

Mejoramiento de la Configuración de las Facilidades de Superficie de los Sistemas de
Compresión e inyección de Gas Lift aplicado a un campo colombiano

Jaime Galvis Gómez

Trabajo de Grado para Optar el Magíster en Ingeniería de Petróleo y Gas

Director

Luis Roberto Oliveros Gómez

Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Físicoquímicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Bucaramanga

2024

Dedicatoria

Dedico mi trabajo de Grado, principalmente a Dios, por darme la fuerza necesaria para culminar esta meta.

A mis Mama y mis hermanas, Ana, Lorena y Lizhette, por todo su amor y por motivarme a seguir hacia adelante.

Dedico este trabajo a mi familia, Julika, Juan David, Miguel Angel, Sol ángel, por su apoyo incondicional y amor constante.

Y a todas las personas que han contribuido de alguna manera en el desarrollo de este proyecto. ¡Gracias!"

Y, finalmente, a los que no creyeron en mí, con su actitud lograron que tomará más impulso.

Agradecimientos

A la Universidad Industrial de Santander, por permitir la culminación de esta meta, como miembro de esta importante Institución.

A mi director de trabajo de Grado Ing. Luis Roberto Oliveros Gomez, por su apoyo incondicional y todos sus consejos y recomendaciones.

A mi Familia por su apoyo incondicional.

A Ecopetrol S.A., por ser la empresa que estuvo de apoyo en todo lo requerido para el desarrollo de esta investigación.

Tabla de Contenido

Introducción	12
1. Objetivos.....	14
1.1. OBJETIVO GENERAL	14
1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	14
2. Descripción del levantamiento artificial por <i>gas lift</i>.....	15
2.1. TIPOS DE INYECCIÓN	15
2.1.1. <i>Inyección continua</i>	15
2.1.2. <i>Inyección intermitente</i>	16
2.2. EQUIPOS DE SUPERFICIE PARA LA IMPLEMENTACIÓN DEL SISTEMA DE LEVANTAMIENTO GAS <i>LIFT</i> 18	
2.2.1. <i>Planta compresora</i>	18
2.2.2. <i>Sistema de distribución de gas</i>	18
2.2.3. <i>Sistema de recolección del fluido</i>	18
2.3. EQUIPOS DE SUBSUELO.....	18
2.3.1. <i>Mandriles</i>	18
3. Generalidades de la operación de sistemas <i>gas lift</i>	19
3.1. PRÁCTICAS RECOMENDADAS ANTES DE LA OPERACIÓN DE DESCARGA.....	20
3.2. PROCEDIMIENTO RECOMENDADO PARA LA DESCARGA DE LAS INSTALACIONES DE GAS <i>LIFT</i>	

4.1. SUBPRODUCTOS	26
4.2. BALANCE VOLUMÉTRICO	27
4.3. DIAGRAMA DE BALANCE DE MATERIAL.....	28
4.4. SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE GAS: ESTACIÓN 1	28
4.5. SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE GAS: ESTACIÓN 2	29
4.6. SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE GAS: ESTACIÓN 3	30
4.7. SECCIÓN DE ABSORCIÓN.....	31
4.7.1. <i>Depuración del gas</i>	31
4.7.2. <i>Intercambiador gas – gas</i>	33
4.7.3. <i>Torre de absorción</i>	34
4.8. SECCIÓN DE PROPANO REFRIGERANTE.....	34
4.8.1. <i>Acumulador y economizador de propano</i>	34
4.8.2. <i>Chiller</i>	35
4.8.3. <i>Compresión y separación</i>	36
4.9. SECCIÓN DE REGENERACIÓN DE GLICOL	36
4.9.1. <i>Regeneración</i>	36
4.10. SECCIÓN DE SEPARACIÓN Y/O FRACCIONAMIENTO	37
4.10.1. <i>Vaporización aceite rico</i>	37
4.10.2. <i>Intercambiador de aceite rico/aceite pobre</i>	38
4.10.3. <i>Desetanización del aceite rico</i>	38
4.10.4. <i>Fraccionamiento</i>	40
4.10.5. <i>Acumulador de productos</i>	41
4.10.6. <i>Regeneración</i>	41

4.10.7. Torre depropanizadora.....	42
4.10.8. Torre debutanizadora	43
4.11. SECCIÓN DE ACEITE CALIENTE	44
4.11.1. Horno	44
4.12. SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS	45
4.12.1. Balas de almacenamiento	45
5. Simulación numérica de la compresión de gas del campo asociado	47
5.1. MODELO TERMODINÁMICO	49
5.2 DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN	49
5.2.1 selección de componentes	49
5.2.2 desarrollo del modelo base de simulación.....	50
5.3 ALTERNATIVAS EMPLEADAS PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS EN FASE DE COMPRESIÓN	54
5.3.1 alternativa 1: sistema compresión – enfriamiento- intercambiador de calor	55
5.3.2 alternativa 2: implementación de turbo – expander.....	60
5.4 ANÁLISIS TÉCNICO Y COMPARACIÓN DE ALTERNATIVAS.....	66
5.5 ANÁLISIS DE CONFIABILIDAD.....	70
5.6 ANÁLISIS ECONÓMICO	74
6. Conclusiones.....	76
7. Recomendaciones.....	77
Bibliografía	78

Lista de Figuras

Figura 1. Balance de materia de Planta de Gas.....	28
Figura 2. Tren de compresión de la estación del campo de estudio.	48
Figura 3. Sección del sistema de compresión del campo: Modelo numérico.....	50
Figura 4. Separador bifásico de primera etapa	51
Figura 5. Sistema de compresión de primera etapa	51
Figura 6. Sección de enfriamiento de gas	51
Figura 7. Separador bifásico de segunda etapa.....	52
Figura 8. Sistema de compresión de segunda etapa.....	52
Figura 9. Sección de enfriamiento de segunda etapa.....	52
Figura 10. Separador bifásico de tercera etapa	53
Figura 11. Sistema de compresión de tercera etapa.....	53
Figura 12. Sección de enfriamiento de tercera etapa	54
Figura 13. Configuración de sistema de compresión – enfriamiento – intercambiador	55
Figura 14. Sistema de compresión etapa 1 – alternativa 1.....	56
Figura 15. Sistema de enfriamiento etapa 1 – alternativa 1.....	56
Figura 16. Separador bifásico de segunda etapa - alternativa 1.....	57
Figura 17. Sistema de compresión etapa 2 – alternativa 1.....	57
Figura 18. Sistema de enfriamiento etapa 2 – alternativa 1.....	57
Figura 19. Sistema de compresión etapa 3 – alternativa 1.....	58
Figura 20. Sección de mixer e intercambiador de calor	59

Figura 21. Sistema de separación líquido – gas en la corriente de condensados – alternativa 1.	60
Figura 22. Configuración de sistema Turbo – Expander	60
Figura 23. Sistema de separación de etapa 1 – alternativa 2.	61
Figura 24. Sistema de compresión de etapa 1 – alternativa 2.....	61
Figura 25. Sistema de enfriamiento de etapa 1 – alternativa 2.	61
Figura 26. Sistema de separación de etapa 2 – alternativa 2.	62
Figura 27. Sistema de compresión de etapa 2 – alternativa 2.....	62
Figura 28. Sistema de enfriamiento de etapa 2 – alternativa 2.	62
Figura 29. Sistema de expansión de etapa 3 – alternativa 2.	63
Figura 30. Sistema de separación de etapa 3 – alternativa 2.	63
Figura 31. Sistema de compresión post separación de etapa 3 – alternativa 2.	64
Figura 32. Sistema combinación de corrientes líquidas – alternativa 2.....	64
Figura 33. Sistema de intercambiador de calor – alternativa 2.....	65
Figura 34. Sistema de compresión post intercambiador gas – gas etapa 3 – alternativa 2.	65
Figura 35. Sistema de compresión post intercambiador gas – gas etapa 3 – alternativa 2.	66
Figura 36. Envoltente de fase y curva de formación de hidratos del gas final de tratamiento. ..	71

Lista de tablas

Tabla 1. Composición y propiedades de gas de carga a la planta (2021)	25
Tabla 2. Especificaciones Gas Seco Producto	26
Tabla 3. Especificaciones Propano	26
Tabla 4. Especificaciones Butano	27
Tabla 5. Especificaciones gasolina	27
Tabla 6. Composición del gas utilizado en el proceso de simulación numérica	49
Tabla 7. Composición de las fases gaseosa y líquida en la segunda etapa	58
Tabla 8. Composición de las fases gaseosa y líquida en la tercera etapa	64
Tabla 9. Parámetros de evaluación técnica de las alternativas de recuperación de condensados	67
Tabla 10. Criterios de costos para evaluación económica de la alternativa seleccionada: Turbo Expander	74
Tabla 11. Análisis económico de la alternativa seleccionada: Turbo Expander.....	75

RESUMEN

Título: Mejoramiento de la Configuración de las Facilidades de Superficie de los Sistemas de Compresión e inyección de Gas Lift aplicado a un campo colombiano. *

Autor: Jaime Galvis Gómez **

Palabras Claves: gas lift, HYSYS, confiabilidad, recuperación, condensados.

El siguiente Trabajo de investigación trata sobre la importancia del proceso de recuperación de condensados en la industria del transporte y tratamiento de gas, específicamente en la etapa de compresión y enfriamiento.

Se describe el proceso de recuperación de petróleo por levantamiento artificial por gas (gas lift), que implica la inyección de gas para reducir la densidad de la mezcla bifásica y las pérdidas de presión en la tubería de producción.

El objetivo principal es reducir las trazas de butanos y pentanos en la corriente gaseosa para mejorar la producción de los fluidos en las facilidades de superficie de sistemas de compresión e inyección de gas lift en un campo colombiano.

Se propone una metodología de trabajo que incluye la simulación numérica en la herramienta HYSYS para analizar diversas alternativas de trabajo. Se describen las condiciones actuales de operación del campo seleccionado y se desarrollan modelos de simulación de las alternativas seleccionadas. Luego se comparan los resultados técnicos y se realizan estudios económicos para seleccionar la mejor opción.

En la segunda etapa del análisis se incluyen modificaciones al sistema de ponderación de datos y la consideración de la recuperación de metano y etano, evitando su presencia en la corriente de líquido. Se evalúa la confiabilidad del sistema, asegurando el cumplimiento del objetivo de trabajo, condiciones técnicas adecuadas y mitigación del riesgo.

Los resultados muestran que se logra más del 80% de metano en la corriente de gas, cantidades mínimas de etano y metano en los líquidos, condiciones operativas dentro del rango adecuado y ausencia de formaciones de hidratos. Además, se estima que la tecnología permite recuperar la inversión en aproximadamente 100 días, con un valor presente neto (VPN) de 8 millones de dólares estadounidenses y una tasa interna de retorno (TIR) superior al 100% en un periodo de evaluación de 5 años.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Luis Roberto Oliveros Gómez

ABSTRACT

Title: Improvement of the Surface Facility Configuration of Gas Lift Compression and Injection Systems Applied to a Colombian Field. *

Author: Jaime Galvis Gómez. **

Keywords: gas lift, HYSYS, reliability, recovery, condensates.

