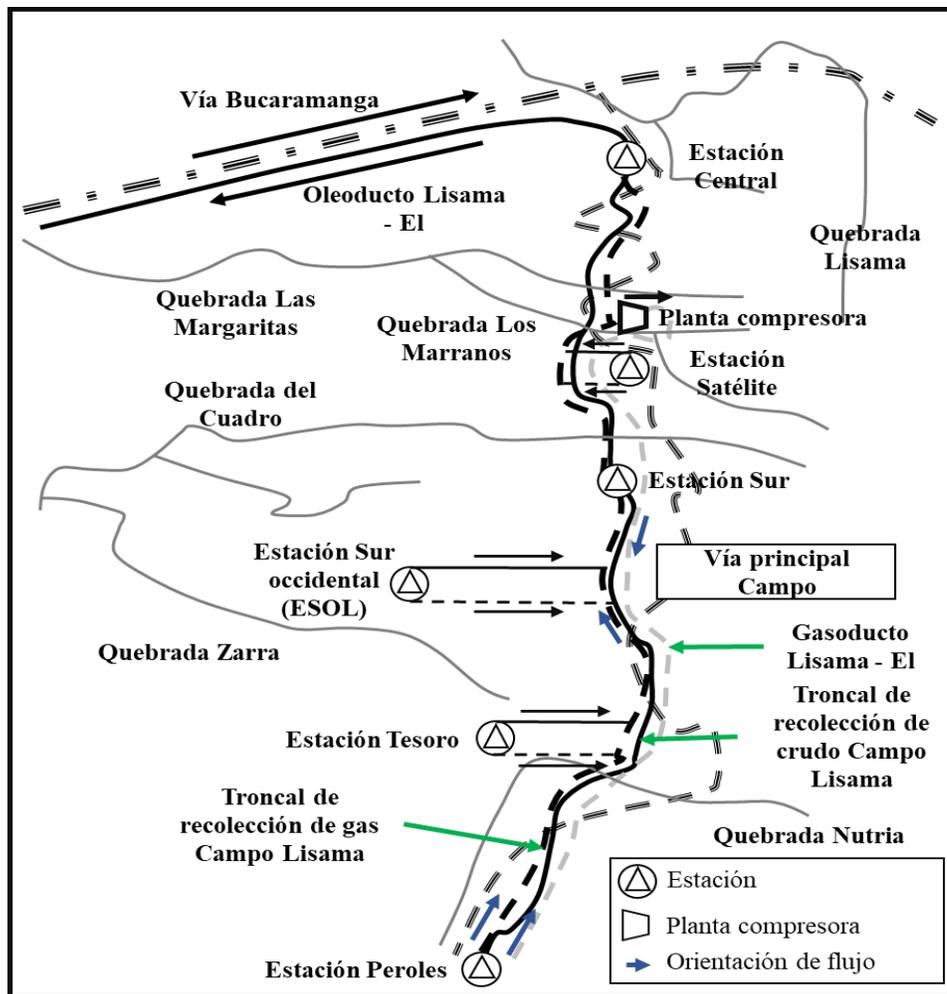
### 3.1 Generalidades de la compresora de gas Lisama

A finales de los años sesenta se inicia la construcción de lo que hoy se conoce como Estación Compresora de Gas Lisama, la cual entró en servicio el 20 de noviembre de 1979. La Planta Compresora de Gas Lisama está localizada en la cuenca del Valle Medio del Magdalena, en la esquina de la antigua Concesión de Mares, y actualmente constituye el 50 % de la base de la producción de refinados blancos de la Planta de Gas El Centro. Esta planta abarca un área aproximada de 17 km<sup>2</sup> distribuida como se observa en la figura 6, donde se ubican los pozos Lisama, San Luis, Nutria y Tesoro (tabla 1), y está compuesta por cuatro áreas estructurales y estratigráficas: Lisama, Tesoro, Nutria y Peroles. La estructura del campo en los años 1925 y 1932 fue descrita y asociada a la falla “La Salina”, la cual es un elemento disipador de hidrocarburos, y a las formaciones Colorado (zona A) y Mugrosa (zona B y C) como productoras.

El gas que llega a la Planta Compresora de Gas Lisama proviene de 5 estaciones, encargadas de la separación de la mezcla de crudo, gas y agua proveniente de los pozos; a continuación, se presenta el aporte aproximado de cada una de estas estaciones, así como su cantidad de equipos de separación.

#### **Figura 6.**

*Ubicación del campo Lisama.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

**Tabla 1.**

*Pozos asociados a la Planta Compresora de Gas Lisama. Fuente: Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.*

<b>CAMPO</b>	<b>Activos</b>	<b>Inactivos</b>	<b>Terminados</b>	<b>Abandonados</b>	<b>Inyectores</b>
<b>Lisama</b>	37	43	167	87	0
<b>San Luis</b>	1	9	10	0	0
<b>Nutria</b>	26	13	47	7	1 (piloto)
<b>Tesoro</b>	13	12	43	18	0

## 3.2 Estaciones de recolección de gas del campo Lisama

### 3.2.1 Estación Central Lisama.

Con aporte de 1.2 MMSCFD, esta estación cuenta con 2 separadores generales (158 y N°1) y 4 separadores de prueba (V2, V3, V4 Y V5), mostrada en la figura 7.

#### Figura 7.

*Estación de separación Central Lisama.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

### 3.2.2 Estación Peroles.

Con aporte de 0,5 MMSCFD, esta estación cuenta con 1 separador general y 2 separadores de prueba, como se muestra en la figura 8.

#### Figura 8.

*Estación de separación Peroles.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

### 3.2.3 Estación Satélite.

Con aporte de 2 MMSCFD, esta estación cuenta con 1 separador general y 2 separadores de prueba (VN2 y VN3), como se muestra en la figura 9.

#### **Figura 9.**

*Estación de separación Satélite.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

### 3.2.4 Estación Sol.

Con aporte de 1,3 MMSCFD, esta estación cuenta con 1 separador general (N°1) y 4 separadores de prueba (2, 3, 4 y 5), plasmados en la figura 10.

**Figura 10.**

*Estación de separación Sol.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

**3.2.5 Estación Tesoro.**

Con aporte de 2 MMSCFD, esta estación cuenta con 1 separador general y 3 separadores de prueba, como se muestra en la figura 11.

**Figura 11.**

*Estación de separación Tesoro.*

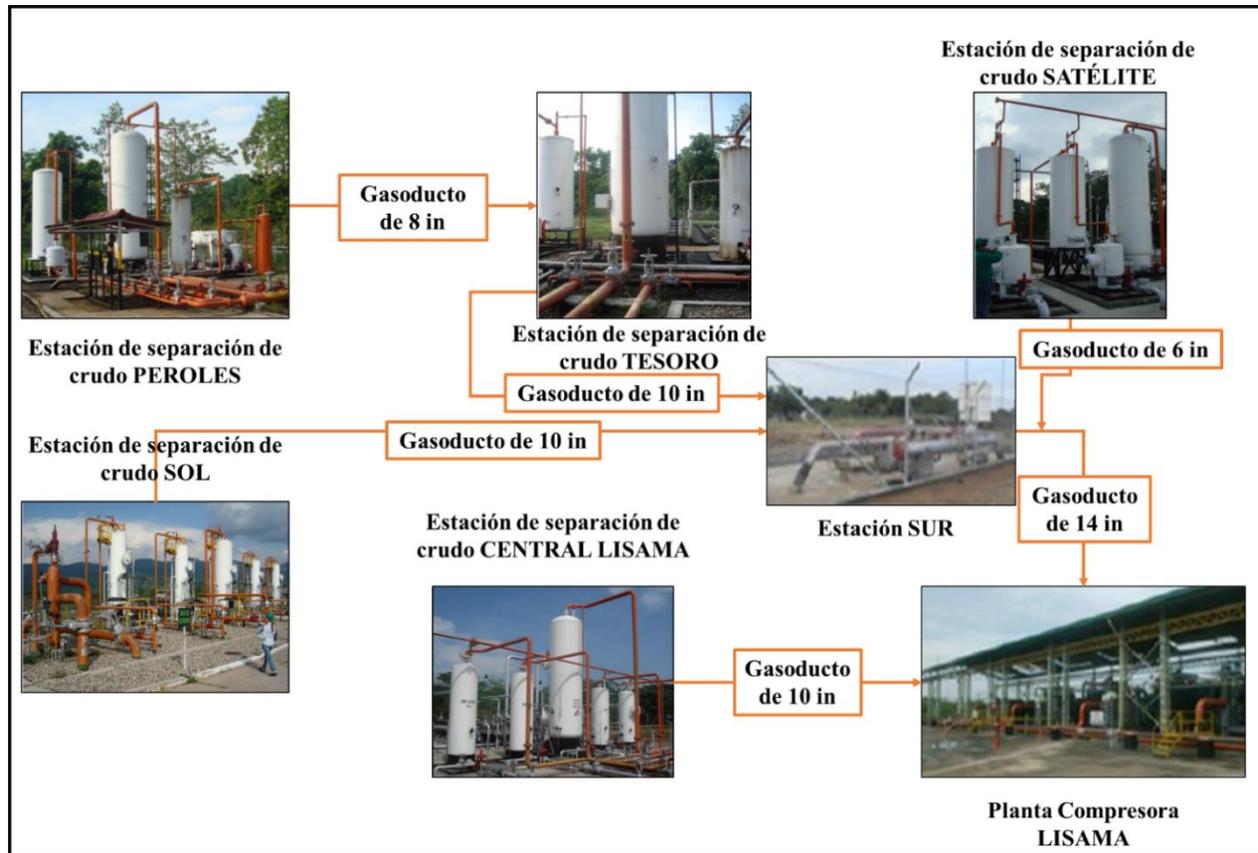


Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

Finalmente, el esquema general se presenta en la figura 12.

**Figura 12.**

*Sistema general de estaciones de separación de Lisama.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

### 3.3 Descripción del proceso en la compresora Lisama

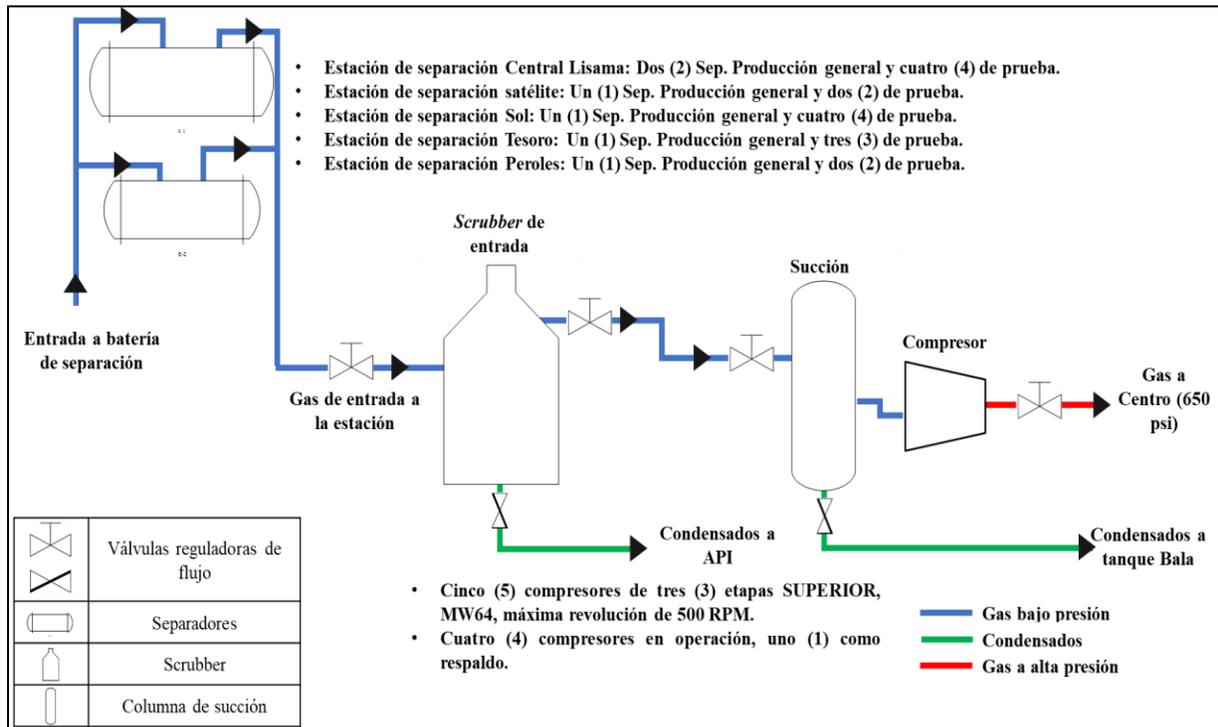
En la figura 13 se describe el proceso general que se lleva a cabo en la Compresora Lisama, para el cual se emplea un *Scrubber* general de entrada que recibe el gas proveniente de las 5 estaciones (Central, Peroles, Satélite, Sol y Tesoro), así como un cabezal en la succión y un conjunto de compresores de tres etapas. Por otra parte, en la figura 14 se observa que la Compresora Lisama cuenta con 5 compresores de tres etapas que dirigen el gas comprimido hacia la Planta de Gas, cada uno de los cuales se compone de los siguientes elementos:

- *Scrubber* de succión.
- Supresor de presión a la entrada de cada etapa.

- Supresor de presión a la salida de cada etapa.
- Intercambiador de calor.
- *Scrubber* de descarga para cada etapa.
- Sistema de alivio de presión.

**Figura 13.**

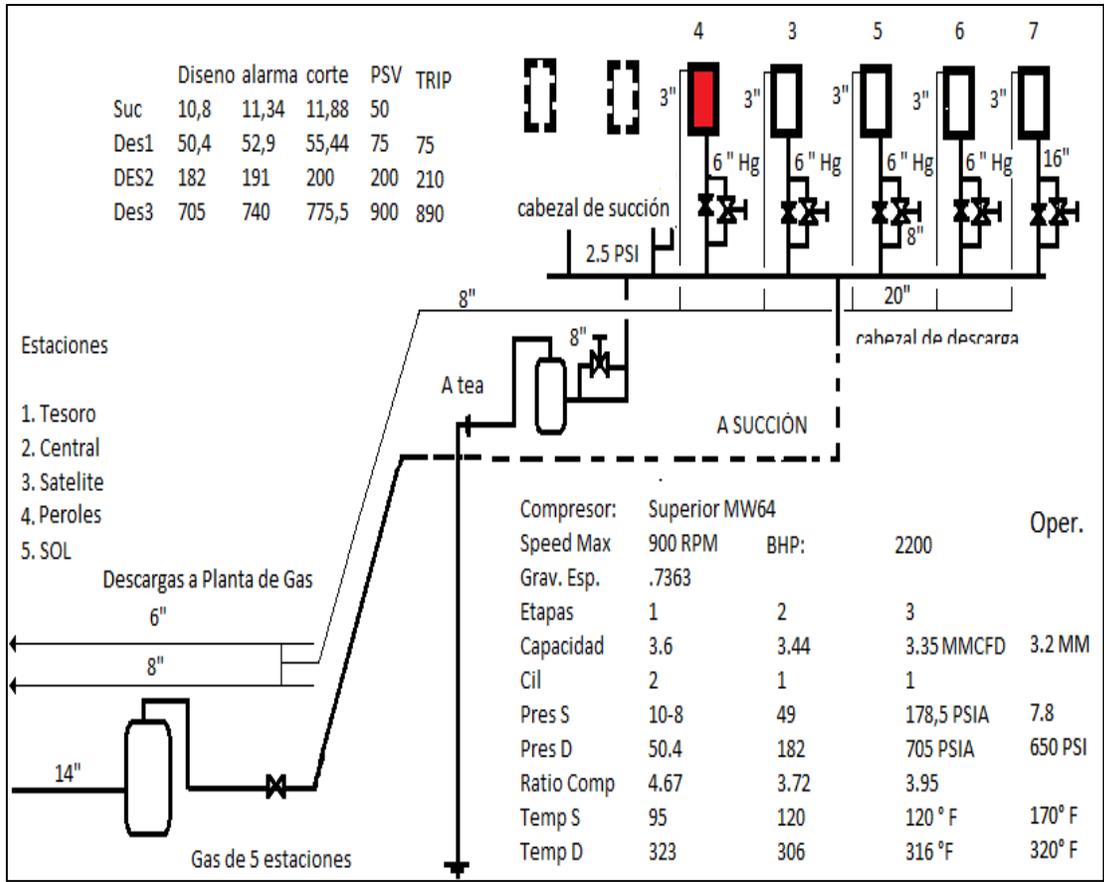
*Proceso general realizado en la Compresora Lisama.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

**Figura 14.**

*Diagrama esquemático de la Compresora Lisama.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.

El proceso de compresión que se lleva a cabo actualmente en la Compresora Lisama inicia con la llegada de las diferentes corrientes de gas al *Scrubber* general de entrada, el cual maneja un flujo total que oscila entre 6 a 7 MMSCFD. El gas se dirige desde allí hacia el conjunto de 5 compresores de 3 etapas, cada uno con capacidad de compresión de 3,0 MMSCFD, donde el *Scrubber* de succión recibe el flujo a una presión que oscila entre -5 y 5 psi. Finalmente, el gas es retirado por el *Scrubber* de descarga a una presión aproximada entre 650 y 750 psi, cuyo destino final es la planta de gas El Centro.

El proceso que se lleva a cabo al interior de cada uno de los compresores está dividido en 3 etapas secuenciales, que elevan gradualmente la presión. Durante cada etapa, el gas es recibido por el *Scrubber* de succión con un flujo que varía entre 2,8 y 3,0 MMSCFD para cada compresor.

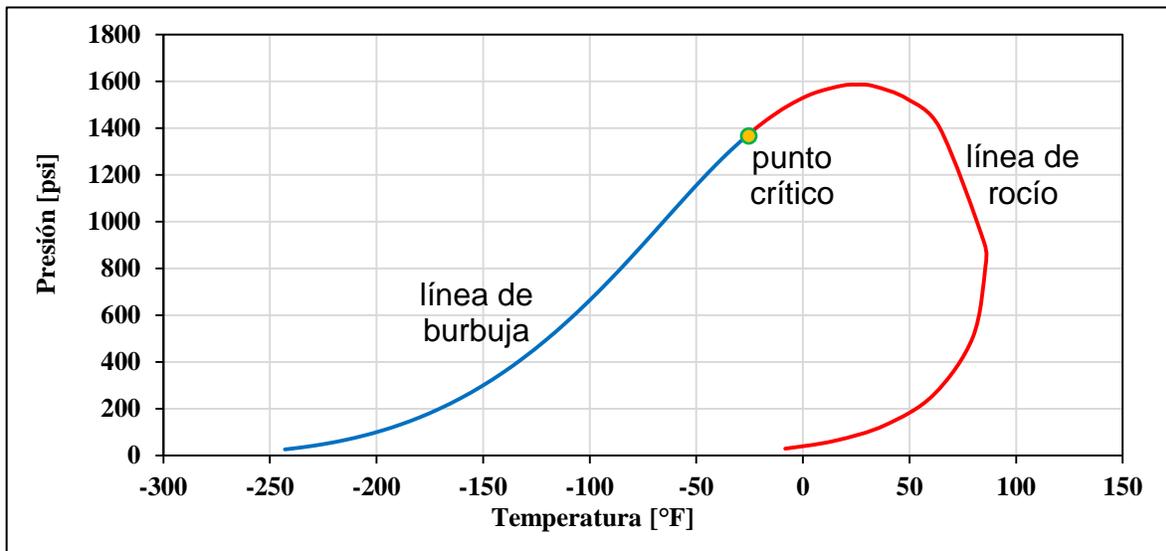
Este flujo de gas es enviado a las cámaras de compresión para elevar su presión, seguido de lo cual se dirige al intercambiador de calor para reducir su temperatura. El gas que sale del intercambiador de calor se dirige hacia el *Scrubber* de descarga, donde son extraídos los líquidos generados por el aumento de presión. Mediante este proceso la presión se eleva a 30 psi para la primera etapa, 170 psi para la segunda y en el rango de 650 a 750 psi para la tercera etapa, presión a la cual es enviado finalmente hacia el cabezal de descarga. Los líquidos extraídos en el *Scrubber* general de entrada son enviados al API, mientras que los líquidos extraídos para los 5 compresores en la primera y segunda etapa son almacenados en un tanque bala con capacidad de 30.000 galones denominado D-01. Los líquidos condensados que se generan por el aumento de la presión en la tercera etapa son descargados directamente a los gasoductos de 6" y 8". Dadas las condiciones actuales de flujo de gas del campo, actualmente trabajan 2 compresores en línea y 3 se encuentran disponibles o en *stand by*.

### **3.4 Propiedades de los fluidos**

En la Figura 15 se presenta la envolvente del gas del campo Lisama en la corriente de entrada a la planta, donde la curva azul corresponde a la línea de burbuja. Esta línea indica la formación de la primera burbuja de gas de la mezcla hidrocarburo proveniente del campo Lisama, la cual inicia a condiciones de temperatura y presión de  $-242,9\text{ }^{\circ}\text{F}$  y  $26,17\text{ psi}$ , y finaliza en el punto crítico ubicado a condiciones máximas de  $-25,22\text{ }^{\circ}\text{F}$  y  $1375,3\text{ psi}$ . De igual forma, la curva roja corresponde a la línea de rocío e indica el inicio del cambio de fase de líquido a gas, la cual se extiende desde el punto crítico hasta condiciones de temperatura y presión de  $-8,3\text{ }^{\circ}\text{F}$  y  $29,39\text{ psi}$ . Así, al interior de la envolvente se asegura la presencia en fase líquida y gaseosa de la mezcla de hidrocarburos, teniendo en cuenta que las condiciones máximas en las que coexisten gas y líquido son  $85,6\text{ }^{\circ}\text{F}$  y  $1585,6\text{ psi}$  y máxima temperatura a  $85,6\text{ }^{\circ}\text{F}$ .

**Figura 15.**

*Envolvente del gas del campo Lisama.*



Nota: Adaptado de Barrios Mejía y Siza Rey, 2017.

De la Compresora Lisama sale una corriente de gas comprimido con un flujo promedio entre 4 y 5 MMPCD hacia la planta de proceso El Centro. De acuerdo con los resultados del análisis por Cromatografía de Gases que se observan en las tablas 2 y 3, este gas es clasificado como gas rico ya que predomina el metano (C1) con un alto contenido de hidrocarburos de orden superior (C2, C3, IC4, NC4, IC5, NC5, C6+), razón por la cual es posible encontrar en él grandes proporciones de productos blancos. De igual forma, en el gas se encuentran presentes en menor medida el dióxido de carbono y el nitrógeno, por lo cual el gas puede también ser considerado como gas dulce.

**Tabla 2.**

*Cromatografía característica del gas campo Lisama. Fuente: Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A*



## GERENCIA REGIONAL DEL MAGDALENA MEDIO

CROMATOGRAFÍA GAS RICO LISAMA FE-344 ASTM  
D-1945

LABORATORIO SUPERINTENDENCIA DE MARES		
<b>P base</b> (psia)	14,65	
<b>T base</b> (°F)	60	
		SAMPLE 1      2      3      4      5
<b>ID DE LA MUESTRA</b>		
<b>FECHA</b>	<b>PROMEDIO</b>	<b>8-mar.-18</b>
<b>HORA</b>		
C1	77,736	77,736
C2	9,489	9,489
C3	5,351	5,351
IC4	0,841	0,841
NC4	1,495	1,495
IC5	0,597	0,597
NC5	0,579	0,579
C6+	0,118	0,118
O <sub>2</sub>	0	0
N <sub>2</sub>	2,365	2,365
H <sub>2</sub>	0	0
CO	0	0
CO <sub>2</sub>	1,428	1,428
H <sub>2</sub> S	0	0
Total	100	100
G especifica	0,73743	0,73743
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	0,05628	0,05628
Peso Molecular	21,28356	21,28356
GPM	3,03193	3,03193
BTU Neto Ideal	1103,40081	1103,4008
BTU Neto Real	1107,25702	1107,257
BTU Neto Ideal	1212,74073	1212,7407
BTU Neto Real	1216,97907	1216,979
F Compresibilidad	0,99652	0,99652
<b>Densidad del aire @ SC</b>		0,0763184

**Tabla 3.**

*Cromatografía característica del gas campo Lisama. Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo ICP. Análisis realizados en junio 2017.*

<b>COMPONENTE</b>		
Submission		100106871
Sampleid		200618199
Material type		GAS NATURAL
Fecha de muestreo		2/05/2011 16:10
Identificación muestra		GAS ENTRADA SEPARADOR
Descripción muestra		Muestreo de gases Lisama
Distrito ECP		SOM
Presión muestra		2 PSI+
Punto de muestreo		SEPARA DOR DE SUCCION
Muestra tomada por		JESUALDO MARQUEZ
<b>COMPONENTE</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>200618199</b>
Oxígeno	% Molar	0,09
Nitrógeno	% Molar	0,36
Dióxido de Carbono	% Molar	0,69
Metano	% Molar	72,54
Etano	% Molar	8,25
Propano	% Molar	5,35

<b>ANALISIS DE GAS NATURAL C12+ NORMA GPA 2286</b>	
<b>Componente</b>	<b>% Molar</b>
i-Butano	1,1100
n-Butano	2,1200
Neo-Pentano	0,0200
i-Pentano	0,7700
n-Pentano	0,7200
2.2-Dimetibutano	0,0200
Ciclopentano+ 2 3-Dirnetilbut	0,0800
Isohexano	0,2300
3-Metilpentano	0,1400
n-Hexano	0,2700
2.2-Dimetipentano	0,0060
Metilciclopentano	0,1146
Isoheptano	0,0484
Benceno	0,0255

3,3-Dimetipentano	0,0041
Ciclohexano	0,0800
2.3-Dimetilpentano	0,0231
3-Metilhexano	0,0665
1t3-Dimetilcyclopentano	0,0195
3-Etilpentano	0,0199
IsoOctano	0,0300
n-Heptano	0,1000
Metilciclohexano	0,0947
1.1.3-Trimetil ciclopentano	0,0049
Eticiclopentano + 2.5 Dimeti	0,0142
1t,2c.3-Trimetilciclopentano	0,0098
Tolueno	0,0300
2-Metilheptano	0,0256
1t,etil3 Metilciclopentano	0,0393
1t2-Dimetilciclohexano	0,0098
n-Octane	0,0020
t- 1,3-Dimetilciclohexano	0,0118
1c.4-Dimetilciclohexano	0,0094
Parafinas C9	0,0139
2.3-Dimetilheptano	0,0020
o-Xileno	0,0100
Etilciclohexano	0,0100
1.1.3-Trimetilciclohexano	0,0100
Etilbenceno	0,0100
MP-Xileno	0,0200
3-Metiloctano	0,0100
n-Nonano	0,0100
Mesitileno	0,0200
Decanos	0,0100
Undecanos	0,0020
Dodecano	0,0004
H2O	6,2500

### 3.5 Cabezal de succión principal

En la figura 16 se presentan las líneas de transporte de gas que se derivan desde el cabezal de succión principal de la estación hacia cada uno de los compresores. Actualmente, el flujo del gas que se procesa en la Compresora Lisama es relativamente menor al flujo para el cual fue diseñada, razón por la cual las tuberías de 20" de diámetro instaladas en el cabezal de succión principal se encuentran sobredimensionadas. Sin embargo, aunque la velocidad del gas es menor

en estos tramos de tubería, la función hidráulica de la Compresora Lisama no se ve afectada de forma negativa por el sobredimensionamiento ya que, según lo establecido por Mott *et al.* (1996) (ver tabla 4), la velocidad del gas no se encuentra por debajo del límite mínimo recomendado.

**Tabla 4.**

*Velocidades recomendadas para el flujo de gases y vapores en líneas de succión.*

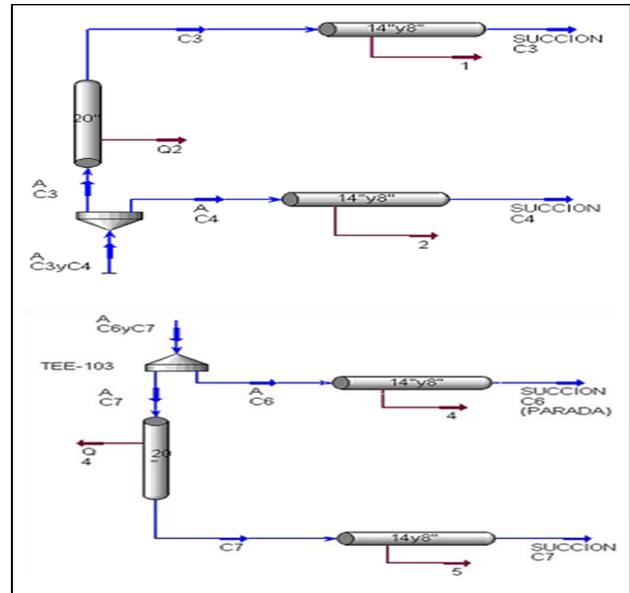
<b>GASES Y VAPORES.</b>		
	Velocidad ( <i>ft/s</i> )	$\Delta P_{100}$ (psi)
<b>P &lt; 0 psig</b>		0,1
<b>0 &lt; P &lt; 50 psig</b>		0,2
<b>50 &lt; P &lt; 150 psig</b>		0,3
<b>150 &lt; P &lt; 200 psig</b>		0,6
<b>200 &lt; P &lt; 500 psig</b>		0,2
<b>P &gt; 500 psig</b>		2,0
<b>Líneas de entrada a un condensador</b>	25-100	
<b>Entrada a la turbina de gas</b>	120-320	3,0
<b>Succión de un compresor</b>		0,5
<b>Descarga de un compresor</b>	100-250	0,1
<b>Cabezales de distribución general</b>		0,5
<b>Vapor de domo de un fraccionador</b>		
<b>P &lt; 10 psig</b>	125-200	0,1
<b>P &gt; 10 psig</b>	125-200	0,5

**Figura 16.**

*Línea del cabezal de succión de los compresores C3, C4, C6 y C7.*



Nota: Adaptado de Aspen HYSYS 9.0 y foto campo.