The following research paper discusses the importance of condensate recovery in the gas transportation and processing industry, specifically in the compression and cooling stage. It describes the process of oil recovery by gas lift, which involves gas injection to reduce the density of the two-phase mixture and pressure losses in the production pipeline.

The main objective is to reduce traces of butanes and pentanes in the gas stream to improve fluid production in the surface facilities of gas compression and injection systems in a Colombian field. A work methodology is proposed, including numerical simulation using the HYSYS tool to analyze various work alternatives. The current operating conditions of the selected field are described, and simulation models of the selected alternatives are developed. Technical results are then compared, and economic studies are conducted to select the best option.

The second stage of the analysis includes modifications to the data weighting system and consideration of methane and ethane recovery, avoiding their presence in the liquid stream. The system's reliability is evaluated, ensuring compliance with the work objective, appropriate technical conditions, and risk mitigation.

The results show that over 80% methane is achieved in the gas stream, minimal amounts of ethane and methane in the liquids, operational conditions within the appropriate range, and absence of hydrate formations. Additionally, it is estimated that the technology allows for a return on investment in approximately 100 days, with a net present value (NPV) of 8 million US dollars and an internal rate of return (IRR) exceeding 100% over a 5-year evaluation period.

* Engineering Thesis.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Luis Roberto Oliveros Gómez

Introducción

La recuperación eficiente de condensados en la planta de compresión es de vital importancia para maximizar la producción de hidrocarburos líquidos, cumplir los requerimientos de seguridad y operatividad y optimizar los recursos disponibles. Considerando que este gas posee una composición de butanos y pentanos atractiva para la recuperación de condensados, cuyo valor comercial es de alto interés para la industria minero – energética, debido a que no solo puede ser un producto de comercialización, sino también puede ser implementado como solvente para transporte y refinamiento de crudos de menor calidad.

En este estudio, se ha llevado a cabo una investigación exhaustiva para evaluar diferentes alternativas de recuperación de condensados, con el objetivo de identificar la opción adecuada en términos de resultados técnicos, confiabilidad y viabilidad económica. En el proceso de investigación, se han considerado dos alternativas principales: la primera es el sistema de recuperación de condensados utilizando un Turbo Expander, mientras que la segunda es una alternativa considera una reconfiguración del sistema actual de compresión, incluyendo un intercambiador de calor y un sistema de compresión y enfriamiento. Sin embargo, después de un análisis detallado y riguroso, se ha determinado que el Turbo Expander es la opción de mejor rendimiento debido a sus excelentes resultados técnicos, confiabilidad y viabilidad económica.

Durante la investigación, se han examinado varios aspectos clave para evaluar las alternativas. Se han considerado los resultados técnicos, tales como la capacidad de recuperación de condensados, la eficiencia en la separación de fases y la calidad del producto final obtenido. Además, se ha prestado especial atención a la confiabilidad del sistema, evaluando la frecuencia y

gravedad de posibles fallas, así como las medidas de mitigación implementadas para minimizar los riesgos.

En términos económicos, se han realizado análisis detallados de costos, incluyendo tanto los costos de inversión inicial como los costos operativos y de mantenimiento a lo largo de la vida útil de las alternativas. Se ha utilizado un enfoque de análisis financiero para evaluar la rentabilidad de cada opción, considerando indicadores clave como el Valor Presente Neto (VPN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Recuperación (PR). Los resultados han revelado claramente la alternativa del sistema de Turbo Expander es la opción adecuada en seguridad, economía y confiabilidad, para la recuperación de condensados en la planta de compresión. No solo ha demostrado un rendimiento técnico sobresaliente en términos de eficiencia y calidad del producto, sino que también ha mostrado una alta confiabilidad operativa y ha presentado una mejor viabilidad económica en comparación con la alternativa convencional.

1. Objetivos

1.1. Objetivo General

Desarrollar estrategias para el mejoramiento de la producción de los fluidos de las facilidades de superficie de los sistemas de compresión e inyección de gas lift aplicado a un campo colombiano, mediante cambios en su configuración y confiabilidad.

1.2. Objetivos Específicos

- ✓ Describir las condiciones actuales de operación de los sistemas de compresión e inyección de gas lift, a través de análisis de datos y revisión bibliográfica.
- ✓ Desarrollar el modelo base de simulación de los sistemas de compresión e inyección de gas lift del campo de estudio, usando el simulador de procesos Aspen Hysys.
- ✓ Evaluar, a través de simulación de procesos, las variaciones en la configuración y confiabilidad de los sistemas, considerando como variable de estudio la producción de los fluidos.
- ✓ Elaborar una propuesta para el mejoramiento de los sistemas de superficie, las facilidades y condiciones de operación en el campo de estudio, evaluando los beneficios técnicos y económicos que se tendrían al implementar los cambios.

2. Descripción del levantamiento artificial por *gas lift*

El sistema de levantamiento por gas utiliza gas natural comprimido en la superficie para inyectarlo por el anular del pozo en algún punto del fondo. En el levantamiento por gas de flujo continuo, se inyecta una tasa constante de gas en la tubería del pozo, aireando el líquido y reduciendo así las pérdidas de presión que se producen a lo largo del recorrido del flujo. Debido a esta reducción de la resistencia al flujo de la tubería del pozo, la presión original del fondo del pozo se vuelve suficiente para mover la mezcla de gas/líquido a la superficie y el pozo comienza a fluir de nuevo (Clavería et al., 2001; Melo-González. R et al., 2009). Por lo tanto, el levantamiento de gas de flujo continuo puede considerarse como la continuación de la producción de flujo. La tecnología de levantamiento con gas ha sido ampliamente utilizada en los campos petroleros que producen crudo con arena y gas. Para pozos desviados no presentan ningún problema y la profundidad no es una limitación. También es aplicable a operaciones offshore donde representa una configuración de un pozo levantado por gas con instalaciones de válvulas de descarga y una válvula de operación en la cadena de tubería (Yudin et al., 2019; Zhao et al., 2021).

2.1. Tipos de inyección

2.1.1. Inyección Continua

En este tipo de levantamiento artificial se inyecta una tasa diaria de gas en forma continua lo más profundo posible en la columna de fluido a través de una válvula en el subsuelo, con el propósito de disminuir la presión fluyente en el fondo del pozo y aumentar el diferencial de presión a través del área de drenaje, para que la formación productora aumente la tasa de producción que entrega al pozo (Jeong et al., 2021). La eficiencia de levantamiento a nivel de pozo se mide por el

consumo de gas requerido para producir cada barril normal de petróleo, la eficiencia aumenta en la medida que se inyecta por el punto más profundo posible la tasa de gas adecuada, de acuerdo con el comportamiento de producción del pozo (Clavería et al., 2001; Melo-González. R et al., 2009).

Los mecanismos de levantamiento involucrados en la inyección continua de gas son:

- Reducción de la densidad del fluido y del peso de la columna lo que aumenta el diferencial de presión aplicado al área de drenaje del yacimiento.
- Expansión del gas inyectado la cual empuja a la fase líquida.
- Desplazamiento de tapones de líquido por grandes burbujas de gas.

2.1.2. Inyección Intermitente

El levantamiento artificial por gas intermitente consiste en inyectar de forma cíclica e instantáneamente un alto volumen de gas comprimido en la tubería de producción con el propósito de desplazar hasta la superficie, el bache de líquido que aporta el yacimiento por encima del punto de inyección. Una vez levantado dicho tapón cesa la inyección para permitir la reducción de la presión en el fondo del pozo y con ello el aporte de un nuevo bache de líquido para luego repetirse el ciclo de inyección (Elldakli et al., 2018; Moffett & Seale, 2017). La eficiencia de levantamiento con gas intermitente al igual que en el continuo se mide por el consumo de gas requerido para producir cada barril normal de petróleo, la eficiencia aumenta en la medida que se elige una frecuencia de ciclos que maximice la producción diaria de petróleo y se utilice la cantidad de gas

por ciclo necesaria para un levantamiento eficiente del tapón de líquido. En el ciclo de inyección de gas intermitente hay 3 etapas (Melo-González. R et al., 2009):

- **Influjos:** Inicialmente la válvula operadora está cerrada, la válvula de retención en el fondo del pozo se encuentra abierta permitiendo al yacimiento aportar fluido hacia la tubería de producción. El tiempo requerido para que se restaure en la tubería de producción el tamaño de tapón adecuado depende fuertemente del índice de productividad del pozo, de la energía de la formación productora y del diámetro de la tubería.
- **Levantamiento:** Una vez restaurado el tapón de líquido, la presión del gas en el anular debe alcanzar a nivel de la válvula operadora, el valor de la presión de apertura (POD) iniciándose el ciclo de inyección de gas en la tubería de producción para desplazar al tapón de líquido en contra de la gravedad, parte del líquido se queda rezagado en las paredes de la tubería ("*liquid fallback*") y cuando el tapón llega a la superficie, la alta velocidad de este provoca un aumento brusco de la presión de fondo.
- **Estabilización:** Al cerrar la válvula operadora por la disminución de presión en el anular el gas remanente en la tubería se descomprime progresivamente permitiendo la entrada de los fluidos del yacimiento hacia el pozo nuevamente.

Los mecanismos de levantamiento que actúan en la inyección de gas intermitente son:

- ✓ Desplazamiento ascendente de tapones de líquido por la inyección de grandes caudales instantáneos de gas por debajo del tapón de líquido.
- ✓ Expansión del gas inyectado la cual empuja al tapón de líquido.

2.2. Equipos de superficie para la implementación del sistema de levantamiento *gas lift*

2.2.1. Planta Compresora.

Este sistema realiza el proceso de compresión del gas de baja a alta presión. Puede ser Centrífuga (turbina) o Reciprocante (motocompresor). La planta recibe el gas que proviene de los pozos, lo comprime a su capacidad y lo envía como gas de alta presión (>2000 psi) a la red de distribución y posteriormente a cada pozo (Hernandez, 2016a; Takács, 2005).

2.2.2. Sistema de distribución de gas.

Es la encargada de transportar el gas y distribuirlo a cada pozo. La presión y el volumen de gas que llega al pozo dependerá de la presión y el volumen disponibles en la planta compresora, menos la pérdida que se origina en el sistema de distribución (Takács, 2005).

2.2.3. Sistema de recolección del fluido.

Está formado por las líneas de flujo, encargadas de transportar el fluido hacia el separador, donde se separan la fase líquida, la cual es transportada a los tanques, y la fase gaseosa, que es enviada a la planta compresora (Hernández, 2016a; Takács, 2005).

2.3. Equipos de subsuelo

Los componentes del equipo de subsuelo, en este tipo de levantamiento, son los mandriles y las válvulas de inyección. La cantidad o número de mandriles y válvulas requeridas dependerá fuertemente de la presión de inyección disponible (Hernández, 2016a; Takács, 2005).

2.3.1. Mandriles.

Son tuberías con diseños especiales. En sus extremos poseen roscas para conectarse a la sarta de producción formando, de este modo, parte integrada de ella. Sirven de receptáculo para

instalar la válvula de levantamiento o inyección a la profundidad que se necesite. Existen tres tipos de mandriles:

- ✓ Mandril convencional.
- ✓ Mandril concéntrico.
- ✓ Mandril de bolsillo.

2.3.2. Válvulas.

Las válvulas de levantamiento artificial por gas son básicamente, reguladores de presión. Estas deben ser diseñadas para operar en condiciones de fondo y ser capaces de inyectar el gas a la presión y volumen requeridos.

3. Generalidades de la operación de sistemas *gas lift*

En la norma API RP 11V5 (2008) se recomiendan las prácticas de funcionamiento, mantenimiento y resolución de problemas de las instalaciones de *gas lift*. Se debe instalar un registrador de presión de dos puntas antes de descargar todas las instalaciones de *gas lift*. Los rangos de los elementos de presión en el registrador deben comprobarse antes de la conexión. Un registrador típico tendrá un elemento de rango de 0 a 500 o de 0 a 1.000 psig para la presión de producción en cabeza de pozo y un elemento de rango de 0 a 1.000 o de 0 a 2.000 psig para la presión de gas de inyección, dependiendo del arranque y de la presión de gas de inyección operativa disponible en el pozo (Takács, 2005). Estos elementos de presión deben calibrarse periódicamente con un comprobador de ocho muertos para garantizar la precisión de los registros.

3.1. Prácticas recomendadas antes de la operación de descarga

Si la línea de gas de inyección es nueva, debe limpiarse de incrustaciones, residuos de soldadura y similares antes de conectarla al pozo. Esta precaución evita que se dañe y obstruya el equipo de control de superficie y que entren residuos con el gas de inyección en el espacio anular de la tubería de revestimiento. Los residuos pueden causar graves problemas de funcionamiento a las válvulas de gas lift (Martínez, 2005; Takács, 2005).

Las instalaciones de superficie de una instalación de gas lift deben ser revisadas antes de descargar el pozo. Esto incluye todas las válvulas entre el cabezal del pozo y la batería, la capacidad de gas del separador y la sala del tanque de reserva. Es importante comprobar la válvula de escape de seguridad de las instalaciones de recogida de gas si se trata de la primera instalación de gas lift en el sistema.

3.2. Procedimiento recomendado para la descarga de las instalaciones de *gas lift*

Evitar los diferenciales de presión excesivos a través de las válvulas de gas lift durante las operaciones iniciales de U-tubing minimiza la posibilidad de fallo del equipo debido al corte de fluido y arena. El siguiente procedimiento evita un diferencial de presión excesivo a través de las válvulas durante la operación de descarga (Martínez, 2005). La tasa permisible de aumento de la presión del gas de inyección aguas abajo del dispositivo de control puede ser mayor para una instalación abierta sin obturador que para una instalación con obturador. La mayor parte del fluido de carga del anular de la tubería de revestimiento pasará por el extremo inferior de la tubería en una instalación abierta; mientras que todo el fluido de carga del anular debe pasar por los pequeños puertos de las válvulas de gas lift en una instalación con un obturador. Se recomienda el siguiente procedimiento para supervisar y controlar las operaciones de descarga de todas las instalaciones

de gas lift para evitar daños en las válvulas de gas lift y en las instalaciones de superficie (Bay et al., n.d.; Hazaymeh et al., 2022; Satria, n.d.).

1. Instalar un registrador de presión de dos puntas que sea preciso y esté en buenas condiciones de funcionamiento. La presión del gas de inyección aguas abajo del dispositivo de control de gas y la presión de la tubería del pozo deben registrarse siempre durante toda la operación de descarga.
2. Si el pozo ha sido cerrado y la presión de la tubería excede la presión del separador, purgue la tubería a través de un pequeño estrangulador de línea de flujo. No inyecte gas antes o mientras se purga la tubería.
3. Retire todas las restricciones del cabezal del pozo y de la línea de flujo, incluyendo un estrangulador fijo o ajustable, si el pozo no fluye después de que se haya producido todo el fluido de carga. Si la instalación de gas lift es en un pozo nuevo, o en una reconexión que podría fluir, se recomienda un estrangulamiento de la línea de flujo de 24/64- a 32/64 pulgadas hasta que el pozo se haya limpiado y no fluya naturalmente. El rango seleccionado del elemento para la pluma de presión de cabeza de pozo fluyente en el registrador de dos plumas debe ser capaz de manejar la máxima presión de cabeza de pozo fluyente con un estrangulamiento en la línea de flujo.
4. Inyecte el gas de elevación en el revestimiento a una velocidad que no permita un aumento de más de 50 psi en la presión del revestimiento por intervalo de 10 minutos. Continúe hasta que la presión del revestimiento haya alcanzado al menos 300 psig. La mayoría de las empresas utilizan un tamaño de estrangulamiento estándar en la línea de gas de

inyección para las operaciones de U-tubing y descarga inicial. El tamaño típico del estrangulador de gas de inyección oscila entre 6/64 y 8/64 pulgadas para la operación de U-tubing.

5. Después de que la presión de la tubería de revestimiento haya alcanzado de 300 a 500 psig, la tasa de inyección de gas puede ajustarse para permitir un aumento de 100 psi por intervalo de 10 minutos hasta que el gas comience a circular a través de la válvula de gas lift superior (la válvula superior está descubierta). Después de que la válvula de gas superior esté descubierta y el gas haya sido inyectado a través de esta válvula, no puede ocurrir un diferencial de presión alto a través de las válvulas de gas inferiores. Cada vez que la presión del gas de inyección de la tubería de revestimiento aumente por encima de la presión de apertura de la válvula superior, la válvula se abrirá e impedirá que siga aumentando la presión del gas de inyección. El levantamiento de gas comienza con la entrada de gas de inyección en la válvula superior.

Las dos grandes categorías de levantamiento por gas (flujo continuo y levantamiento intermitente) utilizan gas natural a alta presión inyectado desde la superficie para levantar los fluidos del pozo, pero funcionan según principios diferentes. En la operación de flujo continuo, el gas de elevación se inyecta continuamente a la profundidad adecuada en la corriente del pozo desde el anular de la tubería de revestimiento o la sarta de tuberías hacia la sarta de flujo, que puede ser la sarta de tuberías o el anular, respectivamente (Riegler et al., 2019).

La inyección de la cantidad adecuada de gas de elevación reduce en gran medida la densidad de la corriente del pozo, así como las pérdidas de presión de flujo que se producen por

encima del punto de inyección, ya que la mayor parte de la caída de presión multifásica vertical se debe al cambio de energía potencial. En consecuencia, las pérdidas de presión totales en toda la sarta de tuberías también disminuirán, permitiendo que la presión existente en el fondo del pozo las supere y eleve el flujo del pozo hasta la superficie. Si el pozo estaba muerto antes, empieza a fluir de nuevo, mientras que los pozos que fluyen producirán volúmenes de líquido mucho mayores que antes. Por lo tanto, el levantamiento de gas de flujo continuo puede considerarse como la continuación de la producción fluyente, y su mecanismo operativo básico es la reducción de la resistencia al flujo resistencia al flujo de la cadena de producción (Han et al., 2021; Rodrigues et al., 2021).

El *gas lift* intermitente, aunque también utiliza gas comprimido inyectado desde la superficie, funciona con un mecanismo operativo completamente diferente. El pozo se produce en ciclos que se repiten periódicamente, y las columnas de líquido acumuladas son desplazadas físicamente a la superficie por el gas de elevación de alta presión inyectado por debajo de ellas. Durante el ciclo intermitente, primero se permite que los fluidos del pozo se acumulen por encima de la válvula de elevación de gas operativa, y luego se inyecta gas de elevación a través de la válvula y por debajo de la columna de líquido. Si se utiliza la presión de inyección y el volumen de gas adecuados, el gas de elevación propulsa el sedimento de líquido hacia la boca del pozo y hacia la línea de flujo (Rodrigues et al., 2021). Por ello, y en contraste con la elevación de gas de flujo continuo, el funcionamiento de una instalación de elevación de gas intermitente es un proceso transitorio. Por lo tanto, es mucho más complicado de describir y modelar que el proceso de elevación de fluidos en estado estacionario que tiene lugar en un pozo con elevación de gas de flujo continuo (Rodrigues et al., 2021).

Los ingenieros diseñan los sistemas de *gas lift* calculando primero el potencial de producción de cada pozo de la red. A continuación, con base en la presión y el volumen de gas disponibles, asignan a cada pozo su tasa de producción óptima y su asignación de *gas lift*. Un sistema de gas lift ideal es aquel en el que el gas se inyecta en la columna de fluido a un ritmo continuo y a una presión constante. Este proceso garantiza un flujo de líquido estable desde el yacimiento y sólo es posible en yacimientos en los que se dispone de volúmenes suficientes de gas a alta presión y los líquidos pueden fluir fácilmente a través de la formación hasta el pozo (Schriener & El-Genk, 2021).

Los ingenieros también deben construir pozos que se adapten al tipo de sistema de inyección que se vaya a utilizar. El gas puede inyectarse en la columna de fluido a través de un sistema abierto que no tiene sello entre la tubería y el anillo de la carcasa, o utilizando una válvula permanente en la tubería para aislar el anillo de la carcasa de la tubería de producción. La configuración más común de los pozos de *gas lift* incluye un *packer* y válvulas de *gas lift*. El diseño de un sistema de gas lift optimizado es un reto complejo (Hernández, 2016b). Los ingenieros deben tener en cuenta la interacción de todas las partes del sistema de producción; el potencial, las limitaciones y las necesidades de cada pozo deben considerarse individualmente junto con las de la red en su conjunto. Los tamaños y longitudes de las líneas de flujo y de los tubos de fondo de pozo, los equipos de procesamiento, la disponibilidad de gas y compresores, la composición de los fluidos y otros factores influyen en la eficacia del *gas lift* y en la producción. Hoy en día, los diseñadores pueden abordar estos complejos cálculos utilizando programas de software de optimización que modelan la red de producción. Estos programas permiten optimizar el sistema en función de un factor económico del yacimiento, como la producción total de líquido, el total de gas producido o el total de petróleo producido, y probar los efectos de diversas tasas de

inyección. Dado que las condiciones del yacimiento y de cada pozo cambian constantemente, los operadores pueden acoplar las capacidades de optimización del ordenador a los datos en tiempo real. De este modo, pueden ajustar las tasas de inyección a las condiciones cambiantes e identificar rápidamente y tomar medidas para corregir los pozos o los sistemas de extracción de gas de bajo rendimiento.

4. Proceso operativo de la planta de tratamiento del campo seleccionado

Según lo reportado en la literatura, las estaciones del tren de tratamiento reciben el crudo asociado con gas de los pozos. En las estaciones se realiza la separación de gas y crudo. El crudo es destinado al proceso de tratamiento y el gas rico es enviado a las estaciones compresoras de cada estación. Una vez comprimido, este es enviado a la planta de gas del campo para continuar con su procesamiento. Los datos de la composición del gas de carga a la planta de gas se describen en la Tabla 1.

Tabla 1.

Componente	Fracción molar	Propiedades/Características	
C1	79,5030	Gravedad Especifica	0,630
C2	6,2860	Poder Calorífico Neto Real (BTU/ft ³)	1032,74
C3	2,7420	Poder Calorífico Neto Ideal (BTU/ft ³)	1035,79
IC4	0,5360		
NC4	0,7630		
IC5	0,3830		
NC5	0,1830		
C6+	0,0670		

O2	0,0000
N2	1,5090
H2	0,0000
CO	0,0000
CO2	8,0280
H2S	0,0000

Composición y propiedades de gas de carga a la planta (2021)

4.1. Subproductos

De la planta de gas se obtienen como productos: Gas seco, Propano, Butano y Gasolina natural. El gas tratado en la planta de procesos es un gas seco el cual contiene un alto porcentaje de metano. Este gas tiene tres aplicaciones; como alimentación del sistema de Gas Lift el cual es el sistema de levantamiento artificial que se aplica en el campo, como gas combustible de los diferentes procesos y equipos y como destino a ventas.