Además de esto, en el *bypass* donde se produce la reducción abrupta del diámetro de la tubería de 20" a 8" la velocidad del gas aumenta, alcanzando valores de 102,3 ft/s para las líneas de succión de los compresores. Teniendo en cuenta que en este lugar se encuentra ubicada la válvula de control, la caída de presión producida por el cambio de diámetro de la tubería no afecta la presión de succión de los compresores. Por estas razones, la alternativa que contempla la posibilidad de redimensionar el *bypass* tendría un bajo beneficio en comparación a la inversión económica requerida, estableciendo así que no es recomendable realizar la modificación del diámetro de la tubería de gas.

De igual manera, se debe tener en cuenta que la baja velocidad del gas se produce en un tramo corto de la línea y no afecta la operación de los instrumentos. Finalmente, la válvula que regula el *bypass* en la actualidad presenta una apertura entre el 20 % y 35 %, mientras que de ser remplazada por una de mayor diámetro se emplearía con una apertura menor. El gas que sale de la Compresora Lisama es enviado a la planta de proceso El Centro a través de dos gasoductos de 6" y 8" de diámetro que se muestran en las figuras 17 y 18. Este sistema de transporte se caracteriza por tener un trazado irregular, en la cual se encuentran cuerpos de agua, inestabilidad en el terreno,

afectación de los derechos de vías, invasión de servidumbre y cruces con otras líneas, entre otros, lo que genera cambios de presión y temperatura durante el recorrido del gas.

**Figura 17.**

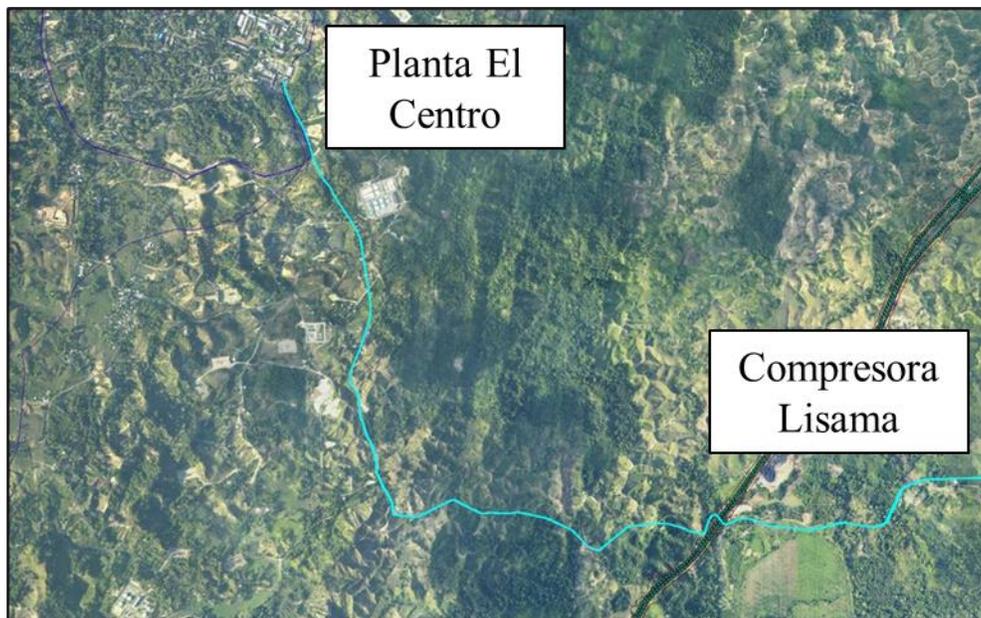
Gasoductos Lisama de 6" y 8".



*Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A*

**Figura 18.**

*Vista aérea del trayecto del gasoducto entre la Compresora Lisama y la planta de proceso El Centro.*



*Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de GMA Ecopetrol S.A.*

### 3.6 Condiciones actuales de operación en compresora Lisama

El proceso de compresión de gas en Lisama se realiza mediante la utilización de 5 máquinas compresoras reciprocantes, denominadas con su TAG operacional como K-3, K-4, K-5, K-6 y K-7, y de las cuales, en las condiciones operacionales actuales, trabajan 2 máquinas y 3 se encuentran en *stand by* para relevo, dada la declinación que viene presentando el campo en relación con el flujo de gas. Este gas es comprimido a través de las maquinas compresoras K-3-4-5-6-7, dependiendo de la disponibilidad y confiabilidad del sistema de compresión, es enviado hacia la planta de Procesos del Centro mediante dos líneas de transferencia (gasoductos), de 6" y 8" de diámetro con una extensión aproximada de 52 km cada uno; este gas es procesado y tratado en diferentes fases y usos en esta planta. En condiciones operacionales normales, la presión de descarga de las máquinas oscila entre 550 psi y 650 psi, señal que el gasoducto se encuentra libre de líquidos y obstrucciones. A medida que esta presión empieza a mostrar incrementos refleja carga de líquidos dentro de la línea, desencadenando inmediatamente operación y/o acción de limpieza interior mediante desplazamiento de un PIG, conocida en la industria como "operación de marraneo".

Actualmente este proceso de limpieza o "marraneo" se viene realizando de forma recurrente cada tres días y de forma alternativa por línea de 8", continuando con la de 6" y nuevamente la de 8" para dar paso al día de descanso. Cada vez que se realiza esta operación se recuperan aproximadamente 100 bls de condensado en la línea de 8" y 60 bls de condensado por la línea de 6". Esta columna de líquidos en la línea es lo que genera el aumento de presión en la descarga de los compresores, obligando a que estos trabajen fuera de la ventana operativa. También genera incremento de la quema de gas y deterioro de la línea por acumulación de líquidos

corrosivos dentro de la misma y principalmente en los puntos bajos, donde existe mayor acumulación de líquidos y dificultad de desplazarlos.

Por esta razón, se plantea la posibilidad de realizar el diseño de un sistema de recuperación de líquidos en la corriente de gas en los gasoductos del campo Lisama de la gerencia de operaciones de mares GMA, que permita cumplir con parámetros especiales para el transporte de gas, disminuir el factor de falla de los compresores y líneas del campo Lisama, reducir los tiempos no operacionales de las estaciones y gasoductos, debido a la limpieza y/u obstrucción en las líneas.

Con respecto al gas combustible utilizado para el suministro de energía eléctrica a los compresores, mediante la inspección física se determinó que las constantes fallas en el sistema de ignición son ocasionadas por la entrada de líquidos a las bujías. Inicialmente, la presencia de líquidos en las bujías ocasiona oscilaciones y detonaciones leves que perturban la estabilidad en los parámetros operacionales, ya que los cilindros contienen la mezcla de gas combustible pero no hay ignición; posteriormente, cuando se produce la ignición del gas combustible, se elevan las revoluciones del compresor, las cuales aumentan hasta alcanzar el límite superior de velocidad recomendado por los proveedores, punto en el cual los compresores se detienen por el sistema de emergencia o protección del equipo.

Con base en los resultados de la inspección, se determinó que actualmente se están presentando pérdidas económicas por la intermitencia en el funcionamiento de los equipos y el respectivo mantenimiento de estos. Este problema, además, ocasiona que algunos equipos se encuentran fuera de servicio, haciendo necesario que se lleve a cabo diferentes acciones tales como:

- Limpiar y drenar los filtros del separador de gas combustible.
- Limpiar las líneas de gas combustible.

- Limpiar y revisar las bujías de los compresores.
- Verificar las válvulas compresoras y remplazar las que estén en mal estado.

### 3.7 Determinación de propiedades

Para el cálculo de las propiedades del gas se tienen en cuenta las leyes termodinámicas y correlaciones resultado del análisis de datos experimentales que representan una herramienta útil para el desarrollo del cálculo y caracterización completa de una corriente. A través de la utilización del simulador Aspen HYSYS se puede hacer una **predicción** de estas propiedades de forma rápida y confiable, teniendo en cuenta que tienen paquetes termodinámicos que contienen ecuaciones de estado probadas por la comunidad científica. Para este caso se empleó el simulador Aspen HYSYS versión 9.0 con el paquete termodinámico *Peng Robinson*, el cual contiene las ecuaciones de estado de *Peng Robinson* y *Soave Redilch Kwong* (SRK), adecuadas para su uso en hidrocarburos tanto líquidos como gaseosos.

La correcta caracterización de las propiedades es indispensable para la identificación y análisis de operaciones unitarias, además de que son esenciales para desarrollar el análisis propuesto y conocer cuáles son las propiedades iniciales de la corriente de gas a tratar y las propiedades en las corrientes resultantes (Barrios & Siza, 2017). Es importante, a partir de la caracterización de la corriente de gas, realizar la construcción de los diagramas de fase para desarrollar el estudio del comportamiento de los gases a partir de la composición del sistema a cualquier condición de presión y temperatura. Para realizar este análisis se realizan diagramas PVT, ecuaciones de estado (tabla 5) y diagramas P-H, P-T, P-Composición.

#### **Tabla 5.**

*Ecuaciones de estado requeridas para el cálculo de las propiedades de la corriente de gas. Fuente: Banzar et al. (1996)*

Propiedad	Ecuación	Propiedad	Ecuación
<b>Peso molecular</b>	$M_g = \sum_{i=1} y_i M_i$	<b>Volumen específico</b>	$V = \frac{RT}{PM_g}$
<b>Gravedad Específica</b>	$\gamma_g = \frac{M_g}{28,96}$	<b>Factor de compresibilidad</b>	$Z = \frac{pVm}{RT}$
<b>Densidad</b>	$\rho = \frac{PM_g}{RT}$	<b>Propiedades pseudocríticas</b>	$(P + \frac{a}{V^2})(V - b) = RT$
<b>Poder Calorífico</b>	$VC = \sum_{i=1}^n y_i VC_i$		$Z = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2}$
			$a = \frac{27 R^2 T_c^2}{64 P_c}$
			$b = \frac{RT_c}{8 P_c}$

Con el análisis del equilibrio de las fases vapor-líquido a las condiciones operacionales de presión y temperatura de cada sistema y empleando el paquete de simulación termodinámico de ecuaciones de estado como *Peng Robinson* (PR), es posible determinar:

- Punto de Rocío o *Dew Point* (presión y temperatura de rocío)
- Punto de Burbuja (Presión y Temperatura de Burbuja)
- Punto de formación de Hidratos

### 3.8 Generación de condensados

Los productos condensados que son recolectados en la Compresora Lisama y en la Planta de gas El Centro son finalmente dispuestos en la Planta Deshidratadora Lisama en los tanques de transferencia en custodia de crudo hacia GRB. Estos son los condensados que se generan bajo las condiciones operacionales actuales, sin realizarse ningún proceso de recuperación o sistema de condensación que permita incrementar la calidad y condiciones del gas procesado, así como mejorar los procesos de recuperación de líquidos del gas. Los condensados que son recolectados en la compresora Lisama se obtienen como un subproducto de las interetapas de los compresores reciprocantes que se tienen en la Planta Compresora Lisama.

Por otra parte, se recolectan condensados producto del transporte del gas a través del gasoducto Lisama-El Centro, el cual tiene una longitud aproximada de 52 km y un diámetro de 8"; el flujo promedio actual de gas transportado esta entre 4,5 y 5 MMPCD, saliendo de la compresora Lisama, y 3,5 a 4 MMPCD llegando a planta, en un intervalo de presión entre 650 psi de descarga de compresión Lisama y 500-515 psi aproximadamente en la Planta de Procesos el Centro.

La topografía del trayecto influye directamente en la caída de presión, lo que produce que se condensen líquidos dentro del gasoducto y que sea necesario realizar operaciones de "marraneo" hasta 3 veces por semana para retirar los líquidos que se condensan. De esta forma, para permitir la transferencia de gas desde la Compresora Lisama a la Planta de Procesos el Centro, se hace necesario emplear una gran cantidad de tiempo en acondicionar el gasoducto, en la cual actualmente se realiza solo un proceso de deshidratación del gas (Remoción del agua) para su posterior venta a la Refinería Barrancabermeja (GRB).

Una vez identificada la problemática, a continuación, se presenta una simulación elaborada de la Compresora Lisama y el gasoducto Lisama-El Centro, donde se modela el comportamiento del gas en un compresor y se realiza una estimación y caracterización de la corriente de gas y de los subproductos que se tienen en las interetapas de compresión. Cabe anotar que actualmente este sistema no cuenta con ningún tipo de sistema de recuperación o retiro de condensados (agua-hidrocarburo), y que todo el fluido que se genera es producto del proceso de compresión y el transporte a través de tubos.

#### **4. Simulación de la Compresora Lisama y el gasoducto Lisama-El Centro: Optimización de extracción de condensados**

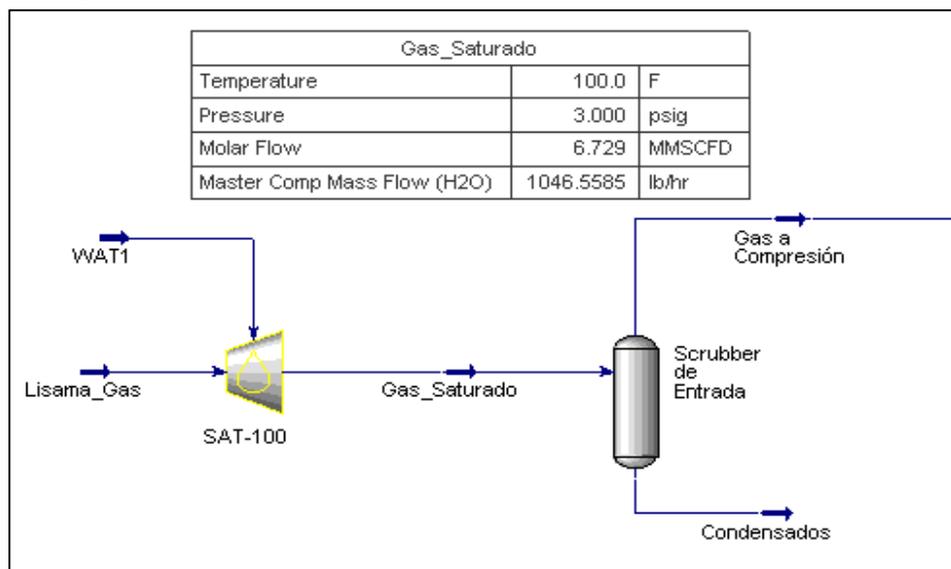
Con el fin de desarrollar el proceso de la compresora Lisama y el gasoducto Lisama-El Centro, y las propuestas que permitan aumentar la recuperación de condensados, en esta investigación se desarrolló un modelo de simulación numérica que representa el proceso de adecuación del gas bajo la normativa requerida. Posteriormente, se añadieron diferentes equipos, correspondientes a cada una de las 3 alternativas planteadas para la maximización de recuperación de condensados. La simulación se hizo en el *software* Aspen HYSYS 9.0, de la empresa AspenTech.

#### 4.1 Simulación caso base.

Para la simulación del caso base, se saturó con agua una corriente de gas con la composición del campo Lisama; este gas saturado con un contenido de humedad de 3.730 lb H<sub>2</sub>O/MMSCF entra inicialmente a un *scrubber* para remover los condensados asociados a la corriente de gas de entrada, que se componen en su totalidad de agua. Por la sección superior del separador sale el gas que se va a comprimir en la planta de compresión Lisama, como se observa en la figura 19.

**Figura 19.**

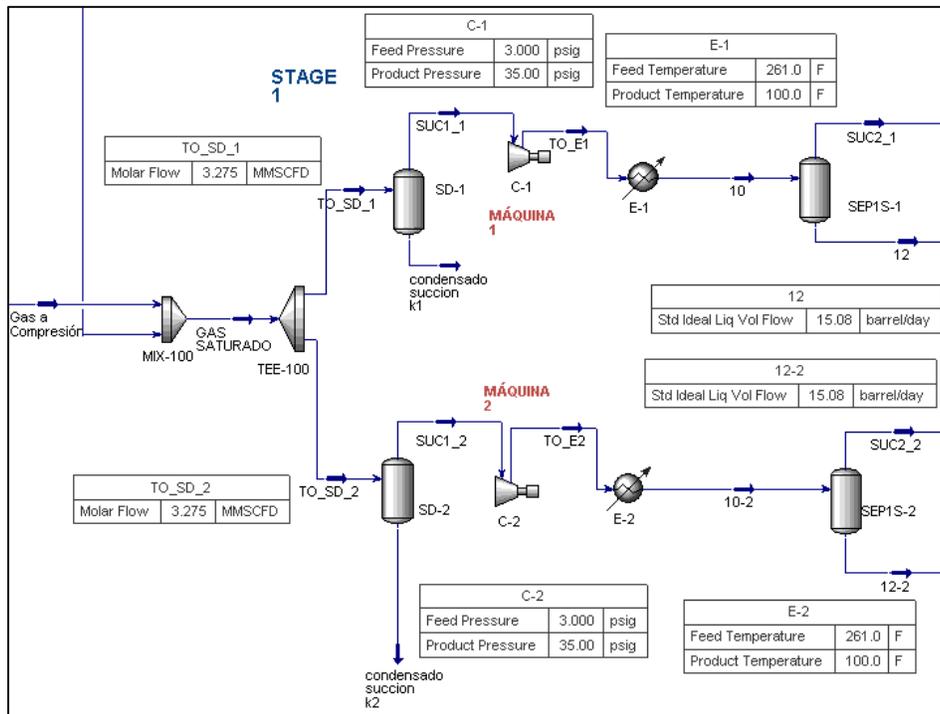
*Saturación del gas en la simulación del modelo base.*



El gas es mezclado con una corriente de recirculación que sale de un separador trifásico (que se explica más adelante). Cuando entra en contacto con dicha corriente, la mezcla es separada en dos flujos de 3,276 MMSCFD, debido a que se manejan dos compresores de tres etapas de compresión. Cada flujo entra a un separador bifásico para evitar que pueda entrar líquido a los compresores, y así posteriormente el gas entra en la primera etapa de compresión, haciendo que este eleve su presión a 30 -35 psi; debido a que en el aumento de presión se eleva su temperatura, se ubica a continuación un enfriador que perite disminuirla a 100 °F; finalmente el gas pasa a un separador bifásico que permite remover los condensados generados debido al aumento de la presión, como se observa en la figura 20. Los condensados que se generan en la primera etapa son de agua, por lo cual son direccionados al API.

**Figura 20.**

*Simulación de la primera etapa de compresión y remoción de condensados.*

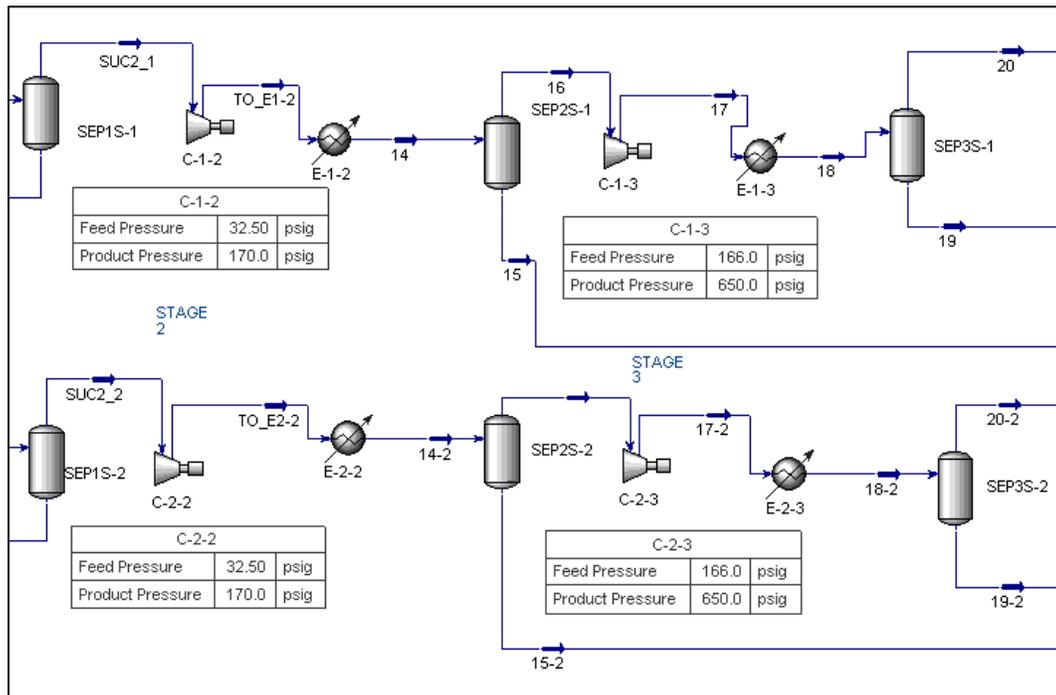


Para la segunda etapa y tercera etapa de compresión, enfriamiento y remoción de condensados se sigue el mismo procedimiento explicado anteriormente, sin embargo, varía en las

presiones con las que sale el gas en cada etapa, siendo que para la segunda etapa este sale a 170 psig y para la tercera etapa este sale a 650 psig, como se observa en la figura 21.

**Figura 21.**

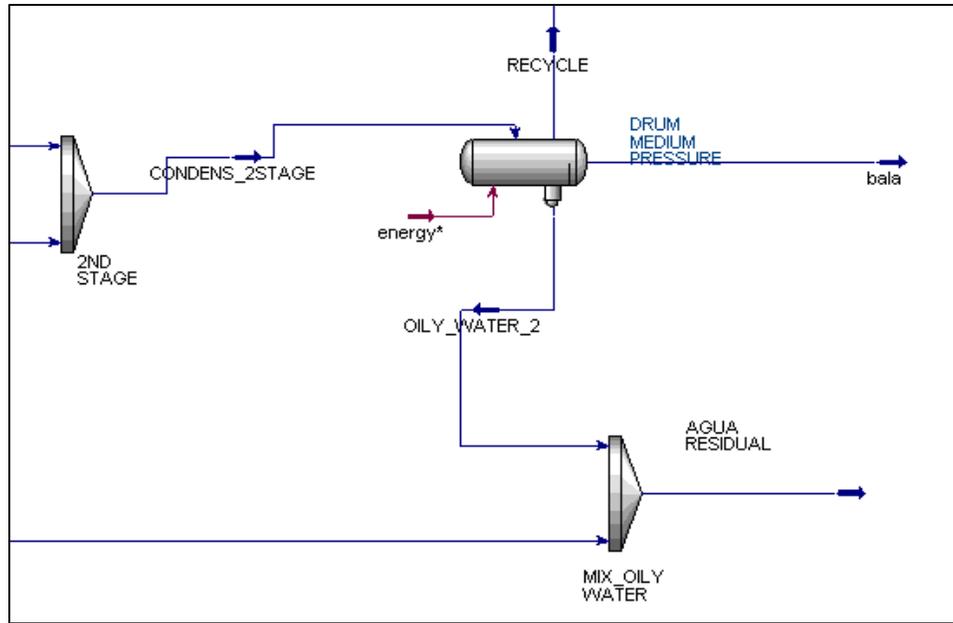
*Simulación de la segunda etapa y tercera etapa de compresión.*



Los condensados generados en la segunda etapa son mezclados y pasan al separador trifásico para remover el contenido de agua presente y obtener los condensados de hidrocarburos que se almacenarán en el tanque bala (figura 22). El agua que sale del separador trifásico se mezcla con el agua proveniente de la primera etapa de compresión y el gas que proviene del separador es reciclado para mezclarse con el gas que entra en la planta de compresión, evidenciada en la figura 22.

**Figura 22.**

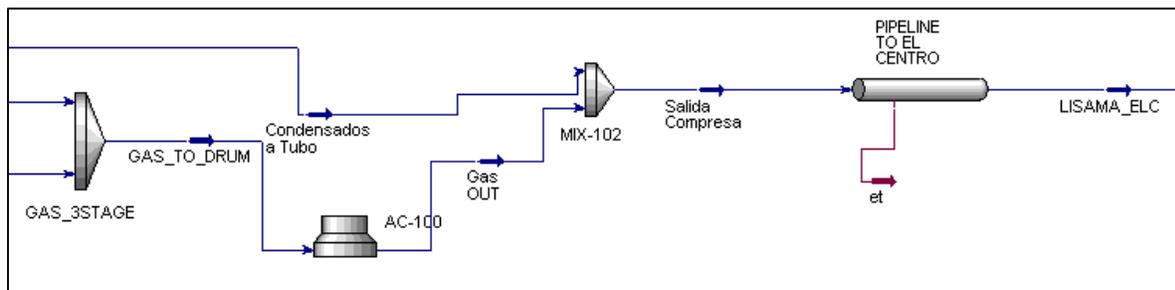
*Simulación de la obtención de condensados a partir de la separación del agua por medio del separador trifásico.*



Las dos corrientes de gas provenientes de la tercera etapa de compresión son mezcladas y pasan por un aerofriador que disminuye su temperatura en 5 °F, pasando a ser 105 °F, y se mezcla con los condensados provenientes de la tercera etapa de compresión, para finalmente ser transportado por el gasoducto hacia la planta El Centro, como se observa en la figura 23.

**Figura 23.**

*Simulación del transporte del gas proveniente de la tercera etapa de compresión.*



Los resultados de la simulación del caso base se muestran a continuación. Es de importancia mencionar que en la simulación se encontró que para la presión y el flujo de 3 psig y 6.550 KPCD, respectivamente, el máximo contenido de humedad sin que exista un cambio de fase en el agua

presente en la corriente de gas era de 2.532 lb H<sub>2</sub>O/MMSCF de gas. Esto indica que en el *scrubber* de entrada va a haber una separación de 1.198 lbH<sub>2</sub>O/MMSCF de gas.

**Tabla 6.**

*Condiciones del gas en la corriente de entrada.*

<b>CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA</b>			
<b>Volumen de gas [MMPCD]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>	<b>Contenido de humedad [lbH<sub>2</sub>O/MMSCFD]</b>
6,729	3	100	3.730

**Tabla 7.**

*Condiciones del gas en la corriente de salida.*

<b>CORRIENTE DE GAS DE SALIDA</b>			
<b>Volumen de gas [MMPCD]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>	<b>Contenido de humedad [lbH<sub>2</sub>O/MMSCFD]</b>
6,210	607	90	260

**Tabla 8.**

*Líquidos separador primera etapa.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR PRIMERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
30,17	100	32,5	100

**Tabla 9.**

*Líquidos separador segunda etapa.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR SEGUNDA ETAPA</b>			
---	--	--	--

Volumen [BPD]	BSW [%]	Presión [psig]	Temperatura [°F]
38,55	32,75	166	100

**Tabla 10.**

*Líquidos separador segunda etapa.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR TERCERA ETAPA</b>			
Volumen [BPD]	BSW [%]	Presión [psig]	Temperatura [°F]
57,72	4,45	640	106

**Tabla 11.**

*Líquidos tanque D-01.*

<b>LÍQUIDOS TANQUE D-01</b>			
Volumen [BPD]	BSW [%]	Presión [psig]	Temperatura [°F]
25,03	0,02	36	122

Se realizaron validaciones de los resultados de la simulación haciendo medición de humedad en la corriente de gas de entrada y de salida, cuyos resultados se muestran en la figura 24 y la tabla 12, respectivamente. Adicionalmente, se hizo una verificación con los registros de los volúmenes de líquidos almacenados en la Bala de la compresora Lisama D-01, Bala de la Planta de gas el centro D-106, los volúmenes de condensados despachados por carrotanque y los recibos de los tanques de la Planta Deshidratadora. Estos productos son debidamente almacenados y dispuestos finalmente en los tanques de transferencia de la Planta Deshidratadora Lisama. Los resultados se pueden observar en las tablas 13, 14 y 15 y en la figura 25. Es importante resaltar que estos resultados son producto de la fiscalización de varios días, en donde el volumen de gas procesado no es constante debido a variaciones operacionales del campo, además de tener en

cuenta que el drenaje de separación de fases (condensado + agua) en el tanque bala se realiza de forma manual por el operador de turno y sin ningún parámetro específico de calidad del drenaje excepto la experiencia o pericia del mismo; de igual forma, los líquidos que llegan a la planta de gas no son exclusivos de la compresora Lisama, sino también existen afluentes líquidos de otros campos como La Cira que aporta fluidos al tanque de almacenamiento de líquidos D-416 y D-106 como se denominan los tanques donde se almacenan los fluidos en la planta de gas el centro y que a su vez el drenaje u operación también se realiza de forma manual por el operador de turno y sin ningún parámetro específico de calidad del drenaje excepto la experiencia o pericia del mismo.