Tabla 2.

Especificaciones Gas Seco Producto

Propiedades/Características	Especificación
Contenido Metano	88,154 (% molar)
Contenido Etano	7,707(% molar)
Gravedad Especifica	0,620
Poder Calorífico Neto Real	980,38 (BTU/ft ³)
Poder Calorífico Neto Ideal	982,91 (BTU/ft ³)
Contenido de CO ₂	0,602

Tabla 3.

Especificaciones propano

Propiedades/Características	Especificación
Contenido Propano (% molar)	90,757
GPM (galones de líquido contenidos en mil pies cúbicos de gas)	33,128
Gravedad Especifica	0,506

Tabla 4.*Especificaciones butano*

Propiedades/Características	Especificación
Contenido Butano	79,954 (% molar)
GPM (galones de líquido contenidos en mil pies cúbicos de gas)	32,219
Gravedad Especifica	0,570

Tabla 5.*Especificaciones gasolina*

Propiedades/características	Especificación
Contenido Pentano	38,432 (% molar)
Contenido C6+	61,568 (% molar)
GPM (galones de líquido contenidos en mil pies cúbicos de gas)	25,600
Gravedad API corregida	79

4.2. Balance volumétrico

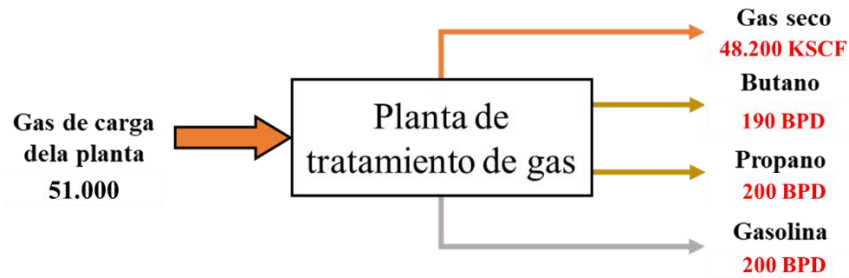
El balance de materia presenta los flujos de entrada y salida de la planta, con el propósito de ilustrar la ley de conservación de la materia; la cantidad de material que ingresa a la planta es la misma que sale.

- ✓ Material de entrada. La unidad carga aproximadamente 51.000 KPCD.
- ✓ Material de salida. La unidad procesa aproximadamente 48.200 KPCD, 190 BPD de Butano, 200 BPD de Propano y 200 BPD de Gasolina.

4.3. Diagrama de Balance de Material

La figura 1 muestra el balance de materia de la Planta de gas, el cual es un ejemplo de diagrama de flujo simplificado. En el diagrama se representa la carga típica a la unidad y las corrientes de productos para evidenciar la conservación de materia en la unidad.

Figura 1. Balance de materia de Planta de Gas.



4.4. Sección de Compresión de Gas: Estación 1

La corriente de gas proveniente de la Estación de Recolección de Crudo entra en primera instancia a dos scrubber de gas (10" y 14"), donde mediante el proceso de separación se depuran los líquidos contenidos en el gas. La corriente de gas saliente del scrubber de 10" es dirigida al compresor de gas 11LP (9 KPCD) y cuenta con un bypass con el fin de direccionar a la máquina 12LP con capacidad para comprimir 9 KCPD; sin embargo, la línea de gas hacia el compresor 12LP no se encuentra en funcionamiento. La línea del compresor 11LP, cuenta con un bypass hacia la línea de 14". El gas de salida del scrubber de 14" llega a un manifold de distribución, el cual direcciona la corriente hacia los compresores 7LP, 5LP, 4LP, 3LP, 1LP, 8LP y 9LP con capacidad para comprimir hasta 3,2 KPCD cada uno. También direcciona la corriente hacia los compresores 10LP y 12LP con capacidades de 6 y 9 KPCD respectivamente.

Durante el paso por los compresores, el flujo de gas rico ingresa al separador de la primera etapa con el fin de eliminar líquidos presentes en el gas rico, posteriormente ingresa a la primera

etapa de compresión donde se eleva su presión aproximadamente a 135 psi; seguidamente el flujo pasa a través de un ventilador con el fin de disminuir la temperatura en el gas y evitar calentamiento en los cilindros del compresor. Posteriormente, el flujo de gas ingresa al separador de la segunda etapa y luego ingresa a la segunda etapa de compresión donde es descargado hacia el ventilador con una presión de 375 psi aproximadamente. Así entonces, el flujo ingresa al separador de la tercera etapa la cual descarga entre 900 – 1000 psi aproximadamente.

El recorrido descrito anteriormente ocasiona que el volumen específico del gas se reduzca, lo cual ocasiona un aumento en su presión. Las corrientes de salida de los compresores de la Estación 1 convergen en una sola, cuyo destino es la entrada de la planta de gas. Adicional, se cuenta con una línea provisional de 8". Es de tener en cuenta, que cada separador inter-etapa cuenta con una válvula de control de nivel de tipo neumático, las cuales en caso de alto nivel direccionan los líquidos hacia el K.O Drum. Así mismo, en la descarga de cada etapa de compresión, se encuentran válvulas de seguridad que en caso de sobrepresión alivian el gas a la atmosfera. La línea de salida de los compresores cuenta con una trampa de raspadores, la cual se encarga de recibir el raspador cuando se realiza la actividad de limpieza en la tubería. Por otro lado, el scrubber D-1034, recibe el gas combustible proveniente de la Planta de Gas y de la Estación de recolección de crudo (en caso de una parada de planta); allí se realiza la depuración de líquidos presentes, para ser enviado como gas combustible a las maquinas compresoras de la Estación.

4.5. Sección de Compresión de Gas: Estación 2

La sección de Compresión Gas cuenta con cinco scrubber de gas, el SE-1, SE-2, D-425, D-426 y D-427, los cuales reciben el gas rico proveniente de la Estación de Recolección de Crudo, el D-426 recibe etano proveniente de la Torre Desetanizadora T-1104 ubicada en la Planta de Gas y el gas de alta (100 psi). La corriente de gas saliente del scrubber SE-1, es dirigida a los

compresores de gas 16LP con capacidad para comprimir 9 KCPD y al 17LP con capacidad para 9 KCPD. Una vez realizado el proceso de compresión, las dos corrientes convergen en una sola con destino a la entrada de la Planta de Gas.

Los compresores 12LP, 10LP y 8LP con capacidad para comprimir hasta 3 KPCD cada uno y el compresor 18LP con capacidad de 10 KPCD pueden ser alimentados por el scrubber D-427 y/o SE-2. Las corrientes de salida de los compresores 18LP y 8LP se unen con destino a la planta de procesos. La corriente de salida del scrubber D-426 es direccionada al compresor de gas 13LP, con capacidad de compresión de 4 KPCD, dicha corriente converge con la salida de gas de los compresores 12LP y 10LP y posteriormente se dirige a la entrada de la planta de gas con el fin de continuar con el proceso de este. El scrubber D-425 procesa el gas combustible con destino a las maquinas compresoras y gas de ventas para el municipio de Sabana de Torres. El recorrido del flujo de gas dentro del compresor puede ser consultado en la sección anterior.

4.6. Sección de Compresión de Gas: Estación 3

El gas de los separadores de prueba, separador de producción general y de la bota de gas de la Estación de recolección de crudo, ingresa al scrubber M-SEP-340004 con el fin de depurar los líquidos presentes en el gas, allí se registra la presión dentro del M-SEP-340004 pasando a través transmisor indicador de presión PIT-34216. En caso de alto nivel de líquidos en el scrubber M-SEP-340004, el trasmisor indicador LIT-34211 es el encargado de enviar señal a la válvula de control XV-34211, con el fin de permitir paso hacia la bota de gas ubicada en la estación de crudo.

El gas producido es enviado a las maquinas compresoras 1LP y 2LP, con el fin de aumentar la presión del gas a la presión de operación de la planta de gas (900 psi); el flujo de gas enviado es indicado a través del transmisor indicador de flujo FIT-34204 y este a su vez es contado en el FQI-

34204. Además, el M-SEP-340004 cuenta con una válvula de alivio a tea PSV-34204 y una válvula auto reguladora de presión PCV-1016.

El flujo de gas rico ingresa al separador de la primera etapa con el fin de eliminar líquidos presentes, posteriormente ingresa a la primera de etapa de compresión 1/2LP donde se eleva su presión aproximadamente a 157 psi; seguidamente el flujo pasa a través del aerofriador con el fin de disminuir la temperatura en el gas y evitar calentamiento en los cilindros del compresor. Posteriormente, el flujo de gas ingresa al separador de la segunda etapa, luego ingresa a la segunda etapa de compresión 1/2LP donde es descargado hacia el aerofriador con una presión de 400-430 psi aproximadamente. Así entonces, el flujo ingresa al separador de la tercera etapa para una última depuración del gas y tercera etapa de compresión, donde la presión del gas aumenta a 900 psi, presión de operación de la Planta de Gas del Campo.

Es de tener en cuenta, que cada separador inter-etapa cuenta con una válvula de control de nivel de tipo neumático, las cuales en caso de alto nivel direccionan los líquidos hacia el K.O Drum. Así mismo, en la descarga de cada etapa de compresión, se encuentran válvulas de seguridad que en caso de sobrepresión alivian el gas a la atmosfera. Finalmente, la descarga de las maquinas compresoras 1 y 2 LP, se incorpora a la línea de gas de salida de la Sección de Compresión de Gas, siendo su destino la entrada de la Planta de Procesos. La línea de salida de los compresores hacia la planta cuenta con una trampa de raspadores, la cual se encarga de recibir el raspador cuando realiza la actividad de limpieza en la tubería.

4.7. Sección de Absorción

4.7.1. Depuración del gas

Al cabezal principal de entrada de la planta convergen cuatro troncales que recolectan el gas húmedo rico que proviene de las secciones de compresión de gas del campo de estudio. La

línea de entrada cuenta con un transmisor/indicador de presión PIT-910A, el cual envía señal a los controladores de presión PIC-910A/B; en caso de sobrepresión o disturbios en el sistema, envían los gases a tea y al Drum de tea mediante las facilidades (válvulas normalmente cerradas), con presión controlada. El gas pasa a una presión indicada en el PIT-910 a través de las válvulas ESDV-910A antes de entrar al enfriador E-910. El TI-910A indica la temperatura del gas a la salida del enfriador E-910A; posteriormente, ingresa al scrubber de gas de entrada D-1114B, el cual se encarga de recibir el gas rico con una presión de 900 psig y una temperatura aproximada de 90°F, con el fin de separar los líquidos presentes en el gas.