**Tabla 12.**

*Medición de Humedad corrientes de gas Compresora Lisama.*

GERENCIA REGIONAL DEL MAGDALENA MEDIO						
Reporte de resultados medición de Humedad en Gas Natural (Equipo HIGRÓMETRO PM880)						
PARÁMETROS ANALIZADOS						
Fecha	Hora de la medición	Identificación de la muestra	Dew point (°C/°F)	Presión (psig)	Humedad (lb de agua/MMSCF/NG)	Observación
13-mar-18	11:15	Salida de la compresora Lisama	55,3/131,5	599,98	210,21	N/A
13-mar-18	11:45	Entrada de la compresora Lisama	46,9/116,4	5,00	3730,19	N/A

**Figura 24.**

*Registro fotográfico medición de contenido de humedad entrada (a) y salida (b) de gas compresora Lisama.*

(a) (b)



**Tabla 13.**

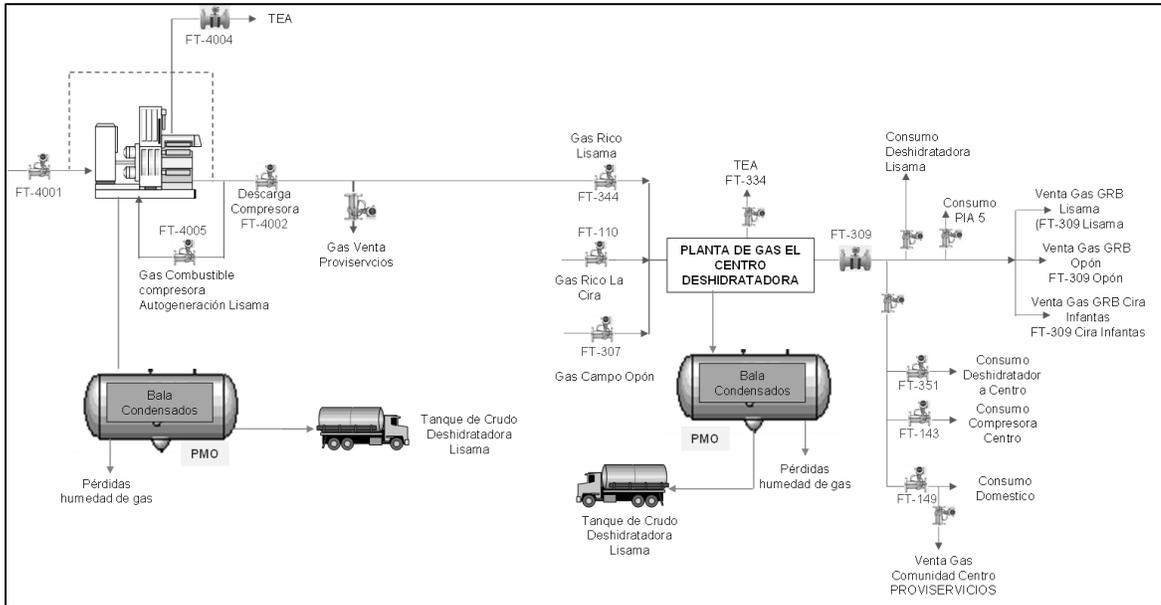
*Caracterización de los condensados que son transferidos a la Deshidratadora Lisama empleando carrotanque.*

<b>ANÁLISIS PIANO PROPIEDADES FÍSICAS</b>		
API avj. @ 15,6	N/A*	70,669
GE avj.	N/A*	0,7
Número de bromo	N/A*	0,258
PM avj.	N/A*	93,141
RVP (psi)	N/A*	9,762
<b>ANÁLISIS PIANO PUNTOS DE EBULLICIÓN</b>		
IBP - % VOLUMEN	GRC	-33,01
5% - % VOLUMEN	GRC	6,53
10% - % VOLUMEN	GRC	18,09
15% - % VOLUMEN	GRC	29,94
20% - % VOLUMEN	GRC	35,67
25% - % VOLUMEN	GRC	59,19
30% - % VOLUMEN	GRC	62,35
35% - % VOLUMEN	GRC	66,81
40% - % VOLUMEN	GRC	69,99
45% - % VOLUMEN	GRC	80,66
50% - % VOLUMEN	GRC	90,24
55% - % VOLUMEN	GRC	91,90
60% - % VOLUMEN	GRC	98,24
70% - % VOLUMEN	GRC	110,17
75% - % VOLUMEN	GRC	117,39
80% - % VOLUMEN	GRC	121,19
85% - % VOLUMEN	GRC	131,35

90% - % VOLUMEN	GRC	140,27
95% - % VOLUMEN	GRC	158,50
FBP - % VOLUMEN	GRC	194,47

**Figura 25.**

*Diagrama de flujo de condensados.*



Nota: Adaptado de Departamento de ingeniería de producción y confiabilidad de mares Ecopetrol S.A.

**Tabla 14.**

*Inventario de condensado en balas, despacho carrotanque y recibo tanques deshidratadora Lisama. Parte A.*

Fecha	Condensa do: Balance compresor a	Convertir condensados Balance a gas (Factor 22,194 ft3/gal)	Condensados almacenamie nto Bala compresora D-01	BSW Calculado entre Condesado Almacenado / Condensados convertidos a balance	Condensados despachados de compresora deshidratado ra	BSW condensado despachado / Condensado calculado Balance gas	Condens ados recibidos deshidrat adora de compreso ra	BSW condensado despacho / condensado calculado balance gas	Condensa dos balance gasoducto Lisama- ELC	Calculo condensado s balance gasoducto Lisama- ELC
	KPCD	Bls	Bls	%	Bls	%	Bls	BLS	KPCD	BLS
sep-17	40.346,00	43.283,00	266	99,39%	231	99,47%	196	99,55%	8.048,00	8.634
oct-17	69.499,00	74.558,00	793	98,94%	643	99,14%	546	99,27%	9.257,00	9.930
nov-17	38.030	40.798,00	419	98,97%	643	98,42%	546	98,66%	8.736,00	9.372
dic-17	29.063,00	31.178,00	508	98,37%	534	98,29%	454	98,54%	18.453,00	19.797
ene-18	36.109,00	38.737,00	526	98,64%	267	99,31%	227	99,41%	9.005,00	9.661
feb-18	29.724,00	31.888,00	303	99,05%	402	98,74%	342	98,93%	13.838,00	14.845
<b>BSW</b>				98,79%		98,78%		98,96%		
<b>%HC</b>				1.21%		1.22%		1,04%		

**Tabla 15.***Inventario de condensado en balas, despacho carrotanque y recibo tanques deshidratadora Lisama. Parte B.*

FECHA	Condensados recibos Raspador	BSW calculado entre condensado recibido con raspador / condensados balances de gasoducto	Condensados de Bala el Centro	Condensados despachado deshidratadora Lisama	BSW calculado entre condensado despachado a deshidratadora / condensados balances de gasoducto	Condensado recibido deshidratadora Lisama-el Centro	BSW calculado entre condensado despachado a deshidratadora / condensados balances de gasoducto	Total condensados despachados	Total condensados despachados
		Bls			%		Bls		
sep-17	1.463	83,06%	1.385	1.332	84,57%	1.172	86,42%		
oct-17	1.245	87,46%	1.330	1.298	85,92%	1.230	87,61%	1562,95	1368,47
nov-17	1.174	87,47%	1.355	896	90,44%	788	91,59%	2040,86	1776,67
dic-17	1.104	94,42%	1.665	800	95,96%	704	96,44%	1538,86	1334,91
ene-18	1.169	87,90%	839	1.252	87,04%	1.102	88,60%	1333,81	1157,74
feb-18	1.145	92,29%	1.150	1.759	88,15%	1.548	89,57%	1519,12	1328,81
<b>BSW</b>		89,91%			89,50%		90,76%		
<b>%HC</b>		10,09%			10,50%		9,24%		

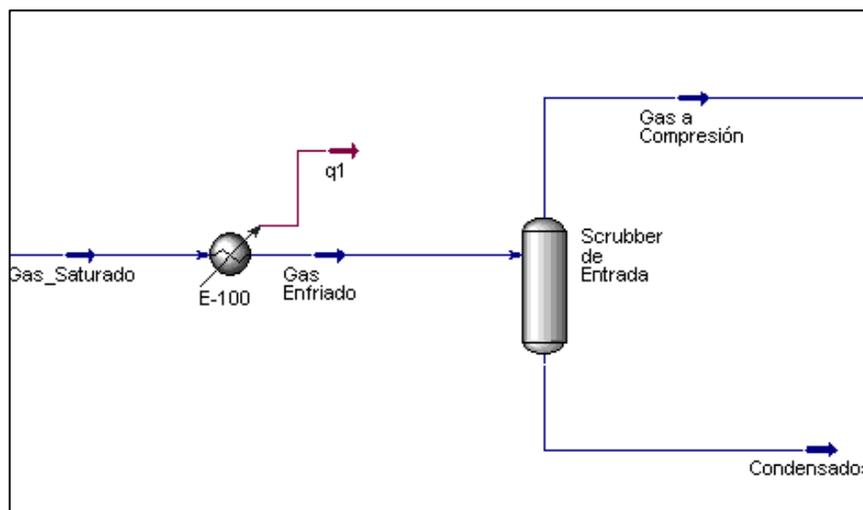
#### 4.2 Simulación: Propuesta 1: Enfriador antes del scrubber

La propuesta 1 consiste en la adición de un enfriador antes del *scrubber* de entrada, el cual sirve para disminuir la temperatura del gas de entrada a 80 °F (estando inicialmente en 100 °F). Dicho cambio en la temperatura produce una mayor condensación del agua presente en el gas, haciendo que esta sea retirada por medio del *scrubber* de entrada, como se observa en la figura 26.

En las tablas de la 16 a la 21 se observan las condiciones (presión y temperatura) y la cantidad de condensados en cada etapa de compresión, enfriamiento y separación, así como las condiciones y el contenido de humedad en la corriente de entrada y salida del gas de la compresora de Lisama, haciendo énfasis en que no se le adicionaron equipos adicionales diferentes al enfriador ubicado antes del scrubber de entrada, por lo que la configuración del esquema es la misma que se mostró en el modelo base.

#### Figura 26.

*Simulación de la variación del esquema en la propuesta 1.*



**Tabla 16.**

*Condiciones del gas en la corriente de entrada en la propuesta 1.*

<b>CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA</b>			
<b>Volumen de gas [MMPCD]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>	<b>Contenido de humedad [lbH<sub>2</sub>O/MMSCFD]</b>
6,729	3	100	3.730

**Tabla 17.**

*Condiciones del gas en la corriente de salida en la propuesta 1.*

<b>CORRIENTE DE GAS DE SALIDA</b>			
<b>Volumen de gas [MMPCD]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>	<b>Contenido de humedad [lbH<sub>2</sub>O/MMSCFD]</b>
6,210	607	90	260

**Tabla 18.**

*Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 1.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR PRIMERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
8,826	100	32,5	100

**Tabla 19.**

*Volumen de líquidos en el separador de la segunda etapa de la propuesta 1.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR SEGUNDA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
38,54	32,75	166	100

**Tabla 20.**

*Volumen de líquidos en el separador de la tercera etapa de la propuesta 1.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR TERCERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
57,72	4,45	640	106

**Tabla 21.**

*Volumen de líquidos en el tanque D-01 de la propuesta 1.*

<b>LÍQUIDOS TANQUE D-01</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
25,03	0,02	36	122

Cabe mencionar que en la presente propuesta no se obtiene una mayor cantidad de líquidos en el tanque D-01. Se diferencia principalmente en que existe una mayor deshidratación en la etapa temprana del proceso (*scrubber* de entrada), lo cual podría disminuir la corrosión debido a la menor cantidad de agua presente en el gas. La disminución de la cantidad de agua llega a ser igual con respecto al modelo base en los separadores ubicados posteriormente a la primera etapa de compresión subsiguiente a este proceso, se mantienen los mismos resultados en comparación al modelo base (cantidad de condensados, condiciones de operación de presión y temperatura, flujos, y contenido humedad). Lo anteriormente explicado se puede corroborar con los resultados mostrados en las tablas de la propuesta 1.

#### **4.3 Simulación propuesta 2: Adición de una etapa de enfriamiento en la salida**

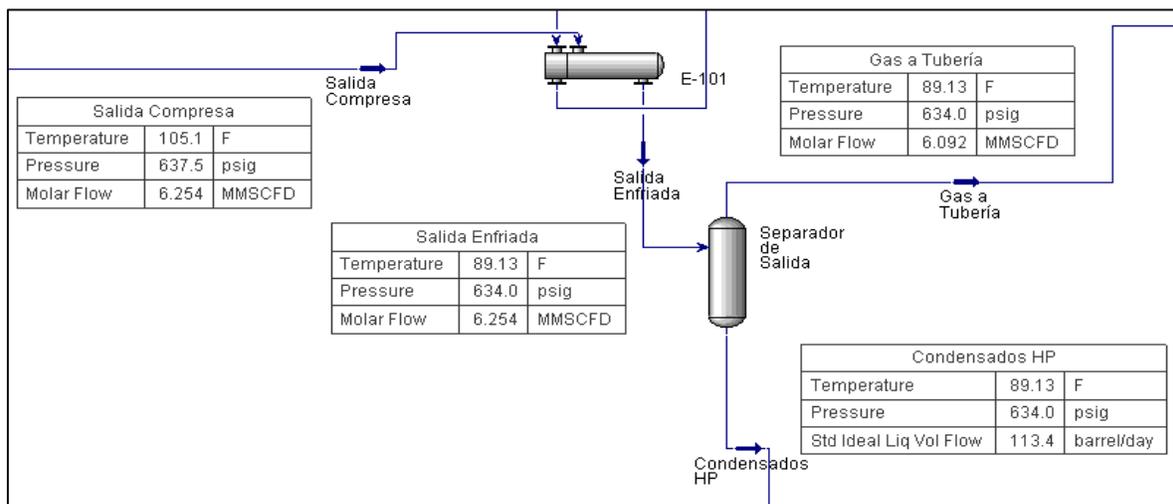
La propuesta 2 consiste en la adición de un intercambiador de calor a la salida de la tercera etapa de compresión del gas, para que haya una disminución en la temperatura del gas, y que este cambio permita la condensación de hidrocarburos y vapor de agua, los cuales son removidos posteriormente con la adición de un separador bifásico y llevados a las condiciones de presión

requeridas por una válvula reguladora de presión. El proceso que se llevó a cabo en la simulación se explica a continuación.

El ingreso del gas en la carcasa del intercambiador de calor genera una disminución en su temperatura de 16 °F; dicho cambio produce una condensación de fluidos que deben ser separados posteriormente por un separador bifásico, traduciéndose en una disminución del flujo del gas de 162 KPCD y generando condensados por la parte inferior del separador de 113,4 barriles por día, como se observa en la figura 27. Finalmente, el gas que sale por la sección superior del separador sale con condiciones para ser transportado por el gasoducto hacia la estación El Centro.

**Figura 27.**

*Simulación de la sección adicional del intercambiador de calor en la propuesta 2.*

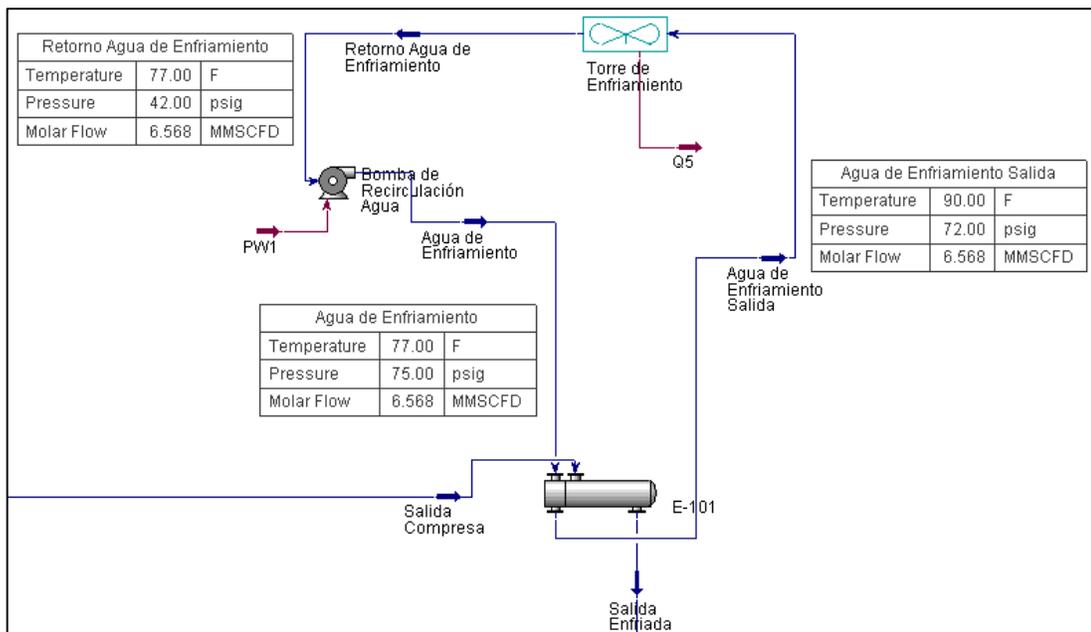


Para la disminución de la temperatura del gas se utilizó agua (temperatura de 77 °F), la cual ingresa por los tubos del intercambiador de calor. El agua que sale de este a una mayor temperatura (90 °F), pasa por una torre de enfriamiento y una bomba; resaltando que esta torre utiliza una corriente de entrada de aire para disminuir la temperatura del agua. Asimismo, considerando que la temperatura ambiente aproximada es de 77 °F y que existe una caída de

presión de 30 psi, hay una transferencia de calor de 175.100 BTU/hr. Considerando la disminución de temperatura de 90°F a 77°F, por medio de la simulación se obtuvo que se requeriría un flujo de aire de 81.450 lb/h a partir de las condiciones establecidas anteriormente.

**Figura 28.**

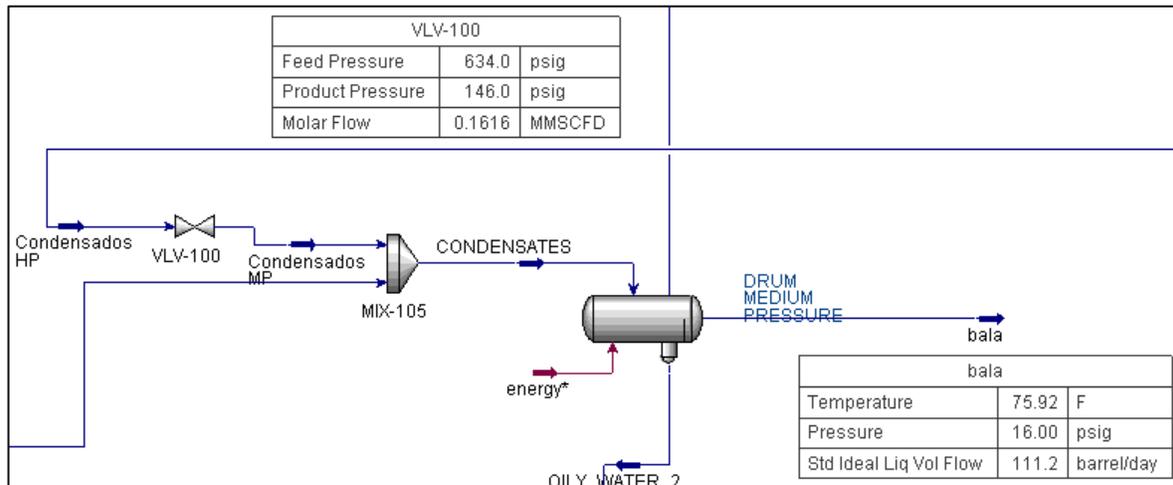
*Simulación de la corriente de enfriamiento del intercambiador de calor en la propuesta 2.*



Los condensados que salen del separador bifásico a alta presión se dirigen a una válvula reguladora de presión que permite disminuir desde 634 psi hasta 146 psi, para que el flujo se mezcle con los condensados provenientes del separador bifásico de la segunda etapa de compresión. Finalmente, la mezcla de los condensados de las dos corrientes entra al separador trifásico para que se remueva el contenido de agua de los condensados, como se observa en la figura 29.

**Figura 29.**

*Simulación de los condensados generados a partir de la sección adicional de la propuesta 2.*



Los resultados de la propuesta 2 se muestran en las tablas 22-27.

**Tabla 22.**

*Condiciones del gas en la corriente de entrada en la propuesta 2.*

CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA			
Volumen de gas [MMPCD]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Contenido de humedad [lbH <sub>2</sub> O/MMSCFD]
6,729	3	100	3730

**Tabla 23.**

*Condiciones del gas en la corriente de salida en la propuesta 2.*

CORRIENTE DE GAS DE SALIDA			
Volumen de gas [MMPCD]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Contenido de humedad [lbH <sub>2</sub> O/MMSCFD]
6,092	607	90	61.32

**Tabla 24.**

*Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 2.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR PRIMERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
30,09	100	32,5	100

**Tabla 25.**

*Volumen de líquidos en el separador de la segunda etapa de la propuesta 2.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR SEGUNDA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
39,97	31,82	166	100

**Tabla 26.**

*Volumen de líquidos en el separador de la tercera etapa de la propuesta 2.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR TERCERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
60,73	4,45	640	106

**Tabla 27.**

*Volumen de líquidos en el tanque D-01 de la propuesta 2.*

<b>LÍQUIDOS TANQUE D-01</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
111,2	0,007	16	76

Con respecto al modelo base, en la propuesta 2 se obtienen mayor cantidad de condensados, debido a que los provenientes de la tercera etapa de compresión son removidos en el separador de

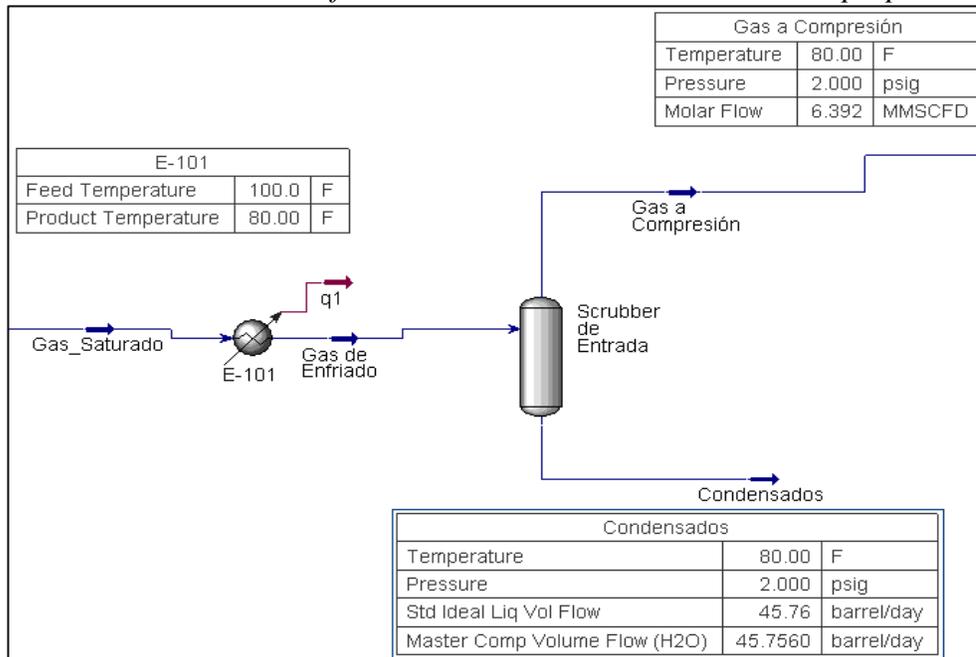
salida y dirigidos al separador trifásico para su aprovechamiento, a diferencia del modelo base en el que eran mezclados nuevamente con la corriente de gas que salía de la compresora Lisama, haciendo que el proceso de separación de los condensados fuese ineficiente en la sección donde se obtenían mayor cantidad de condensados.

**4.4 Simulación propuesta 3: Enfriamiento entrada y Sistema de enfriamiento salida de compresion.**

Para la propuesta 3, en la corriente de entrada del gas a la compresora Lisama, se ubica un aero enfriador de diseño simple, con tres filas de tubos y un paso, que disminuye la temperatura del gas 20 °F (pasando a ser 80 °F), la transferencia de energía que existe en la disminución en la temperatura es de 6,653 BTU/F-hr con un ventilador que opera a 60 rpm, dicho cambio en la temperatura genera una condensación de vapor de agua, la cual es removida inmediatamente por el scrubber de entrada, como se observa en la figura 30.

**Figura 30.**

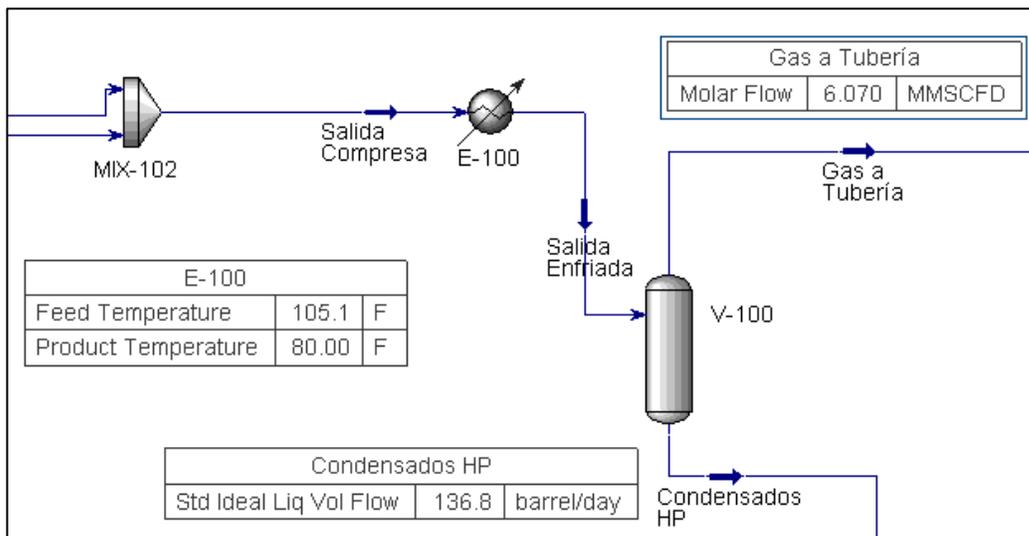
*Simulación de la adición del enfriador en la corriente de entrada en la propuesta 3.*



Posterior a la sección de la figura 30, la simulación es igual con respecto al modelo base, hasta la sección en la que se mezcla la corriente de gas con los condensados de la tercera etapa. Subsecuente a la sección en que se mezclan, se ubica un enfriador para disminuir la temperatura hasta 80 °F, y delante de este se ubica un separador bifásico que permite la remoción de los condensados que se generaron por la disminución de la temperatura y los condensados que ya estaban presente en la corriente (debido a la mezcla del gas con los condensados de la tercera etapa de compresión), como se observa en la figura 31.

**Figura 31.**

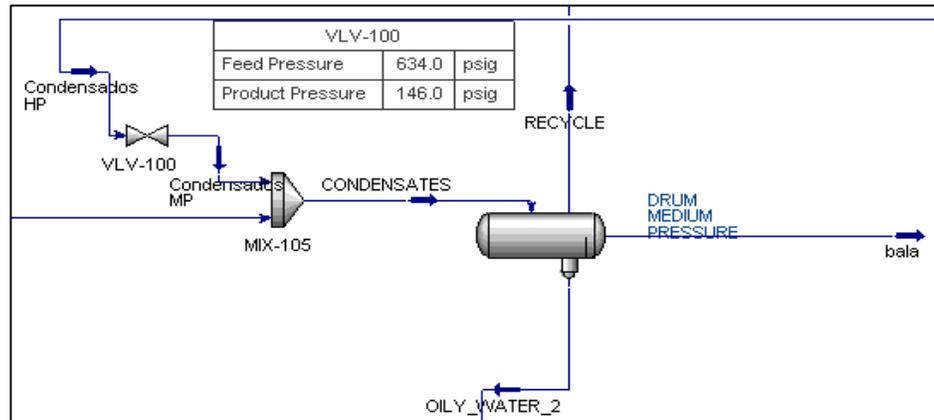
*Simulación de la adición del enfriador y la unidad de separación bifásica en la corriente de salida del gas en la propuesta 3.*



Debido a que los condensados salen con gran presión del separador bifásico, se agrega una válvula reguladora de presión que disminuye de 634 psig a 146 psig, para que esta corriente de condensados se mezcle con la proveniente de la etapa 2 e ingrese la corriente resultante al separador trifásico, como se puede observar en la figura 32. Las corrientes que salen del separador trifásico son las mismas del modelo base que se explicó anteriormente.