La corriente de gas de salida del D-1114A pasa a través de la válvula ESDV-910C, donde llega a un manifold de distribución con destino a la sección de Gas Lift, ventas y combustible. La corriente de gas con destino al sistema de Gas Lift, se dirige al scrubber de Gas Lift D-259 donde la presión de entrada es controlada por el PIC-259; una vez realizado el “lavado” del gas, éste es enviado a los compresores de Gas Lift 1GL y 4GL con capacidad para comprimir hasta 17 KPCD, al 2GL con capacidad de 14 KPCD y al 4GL con capacidad de 15 KPCD. Finalmente, el gas es inyectado a los pozos, con el fin de aumentar la producción. Es de tener en cuenta que la corriente de gas cuenta con un by pass, con el fin de evitar la entrada al D-259 y ser utilizada como gas combustible en caso de requerirse. El LIC-259 controla el nivel de condensados generados en el D-259 enviándolos hacia el Drum Tea.

El gas con destino a ventas tiene dos líneas, la primera con destino a la ciudad de Bucaramanga que se encuentra fuera de servicio actualmente; la segunda línea ingresa al scrubber D-440 con el fin de realizar una última depuración del mismo y ser enviado a la GRB. Sobre la línea de entrada al scrubber D-440 se encuentra un indicador de presión controlado por el PIC-1114D, el cual en caso de tener un máximo de presión tiene la facilidad de enviar gas a tea y

proteger la integridad del scrubber de gas a ventas. El gas cuya utilización será como combustible se direcciona al scrubber D-1110 con el fin de seguir su proceso de depuración.

Los condensados obtenidos en el scrubber D-1114A se envían hacia el acumulador D-432 y/o Drum tea. El LI-1114A indica el nivel de condensado en el D-1114A. Los condensados obtenidos en el D-1114B, se controlan a través del LIC-1114B y también se envían hacia el acumulador D-432 y/o Drum tea. El gas rico proveniente del D-1114B pasa por el intercambiador E-901 (intercambia calor con gas residual proveniente de la torre absorbadora T-1102) y se dirige hacia el Chiller refrigerador de gas rico E-902, para luego continuar con el proceso de refrigeración el cual se explicará en la Sección de Propano Refrigerante.

4.7.2. Intercambiador gas – gas

La corriente de gas rico a la salida del scrubber D-1114B, ingresa al intercambiador E-901 a una temperatura de 90°F. Por medio de la interacción con el gas residual proveniente de la torre absorbadora T-1102, la temperatura del gas rico disminuye a 45°F aproximadamente. Con el fin de evitar la formación de hidratos y contribuir al proceso de deshidratación del gas, se inyecta glicol a la entrada del intercambiador. Posteriormente, la corriente de gas rico pasa por el Chiller E-902, y se condensa parcialmente empleando como refrigerante propano proveniente del Circuito de Propano Refrigerante. Con el fin de evitar la formación de hidratos se realiza inyección de glicol al Chiller, el cual cuenta con dos boquillas de inyección a la entrada y una a la salida.

El gas rico ingresa al separador de glicol D-1101, donde su función es separar por sedimentación (separación por gravedad) el glicol inyectado en el intercambiador E-901 y en el Chiller E-902 con el fin de evitar la formación de hidratos. El D-1101 cuenta con una pierna que dispone de un serpentín de aceite caliente que facilita la separación del glicol y su remoción en

agua; el nivel de líquidos generados, se controlan a través del LIC-1101 y son enviados al tanque de balance D-1410. La corriente de gas es dirigida a la torre absorbedora T-1102.

4.7.3. Torre de absorción

La torre absorbedora T-1102 es una columna cilíndrica vertical con 24 platos perforados en el interior para el ascenso de vapores y canales de rebose para el descenso de líquidos. La corriente de gas rico proveniente del separador de glicol D-1101, entra a la T-1102 por el plato No. 01, a una presión de 900 psig. Su funcionalidad permite que el aceite pobre proveniente del intercambiador E-919, el cual ingresa por el plato N° 24, gane hidrocarburos removidos del gas rico a medida que desciende y abandona la columna por el fondo. El nivel de fondos de la T-1102 es controlado a través del LIC-1102. El aceite rico obtenido es enviado al tanque flash de aceite rico (ROFT) D-1103 a una temperatura de 15°F.

4.8. Sección de Propano Refrigerante

4.8.1. Acumulador y economizador de propano

El acumulador D-1112A es un separador horizontal cuya función es mantener almacenado en estado líquido el propano de almacenamiento, los PIT-1112A y LIT-1112A indican la presión y nivel respectivamente. Al D-1112A ingresa propano proveniente de los intercambiadores E-906/903, a un flujo y presión indicados por el FIT-906 y PIT-906. Las corrientes de propano de la Bomba Re-run (producto desde la bala D-1301E) y del acumulador D-1109A se encuentran cerradas, sin embargo, son abiertas en caso de requerirse reposición de propano. La corriente convergente de la bomba Re-run y el D-1109 también tiene la facilidad para dirigir flujo hacia el Chiller Refrigerador de Gas Rico E-902, sin embargo, dicha línea se encuentra cerrada.

El propano que ingresa al acumulador D-1112A fluye al economizador D-1112B el cual se encuentra ubicado al lado del acumulador, conformando así un solo conjunto horizontal. El flujo

es regulado por el LIC-1112B, el cual controla el nivel de líquido del economizador. Dentro del D-1112B se expande el propano disminuyendo su presión de 200 psig a 70 psig. En la cima del D-1112B, los vapores de propano son succionados por la segunda etapa de la unidad compresora de propano C-301B, el TI-1112B indica la temperatura de salida y el indicador PIC-1112C es el encargado de regular la presión de succión.

El propano líquido del economizador D-1112B es dirigido al intercambiador de aceite pobre E-919 a través de la válvula LCV-902; esta válvula rebaja la presión de propano mediante expansión isoentálpica (proceso Joule Thompson), causando que la temperatura disminuya lo suficiente para refrigerar el gas mediante transferencia de calor en el E-919. Posteriormente, el propano fluye al Chiller E-902.

4.8.2. Chiller

El Chiller o refrigerador de gas rico E-902 es el equipo principal de esta sección y básicamente constituye un intercambiador de calor, en él ingresa propano refrigerante proveniente del D-1112B por la carcasa y gas rico del D-1114B por los tubos; el cual ha bajado su temperatura a aproximadamente 45°F al pasar por el intercambiador E-901. Con el fin de evitar la formación de hidratos y contribuir al enfriamiento del gas se inyecta una solución acuosa de etilenglicol a la entrada y salida del E-902. En el E-902 el propano se vaporiza en la medida que el gas rico fluye por el interior de los tubos; mientras que la temperatura del gas rico disminuye de 45°F a 10°F (necesario para la absorción). La corriente de gas es dirigida al D-1101 con el fin de separar el glicol y continuar con el proceso de absorción. Los vapores de propano son succionados a través del tanque limpiador D-1111 a una presión indicada por el PIT-1111B donde se realiza separación de trazas de agua; dicha succión es realizada por la primera etapa de la unidad compresora de propano refrigerante C-301A y regulada por la PCV-1111A.

4.8.3. Compresión y Separación

Las corrientes de vapor de propano provenientes del D-1112B y D-1111 ingresan a los compresores refrigerantes C-301A/B, allí elevan la presión por encima de su presión de vapor. Las corrientes de salida se unen y pasan a través del scrubber de refrigerante LG-30 con el fin de separar líquidos presentes. Posteriormente, la corriente ingresa a los intercambiadores E-909 donde se condensa debido a la disminución de temperatura ocasionada por el enfriamiento con aire y finalmente se direcciona en dos líneas, la primera al intercambiador E-906 y la segunda hacia el E-903 cerrando así el ciclo del propano refrigerante.

4.9. Sección de Regeneración de Glicol

4.9.1. Regeneración

La corriente de glicol proveniente del separador D-1101 fluye a una presión y temperatura indicados por los PIT-1410A y TIT-1410C respectivamente hacía los filtros de carbón F-1410A/B, con el fin de atrapar sólidos e hidrocarburos pesados que haya podido arrastrar el glicol. El filtro F-1410A cuenta con el PDI-1410A y el filtro F-1410B con el PDI-1410B, los cuales indican el diferencial de presión entre el fondo y la cima de cada filtro, esto ayuda a validar si los mismos se encuentran saturados y proceder con la limpieza o cambio.

Al salir del F-1410A, la corriente de glicol se dirige al deshidratador E-1410, donde tiene dos posibles líneas de entrada, la primera y más común por la cima, pero en caso de encontrarse la columna sobrecargada, ingresa por la línea del medio con el fin de favorecer la salida de vapores hacia la atmosfera. El glicol circula por la carcasa del reboiler E-1410, y por los tubos ingresa aceite caliente proveniente de las bombas P-1202A/B. Así entonces, el glicol que entra a través de un serpentín localizado en la cima del E-1410 es despojado de agua recibiendo calor del aceite caliente que circula por los tubos y cuyo flujo es regulado mediante el controlador TIC-1410; la

corriente de salida de aceite caliente converge en la línea de salida de la torre fraccionadora T-1105 hacia el horno H-501.

El calentamiento del fluido ocasiona la vaporización del agua la cual sale por el tope hacia la atmósfera; el glicol fluye hacia el tanque de balance D-1410 donde el LIT-1410 indica el nivel de este. La corriente de salida del D-1410 se une con la línea de salida del tanque de almacenamiento D-1307. En el D-1307 se realiza una inyección de gas combustible con el fin de “empujar” el glicol hacia la salida. La corriente es succionada por las bombas P-1206A/B, las cuales impulsan el glicol hacia los puntos de inyección, que en este corresponden al intercambiador E-901 y Chiller E-902.

4.10. Sección de Separación y/o Fraccionamiento

4.10.1. Vaporización aceite rico

El aceite rico obtenido en la torre absorbadora T-1102, ingresa al tanque flash de aceite rico D-1103 a una temperatura aproximada de 15°F, la cual es indicada por el TI-1102B. El D-1103 consiste en un separador horizontal cuya función es lograr la máxima remoción de los componentes de metano y etano del aceite, pero con la mínima volatilización el propano. Los vapores de metano y etano salen por la cima del D-1103 e ingresan al intercambiador E-906 donde realizan intercambio de calor con la corriente de propano refrigerante proveniente del E-909. Posteriormente ingresa al intercambiador E-916 con presión controlada a través del PIC-1103, donde aumenta la temperatura del gas debido al intercambio de calor con la gasolina proveniente del calentador E-915.

El gas combustible proveniente del cabezal de ventas se une a la línea de salida del E-916 y se dirige al scrubber de gas combustible D-1110 donde se realiza depuración del gas y se direcciona a cuatro diferentes puntos. La primera línea se dirige hacia los compresores de baja (25

psi) a una presión controlada por el PIC-1110, el gas de la segunda línea es utilizado como gas combustible en los compresores y su presión se controla mediante el PIC-1110A. La tercera línea tiene como destino el horno H-501, donde se utiliza como combustible para los pilotos y quemadores de este, con presión controlada por el PIC-1110C, el cual controla directamente la sobrepresión en la línea de alimentación de combustible del H-501; de esta tercera línea se divide una corriente de gas hacía el almacenador de glicol D-1307, el cual ayuda a “empujar” el glicol hacia las bombas P-1206A/B. La cuarta y última línea fluye hacia la bomba P-1113 (controlado por LCV 1113) con motor neumático, donde el gas se usa para mover dicho motor y bombear el aceite pobre del regenerador T-1113 hacia la desetanizadora T-1104.

4.10.2. Intercambiador de aceite rico/aceite pobre

Al intercambiador E-904A ingresa aceite rico proveniente del D-1103 y aceite pobre que fluye de las bombas P1201A/B; la función del E-904A es bajar la temperatura del aceite pobre que fluye hacia el E-919 y es utilizado en el proceso de absorción. El aceite rico se dirige a un segundo intercambiador E-904B donde ingresa por la carcasa e interactúa con el aceite pobre desetanizado proveniente del Reboiler E-905. El aceite pobre y enfriado saliente del E-904B se divide en dos líneas, la primera que fluye hacia las bombas P1201A/B que envían el gas hacia el E-904A, y la segunda corriente cuyo destino es el regenerador E-1113. El aceite rico a la salida del E-904B fluye hacia la torre desetanizadora T-1104, el proceso es descrito a continuación.

4.10.3. Desetanización del aceite rico

El aceite rico producto del reflujo producido en el tanque de vaporización D-1103 ingresa por la cima de la torre desetanizadora T-1104; por la parte media de la torre ingresa aceite rico cuyo origen es el intercambiador E-904B. La corriente proveniente del D-1103 corresponde al 30% del aceite rico de entrada y la del E-904B al 70%, así mismo, a la T-1104 fluye aceite caliente

pobre del reboiler E-905 a una temperatura indicada por el TIC-905. La T-1104 es una columna cilíndrica vertical con 22 platos perforados en el interior para el ascenso de vapores y canales de rebose para el descenso de líquidos, allí se separan los hidrocarburos livianos del propano, butano e hidrocarburos más pesados.

El nivel de fondos de la T-1104 es controlado a través del LIC-1104, de los fondos se extrae aceite rico libre de metano con trazas de etano que ayudan al porcentaje de composición del propano comercial; el aceite es enviado a la torre fraccionadora T-1105 a través de la LCV-1104, a un flujo y temperatura indicados por el FIT-1104 y TIT-1104A respectivamente. Los vapores de etano y metano salen por la cima de la T-1104 y se enfrían en el intercambiador E-903, empleando propano como refrigerante en la carcasa proveniente del Circuito de Propano Refrigerante. En el intercambiador E-903 el PDI-1104 indica el diferencial de presión entre la corriente de cima a la salida de la T-1104 (PI-1104A) y la corriente de salida del E-903. A la salida del E-903 se encuentra ubicada la válvula de control de la torre PCV-1104. Los vapores de etano son enviados como reciclo de planta a la succión de los compresores, ya sea al sistema de 25 o 100 psi, actualmente este reciclo es enviado a la succión de la maquina 13LP (100 psi). Existe una protección entre la PCV-1104 y la succión de compresores para evitar una sobrepresión, el cual tiene control local neumático con alivio a tea.

La torre cuenta con el reboiler E-905, el cual es el encargado de dar la temperatura necesaria para la destilación de etano y metano. De la T-1104 hay una corriente líquida que sale e ingresa al reboiler para el proceso de destilación, los vapores del reboiler son devueltos a la torre por otra línea. El reboiler funciona como un rehervidor alimentado por la corriente de aceite caliente proveniente de las P-1202A/B, la temperatura de fondo es controlada con el lazo de control TIC-905 a través de la válvula TCV-905 e indicador de flujo FI-905. En la salida de aceite caliente del

reboiler una parte es enviada al horno H-501 para su respectivo ciclo de calentamiento. La otra parte se destina al sistema de aceite absorbente el cual trabaja a bajas temperaturas, por lo cual el flujo se envía al intercambiador de aceite pobre E-914 y posteriormente al E-904B; finalmente, con ayuda de las bombas P-1201A/B es elevado a la presión requerida para ingresar a la torre absorbedora T-1102.

4.10.4. Fraccionamiento

El aceite rico proveniente del fondo de la T-1104 es controlado por el lazo de control LIC-1104, el cual fluye por diferencia de presión a la torre fraccionadora T-1105 a través de la válvula LCV-1104. La torre fraccionadora es una columna cilíndrica vertical con 24 platos perforados en el interior para el ascenso de vapores y canales de rebose para el descenso de líquidos. La alimentación de carga a la torre ingresa por el plato N°9. La función principal de la T-1105 es separar el aceite rico en dos corrientes, una constituida por los componentes removidos del gas natural y la otra conformada por el aceite pobre. El reflujo que ingresa por la cima de la torre fraccionadora T-1105, proviene del acumulador de producto crudo (D-1106) y es bombeado a través de las P1203A/B; el flujo es controlado a través del lazo de control FIC-1105.

En la torre fraccionadora, debido a la reducción de presión, se vaporizan los hidrocarburos presentes en el aceite rico que ingresa a la torre por el plato N°9. El reflujo que ingresa por la cima de la T-1105 contribuye a la reducción de la temperatura de cima evitando así la salida de los componentes pesados que se vaporizan del aceite rico. Los vapores de cima salen a una presión controlada por el PIC-1105, posteriormente se dirigen con temperatura indicada por el TI-1105A al condensador E-911, donde se condensan por el enfriamiento con aire, fluyendo como líquidos hacia el acumulador D-1106. El TDI-911 indica el diferencial de temperatura entre las corrientes de entrada al E-911 (TI-1110A) y entrada al D-1106 (TI-1106). El aceite pobre fluye hacia la

sección de despojo interior de la T-1105 (el LIT-1105A indica el nivel), donde es succionado por las bombas P-1202A/B para ser enviado a diferentes equipos como el reboiler E-905, el regenerador E-1113, el separador de glicol D-1101, el deshidratador E-1410 y el reboiler E-906 para finalmente llegar al horno H-501 y aumentar su temperatura nuevamente.

4.10.5. Acumulador de productos

Los líquidos provenientes del condensador E-911 ingresan al acumulador D-1106, el cual es un separador horizontal que almacena los productos licuables del gas. La corriente sale a una presión indicada por el PIT-1203A y es succionada por las bombas P1203A/B, las cuales envían una parte como refluo debidamente regulado (FIC-1105) a la T-1105 y el resto como carga al intercambiador E-915 mediante control de nivel del acumulador LIC-1106. Si se supera el Set Point de la PCV-1106, los vapores no condensables presentes en el D-1106 son enviados a tea mediante el controlador de presión PIC-1106.

4.10.6. Regeneración

El regenerador de aceite pobre T-1113 es un recipiente cilíndrico vertical, cuya función es destilar el varsol y en el fondo depositar los pesados del mismo. La torre recibe una pequeña corriente de varsol de carga (1,6 GPM aproximadamente), que proviene del intercambiador E-904B. Para el calentamiento del reboiler, se utiliza una corriente de aceite caliente proveniente de la descarga de las bombas P1202A/B, a una temperatura indicada por el TI-1113A. El varsol es destilado y enviado en forma gaseosa al condensador E-918 ubicado en la parte superior de la torre. En este se condensan a temperatura atmosférica los vapores de varsol. El varsol en estado líquido desciende a la parte media superior, donde es succionado por la bomba P-1113 y es descargado a la corriente de carga a la torre desetanizadora T-1104. El ingreso de varsol a la torre se hace por medio de un control neumático (LIC-1113) a través de la válvula LCV-1113. En caso

de haber presencia de compuestos blancos, los mismos son enviados hacia la tea (si supera Set Point de la PCV-1113) con presión controlada por el PIC-1113.

4.10.7. Torre depropanizadora

De la corriente de salida de las bombas P-1203A/B una parte va como reflujo a la torre fraccionadora y otra parte va como cara a la torre depropanizadora, pasando a través del intercambiador E-915. El TDI-915 indica el diferencial de temperatura entre las corrientes de entrada (TI-915) y salida (TI-915A) al E-915. La T-1107 es una columna cilíndrica vertical con 36 platos perforados en el interior para el ascenso de vapores y canales de rebose para el descenso de líquidos. El producto crudo de carga puede alimentarse a la torre por el plato No. 24 o 22; sin embargo, actualmente el ingreso del flujo ocurre por el plato No. 24. La torre cuenta con el PDI-1107 que indica el diferencial de presión entre la corriente de fondos PI-1107 y el propano que sale por la cima (PIC-1107A).

La torre T-1107 cuenta con un reboiler (E-907), que se encarga de transferir la temperatura necesaria al producto crudo que ingresa a la torre depropanizadora por medio del aceite caliente que proviene de las bombas P-1202A/B; los productos crudos del fondo de la T-1107 ingresan también al reboiler, controlados por el TIC-1107. En el E-907 el nivel de líquidos generados se controla a través del LIC-907, este líquido se envía como carga hacia la torre debutanizadora T-1108. El aceite caliente que sale del E-907 se recircula a la descarga en la línea que va hacia el H-501 para calentarse nuevamente.

Por la cima de la columna depropanizadora se obtienen vapores de propano, los cuales son enviados a la torre de enfriamiento e ingresan al condensador E-912 en contacto con aire frío; posteriormente ingresan a una temperatura indicada por el TI-1109A al tanque acumulador de propano D-1109A. El tanque acumulador de propano es un separador horizontal donde se acumula

el propano de producción final. El tanque acumulador cunea con un sistema de protección por sobrepresión para aliviar a tea a través de la PIC-1009A, adicionalmente cuenta con la válvula de seguridad PCV-1009A. Este alivio de sobrepresión lo ejecuta el PC-1009A. Del acumulador de propano, sale una corriente como reflujo a la torre depropanizadora, utilizando para ello la bomba P-1204A a un flujo controlado por el FCV-1107, adicionalmente el tanque cuenta con un control de nivel (LI-1109A) el cual envía el excedente por nivel a las balas de propano que se disponga para su recibo.

4.10.8. Torre debutanizadora

La torre debutanizadora es una columna cilíndrica vertical con 36 platos perforados en el interior para el ascenso de vapores y canales de rebose para el descenso de líquidos. El producto crudo de carga que proviene de una parte de la corriente de salida del Reboiler E-907, se puede alimentar a la torre por el plato No. 26 o 22; sin embargo, actualmente el ingreso del flujo ocurre por el plato No. 26. La torre T-1108, cuenta con un reboiler (E-908), que se encarga de transferir la temperatura necesaria al producto crudo que ingresa a la torre debutanizadora, por medio del aceite caliente que proviene de las bombas P-1202A/B a una temperatura controlada por el TIC-1108A; los productos crudos del fondo de la T-1108 ingresan también al reboiler. En el E-908 los líquidos generados (gasolina y aceite caliente), son enviados en dos líneas. La gasolina se envía al calentador E-915 donde aumenta la temperatura del gas y el aceite caliente se recircula a la descarga de las bombas P-1202A/B con destino al horno H-501, a una temperatura controlada por el TIC-1108A.

Por la cima de la columna debutanizadora se obtienen vapores de butano, los cuales son enviados a la torre de enfriamiento, los cuales ingresan al condensador E-913 donde se inician a condensar al contacto con aire frío; posteriormente ingresan a una temperatura indicada por el TI-

1109B al tanque acumulador de propano D-1109B. El tanque acumulador de butano es un separador horizontal donde se acumula el butano de producción final. El tanque acumulador cuenta con un sistema de protección por sobrepresión para aliviar a tea a través de la PIC-1009B, adicionalmente cuenta con la válvula de seguridad PCV-1009B.