**Figura 32.**

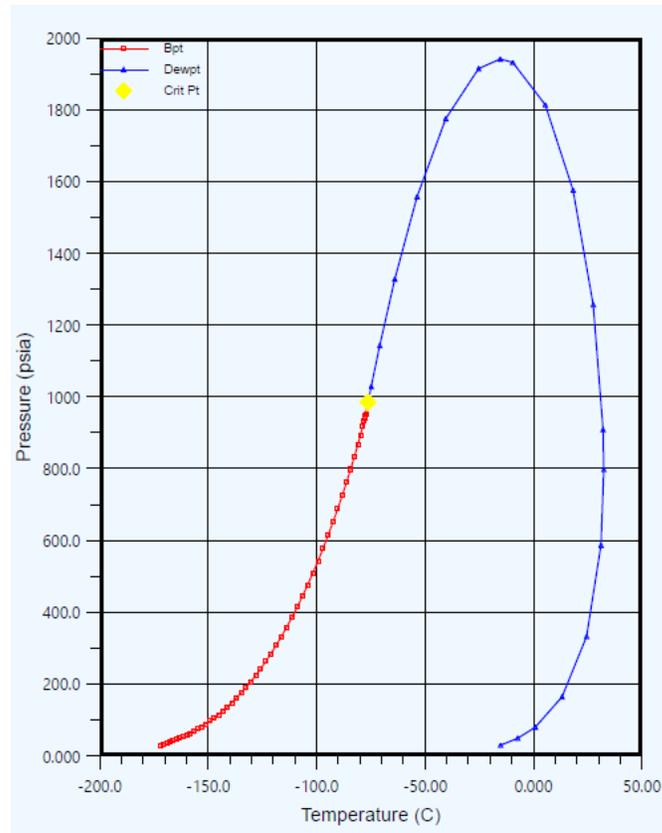
*Obtención de condensados a partir las corrientes de la segunda etapa de compresión y de la adición de equipos a la corriente de salida en la propuesta 3.*



Los resultados obtenidos en las corrientes de entrada y salida del gas, los condensados en las diferentes etapas de compresión, y los condensados para el almacenamiento en el tanque bala de la propuesta 3 se muestran en las tablas 28-33. En la Figura 33 se puede observar la envolvente de fase del gas que se va a transportar a la planta El Centro, es decir el gas al cual se le extrajeron los condensados. Considerando que durante el transporte por tubería el gas estará a una presión de 650 y 520 psig, y a una temperatura aproximada de 90 °F, se espera que no exista condensación de fluidos durante el transporte del gas, teniendo en cuenta que la temperatura cricondentrada es de 30 °C (86 °F), siendo un factor importante con respecto a la actualidad, en donde se deben realizar operaciones de marraneo para poder extraer los condensados que reposan en la tubería.

**Figura 33.**

*Diagrama de envolvente de fase del gas transportado a la planta El Centro.*



**Tabla 28.**

*Condiciones del gas en la corriente de entrada en la propuesta 3.*

<b>CORRIENTE DE GAS DE ENTRADA</b>			
<b>Volumen de gas [MMPCD]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>	<b>Contenido de humedad [lbH<sub>2</sub>O/MMSCFD]</b>
6,729	3	100	3730

**Tabla 29.**

*Condiciones del gas en la corriente de salida en la propuesta 3.*

<b>CORRIENTE DE GAS DE SALIDA</b>			
<b>Volumen de gas [MMPCD]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>	<b>Contenido de humedad [lbH<sub>2</sub>O/MMSCFD]</b>
6,070	610	90	46,13

**Tabla 30.**

*Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 3.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR PRIMERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
8,742	100	32,5	100

**Tabla 31.**

*Volumen de líquidos en el separador de la segunda etapa de la propuesta 3.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR SEGUNDA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
39,88	31,93	166	100

**Tabla 32.**

*Volumen de líquidos en el separador de la primera etapa de la propuesta 3.*

<b>LÍQUIDOS SEPARADOR TERCERA ETAPA</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
60,96	4,26	640	106

**Tabla 33.**

*Volumen de líquidos en el tanque D-01 de la propuesta 3.*

<b>Líquidos tanque D-01</b>			
<b>Volumen [BPD]</b>	<b>BSW [%]</b>	<b>Presión [psig]</b>	<b>Temperatura [°F]</b>
129,8	0,005	16	67

## **5. Análisis de resultados de la simulación de alternativas para optimizar la extracción de condensados**

### **5.1 Análisis técnico de los resultados obtenidos en simulación numérica**

Una vez realizadas las simulaciones de los diferentes casos, se procedió a realizar el análisis técnico de los resultados. Como se mencionó anteriormente, la principal variable respuesta fue el volumen de condensados obtenidos en el tanque Bala (D-01). Este parámetro se escoge por 3 causas principales: los tiempos no productivos (*NPT*, por sus siglas en inglés *Non Production Times*) ocasionados por los problemas en los equipos y las operaciones de marraneo, el cumplimiento de la normativa de transporte de gas y el aprovechamiento del condensado, producto de gran interés y valor económico para la industria petrolera.

Con base en lo anterior, en la tabla 34 se describe la cantidad de condensados obtenidos según cada propuesta. Se puede evidenciar que la propuesta 3 permite recuperar una mayor cantidad (129,8), principalmente porque se aprovecha el enfriamiento del gas al final de la etapa 3, lo que permite reducir la temperatura hasta 80 °F (por debajo de la obtenida en el modelo base y en las otras alternativas) y generar la condensación incremental de casi 100 bls. Por otra parte, la propuesta 2 permite la recuperación de cerca de 11,2 bls de condensados, debido al enfriamiento producido por la adición del intercambiador de calor al final de la etapa 3; la propuesta 1, por su parte, no permitió la recuperación de ninguna cantidad de condensados adicional al caso base, y se mantuvo en 25,03 bls.

#### **Tabla 34.**

*Condensados obtenidos para el almacenamiento en el tanque bala para las diferentes propuestas.*

<b>FLUJO DE CONDENSADOS PARA ALMACENAMIENTO EN TANQUE D-01 [BPD]</b>			
<b>Caso base</b>	<b>Propuesta 1</b>	<b>Propuesta 2</b>	<b>Propuesta 3</b>
25,03	25,03	111,2	129,8

A pesar de que el análisis técnico de las propuestas arrojó una mejoría en la generación de condensados con las alternativas 2 y 3, no es posible concluir cuál debe ser implementada en la planta de gas de Lisama sin antes hacer un análisis más profundo desde el punto de vista de viabilidad económico. Por esto, es necesario realizar una valoración completa que permita determinar, de manera preliminar, cuál alternativa es más favorable tanto técnica como económicamente para la compañía.

## **5.2 Análisis económico de los resultados obtenidos en simulación numérica**

Una vez diseñada cada propuesta y evaluados los aspectos técnicos de cada una, se procedió a realizar el análisis económico. Para esto, se hizo una comparación del costo de la adquisición de los equipos, la generación de condensados y un aproximado de cuánto puede reducir esto los NPT por intervención de operaciones de “marraneo” o arreglo de equipos. Solo se hizo un análisis basado en las alternativas 2 y 3, dado que fueron las únicas que mostraron un aumento en los condensados en el Tanque D-01.

### **Tabla 35.**

*Costo de los equipos requeridos para la alternativa 2.*

<b>Equipo</b>	<b>Cantidad requerida</b>	<b>Precio unitario</b>	<b>Costo total</b>
<b>Separador Gas Líquido</b> <i>Oilfield multi-stage well test</i>	1	US\$ 200.000	US\$ 200.000
<b>Enfriador</b> <i>ASTM standard China made stainless steel shell and tube heat exchanger</i>	1	US\$ 200.000	US\$ 200.000
<b>Torre de enfriamiento</b>	1	US\$ 17.700	US\$ 17.700

<b>Bomba reciprocante</b> <i>Reciprocant Water Pump</i>	1	US\$ 100.000	US\$ 100.000
<b>Válvula de control</b> TKFM	1	US\$ 30.123	US\$ 30.123
<b>Costo total de adquisición de equipos</b>		US\$ 547.823	

**Tabla 36.**

*Costo de los equipos requeridos para la alternativa 3.*

<b>Equipo</b>	<b>Cantidad requerida</b>	<b>Precio unitario</b>	<b>Costo total</b>
<b>Separador Gas Líquido</b> <i>Oilfield multi-stage well test</i>	1	US\$ 200.000	US\$ 200.000
<b>Enfriador</b> <i>ASTM standard China made stainless steel shell and tube heat exchanger</i>	2	US\$ 200.000	US\$ 400.000
<b>Torre de enfriamiento</b>	0	US\$ 17.700	US\$ 0
<b>Bomba reciprocante</b> <i>Reciprocant Water Pump</i>	0	US\$ 100.000	US\$ 0
<b>Válvula de control</b> TKFM	1	US\$ 30.123	US\$ 30.123
<b>Costo total de adquisición de equipos</b>		US\$ 630.123	

Dado que el análisis de costo de equipos no permite determinar cuál alternativa es la de mayor viabilidad, se requirió un estudio complementario, haciendo uso de la rentabilidad económica como herramienta de soporte para el desarrollo de las alternativas seleccionadas anteriormente. Para esto se siguió la secuencia sugerida por Roa (2018), la cual parte de una base de costos directos e indirectos proporcionados por un estimado de costos clase IV de los esquemas de proceso propuestos. Esta metodología usa los lineamientos económicos usados en la industria Oil & Gas para la formulación de inversiones y gastos, con el propósito de cumplir con las premisas establecidas para nuevos proyectos en la unidad de negocio (Roa, 2018).

Una vez establecidos los parámetros para el desarrollo del análisis económico, los cuales se presentan en la tabla 37, se aplicaron los criterios de rentabilidad mínimos en las evaluaciones económicas de propuestas de inversión: Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Retorno

(TIR) (Roa, 2018). Los resultados de esta evaluación se muestran en las tablas 38 y 39 para el caso 2 y 3, respectivamente.

**Tabla 37.**

*Variables para la aplicación de la metodología. Modificado de Roa (2018)*

<b>LINEAMIENTOS</b>	<b>VALOR PROPORCIONADO</b>
<b>Año base</b>	2020
<b>Horizonte económico</b>	10 años
<b>TRM</b>	3.718,82 COP
<b>Tasa de descuento</b>	10%
<b>Porcentaje de regalías</b>	20%
<b>Precio del petróleo Brent</b>	US\$ 38,62
<b>Método de depreciación</b>	Línea recta
<b>Inflación (a abril de 2020)</b>	3,51%
<b>Impuesto de renta</b>	33%

**Tabla 38.***Cálculo de VPN y TIR para la implementación de la propuesta 2.*

<b>Año</b>	<b>Producción incremental</b>	<b>UAII (US\$)</b>	<b>Inversión (US\$)</b>	<b>Costo fijo (inflación y depreciación) (US\$)</b>	<b>UAII neto</b>	<b>UAII después de impuestos y regalías</b>	<b>Flujo de caja (sin descuento por gastos por mantenimiento) (US\$)</b>	<b>VPN</b>	<b>TIR</b>
<b>2020</b>			\$ 547.823				-\$ 547.823		
<b>2021</b>	87,17	\$ 1.131.146		\$ 62.788	\$ 1.068.358	\$ 502.128	\$ 502.128	\$ 1.028.314	
<b>2022</b>	80,20	\$ 1.040.654		\$ 63.261	\$ 977.393	\$ 459.375	\$ 459.375	\$ 860.045	
<b>2023</b>	73,78	\$ 957.402		\$ 63.751	\$ 893.651	\$ 420.016	\$ 420.016	\$ 719.310	
<b>2024</b>	67,88	\$ 880.810		\$ 64.258	\$ 816.551	\$ 383.779	\$ 383.779	\$ 601.605	
<b>2025</b>	62,45	\$ 810.345		\$ 64.783	\$ 745.562	\$ 350.414	\$ 350.414	\$ 503.160	
<b>2026</b>	57,45	\$ 745.517		\$ 65.327	\$ 680.191	\$ 319.690	\$ 319.690	\$ 420.825	<b>83%</b>
<b>2027</b>	52,86	\$ 685.876		\$ 65.889	\$ 619.987	\$ 291.394	\$ 291.394	\$ 351.963	
<b>2028</b>	48,63	\$ 631.006		\$ 66.471	\$ 564.535	\$ 265.331	\$ 265.331	\$ 294.369	
<b>2029</b>	44,74	\$ 580.525		\$ 67.074	\$ 513.452	\$ 241.322	\$ 241.322	\$ 246.199	
<b>2030</b>	41,16	\$ 534.083		\$ 67.697	\$ 466.386	\$ 219.201	\$ 219.201	\$ 205.912	
								<b>\$ 4.683.880</b>	

**Tabla 39.***Cálculo de VPN y TIR para la implementación de la propuesta 3.*

<b>Año</b>	<b>Producción incremental</b>	<b>UAII (US\$)</b>	<b>Inversión (US\$)</b>	<b>Costo fijo (inflación y depreciación) (US\$)</b>	<b>UAII neto</b>	<b>UAII después de impuestos y regalías</b>	<b>Flujo de caja (sin descuento por gastos por mantenimiento) (US\$)</b>	<b>VPN</b>	<b>TIR</b>
<b>2020</b>			\$ 630.123				-\$ 630.123		
<b>2021</b>	104,77	\$ 1.359.529		\$ 70.195	\$ 1.289.334	\$ 605.987	\$ 605.987	\$ 1.235.935	
<b>2022</b>	96,39	\$ 1.250.767		\$ 70.668	\$ 1.180.098	\$ 554.646	\$ 554.646	\$ 1.033.692	
<b>2023</b>	88,68	\$ 1.150.705		\$ 71.158	\$ 1.079.547	\$ 507.387	\$ 507.387	\$ 864.542	
<b>2024</b>	81,58	\$ 1.058.649		\$ 71.665	\$ 986.984	\$ 463.882	\$ 463.882	\$ 723.071	
<b>2025</b>	75,06	\$ 973.957		\$ 72.190	\$ 901.767	\$ 423.830	\$ 423.830	\$ 604.751	<b>88%</b>
<b>2026</b>	69,05	\$ 896.040		\$ 72.734	\$ 823.307	\$ 386.954	\$ 386.954	\$ 505.791	
<b>2027</b>	63,53	\$ 824.357		\$ 73.296	\$ 751.061	\$ 352.999	\$ 352.999	\$ 423.026	
<b>2028</b>	58,45	\$ 758.409		\$ 73.878	\$ 684.531	\$ 321.729	\$ 321.729	\$ 353.803	
<b>2029</b>	53,77	\$ 697.736		\$ 74.481	\$ 623.255	\$ 292.930	\$ 292.930	\$ 295.908	
<b>2030</b>	49,47	\$ 641.917		\$ 75.104	\$ 566.813	\$ 266.402	\$ 266.402	\$ 247.487	
								<b>\$ 5.657.883</b>	

Una vez evaluados estos aspectos, se determinó que la mejor propuesta para la implementación en campo, económicamente hablando, fue la No. 3, cuyo *Payback Time* se estima en 1,12 años, mientras que para la propuesta No. 2 fue de 1,26 años. Teniendo en cuenta que actualmente el proceso de limpieza por “marraneo” se realiza cada tres días de forma alternativa en las dos líneas de transporte, obteniendo hasta 500 bls semanales de condensados, esta alternativa podría reducir este tipo de operaciones asociadas a NPT hasta en un 75%, generando así un VPN de \$ 5.657.883, lo cual se puede traducir en una ganancia al final del proyecto, además de una TIR (tasa interna de retorno) de 88% a un plazo de 5 años. De igual manera, la reducción en NPT producto de este proceso permite optimizar las operaciones que se llevan a cabo en la Compresora Lisama y evitar la generación de condensados en la línea de transporte, además de entregar el gas con las condiciones requeridas por las normativas nacionales. Sumado a lo anterior, la estrategia implementada da como resultado un volumen significativo de condensados, el cual es un producto de gran valor para la industria petrolera, no solo desde el punto de vista económico, sino también operacional.