Del acumulador de butano, sale una corriente como reflujo a la torre debutanizadora, utilizando para ello la bomba P-1204C a un flujo controlado por el FIC-1108, adicionalmente el tanque cuenta con un control de nivel (LI-1109B) el cual envía el excedente por nivel a las balas de butano que se disponga para su recibo. El sistema de bombas de recirculación a las torres cuenta con la bomba P-1204B, la cual funciona como bomba mixta para el reflujo de propano o butano hacia las torres depropanizadora o debutanizadora, según se requiera.

4.11. Sección de Aceite Caliente

4.11.1. Horno

La corriente de entrada al horno H-501 deriva de la descarga de las bombas P-1202A/B ubicadas a la salida del fondo de la torre fraccionadora T-1105, de los reboiler E-905/7/8, del deshidratador E-1410 y del serpentín de aceite caliente ubicado en el separador de glicol D-1101. El controlador de flujo FIC-1105A regula la cantidad de aceite que pasa directamente del fondo del T-1105 al H-501. El flujo de aceite a través del H-501 se hace por dos líneas de entrada en paralelo. La diferencia de flujos por las líneas debe limitarse entre más o menos el 10%, el cual es controlado por los FIC-501A y FIC-501B, además se cuenta con indicadores de temperatura (TI-501I) y presión (PI-501B).

El combustible para los pilotos y quemadores del H-501 se obtiene del gas generado en el scrubber D-1110. El gas combustible para los pilotos fluye a través de la válvula de seguridad de corte ESDV-503 a una presión indicada por los PIT-503/03A. El gas combustible para los

quemadores fluye a una presión indicada por el PIT-501C, posteriormente pasa a través de la válvula de seguridad de corte ESDV-501 con flujo controlado por la FIC-501 a través de la FCV-501 a una presión indicada por los indicadores PIT-501/2. En el interior del horno se cuenta con las termocuplas TIT-501A/B/C/D/L/M/N/P, las cuales se encargan de indicar la temperatura en las diferentes zonas del horno. El aceite caliente del horno retorna a la sección de fondo del fraccionador T-1105 a una temperatura indicada por los TIT-501E/F/G y PIT-501A.

4.12. Sección de Almacenamiento de Productos

4.12.1. Balas de almacenamiento

La sección de almacenamiento de productos está compuesta por 14 balas, las cuales están distribuidas de la siguiente manera:

- ✓ Seis balas de propano (D-1301A/B/C/D/E/F); las balas D-1301B/D/F no se encuentran en funcionamiento.
- ✓ Cuatro balas de butano (D-1302C/E/F/B); la bala D-1302E no se encuentra en funcionamiento.
- ✓ Cuatro balas de gasolina, de las cuáles dos reciben gasolina (D-1302A/D) y las otras dos están adaptadas para almacenamiento de varsol (D-1303A) y condensados (D-1303B).

La corriente de propano proveniente del acumulador D-1109A se divide en tres líneas, las cuales tienen como destino las balas de almacenamiento de propano. La primera línea ingresa a las balas D-1301A/B, donde el TI-1301A, PI-801C y LIT-1301C indican la temperatura, presión y nivel del propano respectivamente en la D-1301A. La segunda línea fluye hacia las balas D-1301C/D; la bala D-1301C cuenta con indicadores de temperatura (TI-1301C), presión (PI-801B) y nivel (LIT-1301B). La tercera línea ingresa a la bala D-1301E, la cual recibe el propano utilizado como refrigerante en el proceso, el TI-1301E, PI-801A y LIT-1301A indican la temperatura,

presión y nivel del propano respectivamente en la D-1301E. Las corrientes de salida de las balas de propano excepto la D-1301E, son succionadas por la bomba P-1208 quién descarga en la bomba P-1212, la cual envía el propano a la GRB para su respectiva venta. La bomba P-1215 succiona el propano de la bala D-1301, descarga la corriente en la bomba P-1209 (Re-run Reciprocante) y se recircula al proceso de la planta.

El butano del acumulador D-1109B fluye hacia las balas de almacenamiento a través de dos líneas, la primera ingresa a las balas D-1302C/E, donde el TI-1302C, PI-802B y LIT-1302B indican la temperatura, presión y nivel del propano respectivamente en la D-1302C. La segunda línea de butano fluye hacia las balas D-1302F/B; la bala D-1302F cuenta con indicadores de temperatura (TI-1302F), presión (PI-802A) y nivel (LIT-1302A). Las líneas de salida de las balas de butano son succionadas por la bomba P-1208, la cual descarga en la bomba P-1212 y envía el propano a la GRB para su respectiva venta.

Las balas D-1302A/D son las encargadas de recibir la gasolina proveniente del enfriador E-916, cada bala cuenta con indicadores de presión, temperatura y nivel, los cuales permiten tener un adecuado control de los equipos. Los TI-1302A, PI-803A y LIT-1302B indican la temperatura, presión y nivel del propano respectivamente en la D-1302A. Los TI-1302D, PI-803 y LIT-1303 indican la temperatura, presión y nivel de gasolina respectivamente en la D-1302D. Las corrientes de salida de las balas D-1302A/D son succionadas por la bomba P-1211, quién descarga en la bomba P-1209 y envía hacia la Estación 2.

La bala D-1303A es la encargada del almacenamiento de varsol, cuenta con los TI-1303A, PI-804 y LIT-1304, los cuales indican la temperatura, presión y nivel del varsol respectivamente. La corriente de salida de la D-1303A puede direccionarse a través de dos líneas; la primera línea tiene como destino la GRB (succión P-1208), sin embargo, como actualmente no se almacena

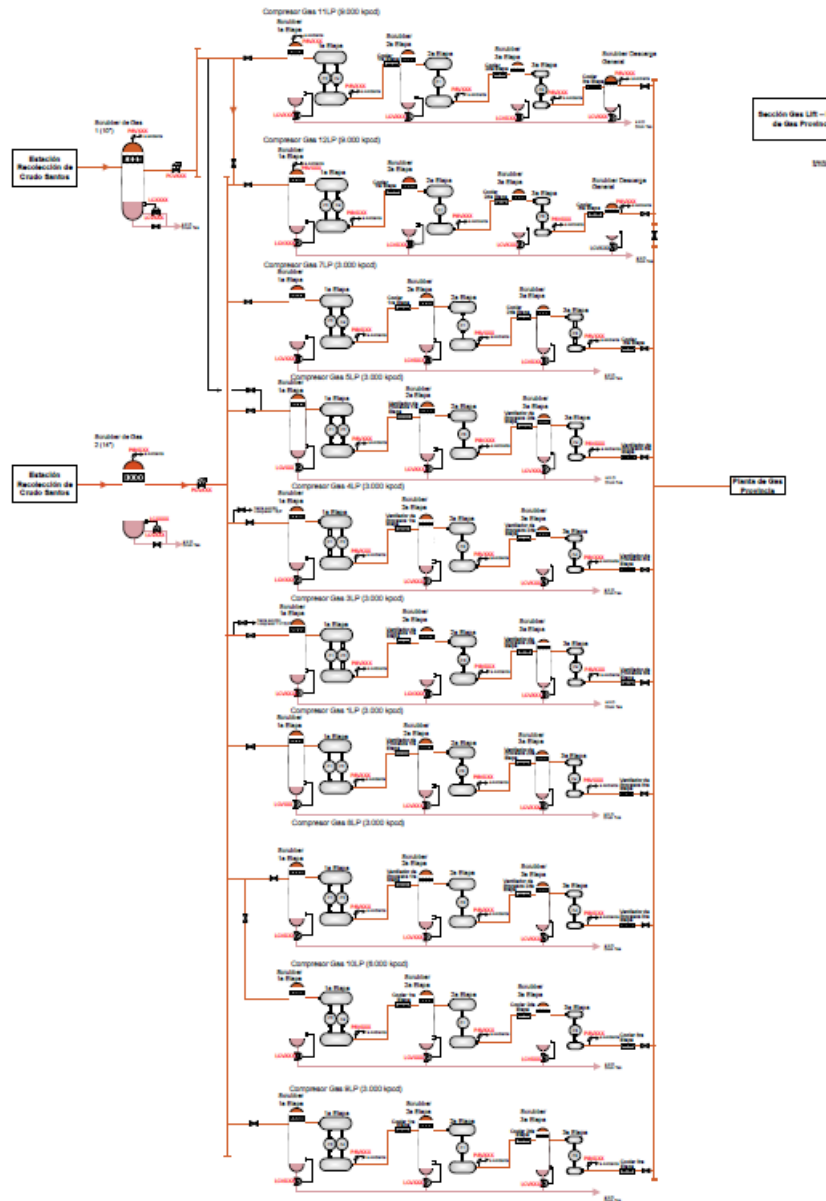
gasolina se encuentra cerrada. En la segunda línea la succión la realiza la bomba P-1211, la cual descarga en la bomba P-1209, quién es la encargada de recircular el varsol hacia el proceso en la planta. Finalmente, hacia la bala D-1303B fluye la corriente de condensados del acumulador D-432, a una temperatura (TI-1303B), presión (PI-805) y nivel (LIT-1305) indicados. Estos condensados descargan en la línea de salida de la bala de gasolina D-1302A.

5. Simulación numérica de la compresión de gas del campo asociado

La simulación numérica es una herramienta muy importante a nivel de ingeniería pues permite diseñar, analizar y optimizar sistemas y fenómenos complejos de manera eficiente y precisa. Para el caso específico de un proceso, estas herramientas computacionales permiten determinar la factibilidad preliminar de una tecnología mediante la evaluación de diferentes escenarios de implementación. La realización de experimentos en un ordenador disminuye el riesgo e incertidumbre asociados a la realización de pruebas piloto o la masificación del proceso a escala real. Para el presente estudio, se desarrolló inicialmente un modelo que representa la planta actual de los sistemas de compresión e inyección de *Gas Lift* del Campo (Figura 2). El simulador numérico seleccionado para el estudio fue el software ASPEN HYSYS, desarrollado por AspenTech. Aspen Hysys es un software de simulación de procesos ampliamente utilizado en la industria petrolera para diseñar, analizar y optimizar procesos de producción, refinación y transporte de petróleo y gas. Este software utiliza modelos matemáticos avanzados para simular y predecir el comportamiento de los procesos químicos y termodinámicos involucrados en la producción y refinación del petróleo y el gas. La simulación con Aspen Hysys permite a los ingenieros y diseñadores de procesos explorar diferentes opciones de diseño y operación, analizar

y resolver problemas en el proceso y reducir el tiempo y los costos asociados con la experimentación en la planta. Además, el software también puede ayudar a los ingenieros a evaluar el impacto ambiental de los procesos y a cumplir con los requisitos reglamentarios y de seguridad.

Figura 2. *Tren de compresión de la estación del campo de estudio.*



De esta manera, es utilizado en diseño de procesos, rendimiento y optimización. El modelo fue desarrollado bajo la licencia que se encuentra disponible en el CENTIC de la Universidad Industrial de Santander. La descripción detallada del modelo de procesos construido se presenta en las siguientes secciones.