### **5.3 Alternativas para el uso del condensado en la industria petrolera**

Los líquidos de gas natural son los hidrocarburos ligeros que se disuelven en el gas ya sea asociado o no asociado en un yacimiento. Están compuestos principalmente por etano, propano, butano e isobuteno, pentano (C<sub>5</sub>+) y condensados de gas, es decir, aquellas moléculas con 2 a 8 átomos de carbono (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>-C<sub>8</sub>H<sub>18</sub>) (Betancur & Lancheros, 2017).

Normalmente estos líquidos del gas natural se extraen de un gas rico, es decir, un gas con una gran cantidad de hidrocarburos con punto de condensación bajo. Sin embargo, este tipo de hidrocarburos no son del todo benéficos, puesto que implican mayores gastos por servicios de refrigeración, superficies de intercambio térmico y un mayor costo de capital para una eficiencia

de recuperación dada. Para la recuperación de NGL (Natural Gas Liquids, por sus siglas en inglés) se requieren generar cambios en las condiciones del gas y por consiguiente en el equilibrio de los componentes de este, para así lograr que unos se vaporicen y otros se condensen a medida que intentan obtener una nueva condición de equilibrio. La presión y la temperatura son las condiciones que con más frecuencia se varían (Rodríguez, 2002).

Entre los usos más destacados, los condensados generados de procesos de extracción de gas natural se utilizan desde nivel doméstico, como por ejemplo el uso vehicular, hasta uso comercial e industrial. Otro de los usos es la separación del etano para etileno y en general para gran parte de la industria petroquímica (Roa, 2018). Un tercer uso es la gasolina natural para uso petroquímico como medio solvente y como una mezcla que aumenta la gravedad API de crudos medianos y pesados. Se suele exportar por medio de buques tanques hacia los mercados internacionales donde se la comercializa para uso petroquímico y en menor escala para formulación de gasolinas (Betancur & Lancheros, 2017). Otro de los usos es la separación del etano para etileno y en general para gran parte de la industria petroquímica. Un tercer uso es la gasolina natural para uso petroquímico como medio solvente y como una mezcla que aumenta la gravedad API de crudos medianos y pesados. Se suele exportar por medio de buques tanques hacia los mercados internacionales donde se la comercializa para uso petroquímico y en menor escala para formulación de gasolinas motor.

Por otra parte, las aplicaciones para volúmenes menores o de poca cantidad están dirigidas a implementaciones operacionales en los campos, tales como la dilución de estos con hidrocarburos de calidad baja (crudos pesados) o, para este caso en particular, la remoción de parafinas en fondo de pozo.

Los condensados presentan una baja densidad y se adicionan para restaurar la solvencia al crudo en fondo, la cual se pierde durante el escape de gases o la reducción de la temperatura (Acevedo, 2010). Estos solventes varían mucho en la capacidad de disolver la parafina según la naturaleza de estas. El grado de solvencia del tratamiento, definido como la máxima cantidad de parafina que un solvente puede mantener sobre un rango de temperatura varía para cada uno de los solventes. Este tipo de tratamiento se conoce como remoción química de parafinas y su uso preponderante se encuentra en fondo de pozo, aplicándose como método correctivo por caídas de presión, con un requerimiento volumétrico bajo, el cual se puede obtener en procesos de remoción de condensados en superficie.

## 6. Conclusiones

La propuesta con mayor viabilidad técnica y económica para la extracción de condensados fue la número 3, la cual consta de la ubicación de un enfriador a la entrada del *scrubber* y un sistema de enfriamiento a la salida de la etapa 3 (enfriador, separador bifásico y válvula de control de presión). Mediante esto, fue posible recuperar cerca de 129 bls de condensado por el aprovechamiento del enfriamiento del gas al final de la etapa 3, los cuales podrían reducir las operaciones de limpieza y raspado (marraneo) hasta en un 75 %. Esta propuesta garantiza la no condensación de líquidos en la línea de flujo después de su tratamiento, dado que las condiciones de temperatura se mantienen por encima de la temperatura cricondentérmica, correspondiente a 30 °C (86 °F).

La operación en la Compresora Lisama reporta que en la actualidad no existe un sistema que permita remover toda el agua y retirar todos los líquidos condensables del gas natural, por lo que se presenta la necesidad de evaluar posibles escenarios bajo los cuales se pueda optimizar la operación en los aspectos mencionados previamente; de esta forma, este trabajo presenta 3 propuestas que permitirán cumplir con todos los requerimientos de transporte a nivel nacional, y se genere un valor agregado para la empresa por una mayor recuperación de condensados y disminución de los NPT

Mediante la simulación numérica se pudo evidenciar la sensibilidad de los componentes líquidos propios del gas con respecto a parámetros como la temperatura y la presión, observando una mayor influencia del primero sobre la condensación de dichos compuestos hidrocarburos. Por otra parte, es necesario evaluar, de manera detallada, la ubicación de los equipos que se proponen, con el fin de obtener resultados que agreguen valor al procesamiento del gas natural.

## **7. Recomendaciones**

Realizar la evaluación técnico-económica de diferentes tecnologías de extracción de condensados, en líneas de transporte de gas: Lean oil absorción, *twister* o membranas de extracción.

Evaluar el efecto de la reducción de condensados en la corriente gaseosa sobre la generación de parafinas en las líneas de gas, así como el efecto económico de este sobre las operaciones de “marraneo”.

Desarrollar investigaciones relacionadas con simulaciones en estado dinámico, las cuales tengan en cuenta los cambios a nivel ambiental que puedan afectar el proceso creando variaciones en las condiciones de entrada y salida.

Evaluar alternativas para el uso de condensados, tanto a escala comercial como su aprovechamiento en operaciones de campo, que incluyan análisis técnico-económico, desarrollo experimental y modelamiento numérico.

**Referencias Bibliográficas**

- Agencia Nacional De Hidrocarburos. (2017). *Balance Producción De Gas 2016*.  
*<http://Www.Anh.Gov.Co/>*
- Agencia Nacional De Hidrocarburos. (2018). *Balance Producción De Gas 2017*.  
*<http://Www.Anh.Gov.Co/>*
- Analysis, S., Dehydration, U., Simulation, P., Conditioning, O. F. A., For, P., & Gas, N. (2012). *Natural Sensitivity Analysis Using Dehydration Process Simulation*. 3(3), 119–130.
- Analysis, P. S. (2012). Endulzamiento De Gas Natural Con Aminas. Simulación Del Proceso Y Análisis De Sensibilidad Paramétrico. *Avances En Ciencias E Ingeniería*, 3(4), 89–101.
- Barrientos, J. (N.D.). *Deshidratación*.
- Barrios, I., & Siza, R. (2017). *Evaluacion tecnica y economica para actualizar y/o seleccionar el proceso de recuperación de lgn más apropiado para la planta de gas del centro, barrancabermeja (Tesis de pregrado)*. Universidad Industrial de Santander, Santander, Colombia.
- Bravo Mendoza, O., Sánchez Celis, M., & Bravo Mendoza, H. (2012). *Gestión Integral De Riesgos*.
- Comité de administración de los recursos para capacitación (2009). *Sistemas De Adsorción*. Lima, Perú. *<http://Www.Carec.Com.Pe/>*
- Comité de administración de los recursos para capacitación (2009). *Deshidratación (Glicol)* Lima, Perú. *<http://Www.Carec.Com.Pe/>*
- Duarte, C. E. R. O. A., Amaya, M. J. M., & Guerra, R. F. (2010).

Ecopetrol (2007). *Manual De Operaciones De La Planta De Procesos De Gas El Centro.*

Ecopetrol (2007). *Manual De Operaciones De La Compresora Lisama. Informe Recuperado De Producción Lisama.*

Ecopetrol (2007). *Manual De Operaciones De La Unidad De Secado. Informe Recuperado De Gerencia Operaciones De Desarrollo Y Producción De Mares.*

Erdmann, Eleonora; ALE, Liliana; Benítez, Leonel Y Tarifa, Enrique (2012). *Análisis De Sensibilidad Por Simulación Del Proceso De Deshidratación De Una Planta De Acondicionamiento De Gas Natural, En: Avances En Ciencia E Ingeniería. Vol.3 No.3, pp. 119–130.*

Erdmann, Eleonora; ALE, Liliana; Benítez, Leonel Y Tarifa, Enrique (2012). *Endulzamiento De Gas Natural Con Aminas. Simulación Del Proceso Y Análisis De Sensibilidad Paramétrico, En: Avances En Ciencias E Ingeniería. Vol.3 No.4, P. 89-101*

Gas Natural Fenosa (2003). *El Gas Natural, Caso De Estudio. Gas Natural En Colombia -Gas E.S.P.. <http://www.Gasnaturalfenosa.Com.Co/Guerrero Suárez, F., & Llano Camacho, F.>*

Hammerschmidt, E. . (1934). *Formation Of Gas Hydrates In Natural Gas Transmission Lines. I(4), 45–69.*

Huerta, David (2000). *Quema De Gas Asociado, Evaluación De Los Parámetros Principales De Diseño, Rediseño Y Operación De Las Plantas Deshidratadoras De Gas Natural Del Campo Shushufindi.. [http://Davidhuerta.Typepad.Com/Idrovo, P. \(2000\).](http://Davidhuerta.Typepad.Com/Idrovo, P. (2000).)*

Innergy: Soluciones Energéticas (2004). Gas Natural. <http://Www.Innergy.Cl/Index.Html>

IPCC. (2008). *Cambio Climático 2007.* <https://Doi.Org/10.1109/MELCON.2008.4618473>

Koh, C. A., Westacott, R. E., Zhang, W., Hirachand, K., Creek, J. L., & Soper, A. K. (2002). *Mechanisms Of Gas Hydrate Formation And Inhibition. Fluid Phase Equilibria, pp. 194–*

- 197, 143–151. [https://doi.org/10.1016/S0378-3812\(01\)00660-4](https://doi.org/10.1016/S0378-3812(01)00660-4)
- Lyons, W. C. (1996). *Standard Handbook Of Petroleum & Natural Gas Engineering*.
- Mejía, Teresa (2010). *¿Qué Es El Gas Natural?*. <http://Teresaworkingas.Blogspot.Com/>
- Moreno Gomez, Carlos Javier (2011). *¿Qué Diferencias Hay Entre Ingeniería Conceptual, Básica Y De Detalle?*. <http://Reliability–Maintenance.Blogspot.Com>
- Montaguth Abreu, K. K., & Montilla, Oddy, M. Del C. (2011). *Desarrollo De Ingeniería Conceptual Para La Infraestructura De Superficie De Un Campo Costa Afuera*.
- Naturgas: Asociación Colombiana De Gas Natural (2016). *El Gas En Colombia*. <https://www.naturgas.com.co/>
- Padilla, Rider (2014). *Procesos Del Gas Natural – Cromatografía De Gas*. <https://Academia.Edu/>
- Reinking, Arturo (2014). *Gas Natural*. <http://Profesores.Fi–B.Unam.Mx/>
- Rivera, J. Antonio, & Rodríguez, E. (2011). *Adecuación De La Planta De Gas Del Campo Abanico Juan (Vol. 8)*. <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Renovetec (2016). *Ingeniería Conceptual*. <http://Renovetec.Com/>
- Roa, C. (2018). *Análisis De Alternativas Para El Aprovechamiento De Los Condensados Excedentes Del Gas Que Se Produce En Un Campo Petrolero Colombiano*. <https://doi.org/10.1542/Peds.2006-2099>
- Rionda, Rafael; Guerrero, Luis; Rodríguez, Fabiola; Ubaldo, Alain Y Ramos, Ana (2016). *Prospectiva De Gas Natural 2016–2030*. México: Secretaría De Energía. 94p.
- Sistema De Información Energética (2008). *Glosario De Términos Usados En El Sector Energético*. <http://Sie.Energia.Gob.Mx/>
- Pachauri, Rajendra Y Reisinger, Andy (2008). *Cambio Climático 2007: Informe De Síntesis. Contribución De Los Grupos De Trabajo I, II Y III Al Cuarto Informe De Evaluación Del*

*Grupo Intergubernamental De Expertos Sobre El Cambio Climático. Ginebra, Suiza: Organización Meteorológica Mundial. 104.*

Pemex (2000). *Hoja De Datos De Seguridad Para Sustancias Químicas – Gas Natural.*  
*<http://Www.Pemex.Com/>*

Santos, S., Cesar, J., & Simancas, M. C. (2017). *Establecimiento de un valor adicional establishment of an additional value of hcdp in the warm colombian zone.* 15, 59–73.

Schlumberger Oilfield Glossary. (2020). Separator.  
*<https://Www.Glossary.Oilfield.Slb.Com/En/Terms/S/Separator.Aspx>*

Secretaria De Energia. (2015). *Prospectiva De Gas L.P.*

Steward, M., & Arnold, K. (2008). *Gulf Equipment Guides.*

Stewart, M., & Arnold, K. (1999). *Surface Production Operations.*

Thulukkanam, K. (2013). Heat Exchanger Design Handbook, 2nd Edition. In *Heat Exchanger Design Handbook.*

Vargas, D. (2018). Diseño de un sistema de recuperación de líquidos de la corriente de gas en los gasoductos del campo lisama que llegan a la compresora lisama de la gerencia de operaciones de mares gma. Barrancabermeja (vol. 1). <https://doi.org/10.1109/robot.1994.350900>

Vargas, M. Del M. (2015). Evaluación técnico económica para la ampliación de la capacidad de recibo de gas a la planta de procesos etc. (Vol. 53).  
<https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>