5.1. Modelo termodinámico

Para el estudio de procesos asociados al gas con presencia de componentes hidrocarburos y de baja polaridad, el modelo termodinámico se asocia a la ecuación de estado (Carlson, 1996). Para la presente investigación, se seleccionó la ecuación de estado de *Peng – Robinson*, siendo esta una de las más utilizadas.

5.2 Descripción del modelo de simulación

5.2.1 Selección de componentes

Dada la composición presentada en la sección 4 (Tabla 1), se procedió a desarrollar la selección de componentes y definir la corriente de entrada de la planta de tratamiento. En la tabla 6 se presentan los compuestos descritos, según los datos obtenidos de la fisicoquímica del gas inyectado y su fracción molar.

Tabla 6.

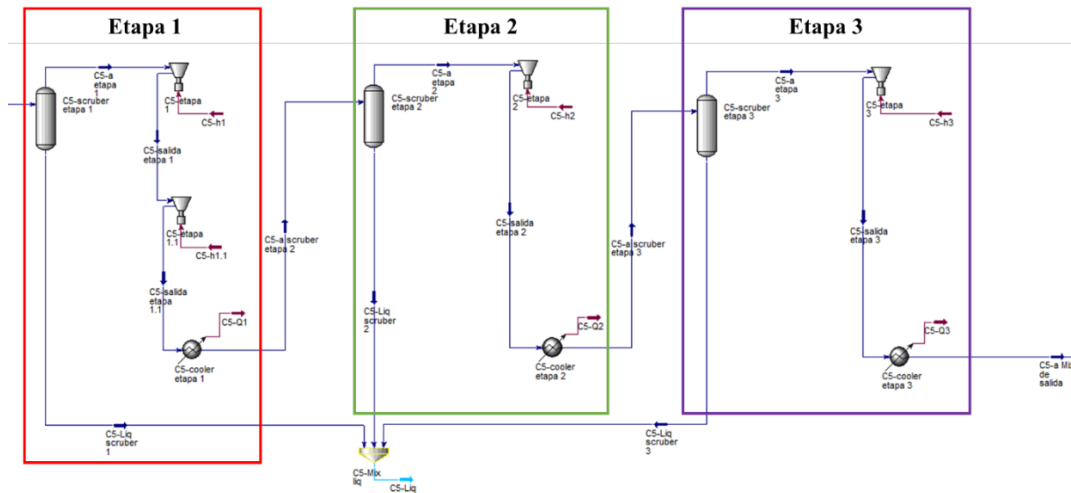
Composición del gas utilizado en el proceso de simulación numérica.

Compuesto	% Molar	Compuesto	% Molar
Metano	79,5030	n-Hexano	0,0670
Etano	6,2860	Oxígeno	0,0000
Propano	2,7420	Nitrógeno	1,5090
i-Butano	0,5360	Hidrógeno	0,0000
n-Butano	0,7630	CO	0,0000
i-Pentano	0,3830	CO ₂	8,0280
n-Pentano	0,1830	H ₂ S	0,0000

5.2.2 Desarrollo del modelo base de simulación

El sistema, ilustrado en la Figura 3, describe el proceso llevado a cabo para el acondicionamiento del gas. Este consta de una corriente de entrada de 51 MMSCFD, la cual se divide en 9 sistemas adicionales, donde se trata y se lleva a las condiciones de interés. Cada corriente tiene un valor específico, dependiendo del dimensionamiento de las facilidades instaladas.

Figura 3. Sección del sistema de compresión del campo: Modelo numérico



Una vez cada corriente es distribuida, continúan en un proceso de 3 etapas, las cuales se describen a continuación:

5.2.2.1 Etapa 1. Esta consta de un separador bifásico, que opera a las condiciones de entrada de la corriente de gas. De este equipo se dividen dos corrientes: una de gas, que pasa al restante proceso de la etapa uno, y otra de petróleo, que pasa a mezclarse con las corrientes líquidas de las etapas restantes. Como se observa en la Figura 4, esta configuración mantiene en fase vapor todos los componentes de la corriente.

Figura 4. Separador bifásico de primera etapa



Una vez la corriente sale del separador, pasa por un conjunto de compresores (figura 5), los cuales llevan la presión hasta 130 psi, seguido por un enfriador (figura 6); este último retira cerca de 21.000 BTU/h, logrando tumbar la temperatura de 300 F a 260 F.

Figura 5. Sistema de compresión de primera etapa

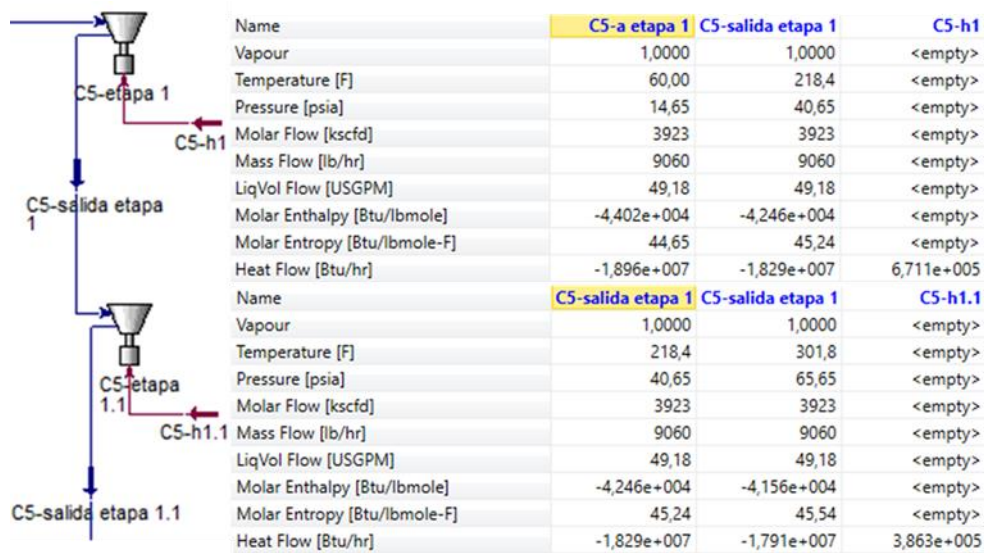
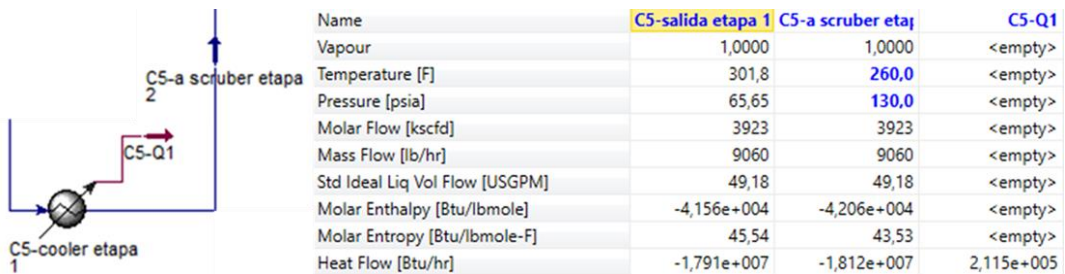


Figura 6. Sección de enfriamiento de gas



5.2.2.2 Etapa 2. Esta consta de un sistema similar. Corresponde a un separador de media presión, que recibe la corriente de gas a 130 psi (Figura 7). Este divide la corriente de gas y líquidos bajo las mismas condiciones de entrada. Tal como se describió en la etapa 1, la corriente de líquidos se combina con las de las demás etapas en una sola corriente. Asimismo, el gas que sale del separador ingresa a un compresor, que lleva la presión hasta los 320 psi, aumentando su temperatura hasta los 420 F (Figura 8). una vez pasa por el compresor, un enfriador reduce la temperatura a 260 F, sin alterar el valor de presión (Figura 79).

Figura 7. Separador bifásico de segunda etapa

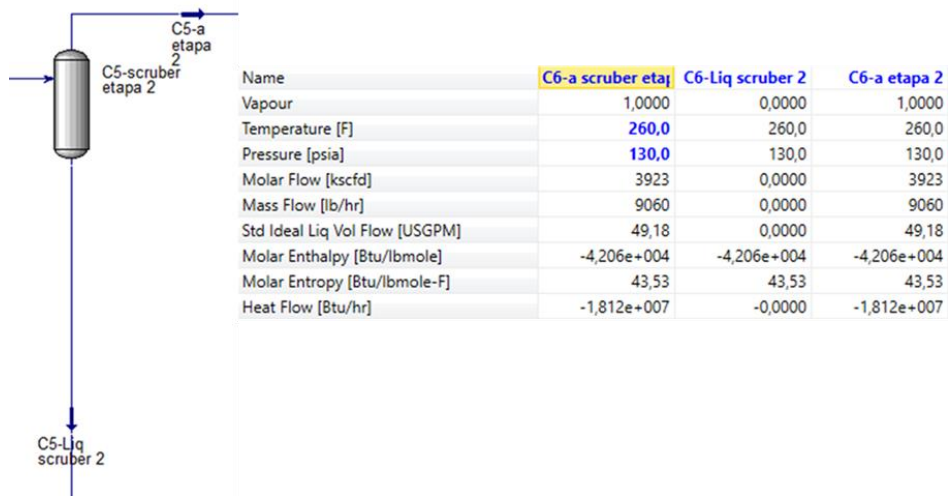
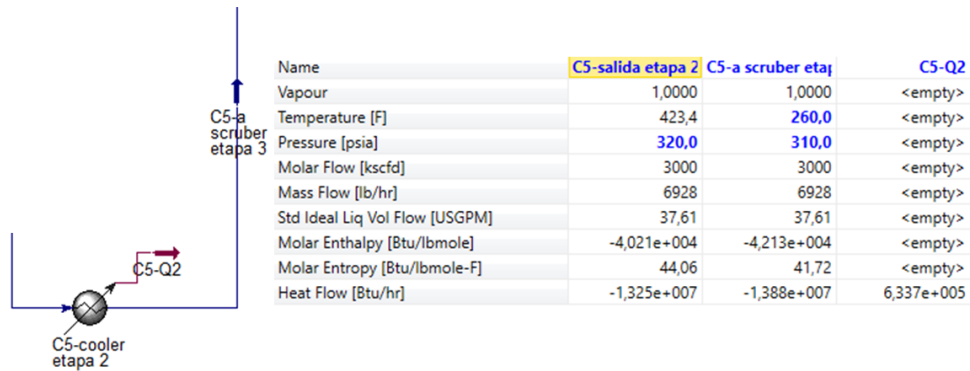


Figura 8. Sistema de compresión de segunda etapa



Figura 9. Sección de enfriamiento de segunda etapa



5.2.2.3 Etapa 3. Esta etapa, última del proceso antes de unir las corrientes de gas de las 9 divisiones, se implementa una etapa de separación de alta (Figura 10). Nuevamente, esta corriente de gas, a la salida del separador, es comprimida por encima de los 900 psi, presión requerida en el proceso (Figura 11). Dicha corriente es enfriada desde los 464 F hasta 260 F (Figura 12), la cual está a disposición para la implementación del proceso *gas lift*.

Figura 10. Separador bifásico de tercera etapa



Figura 11. Sistema de compresión de tercera etapa

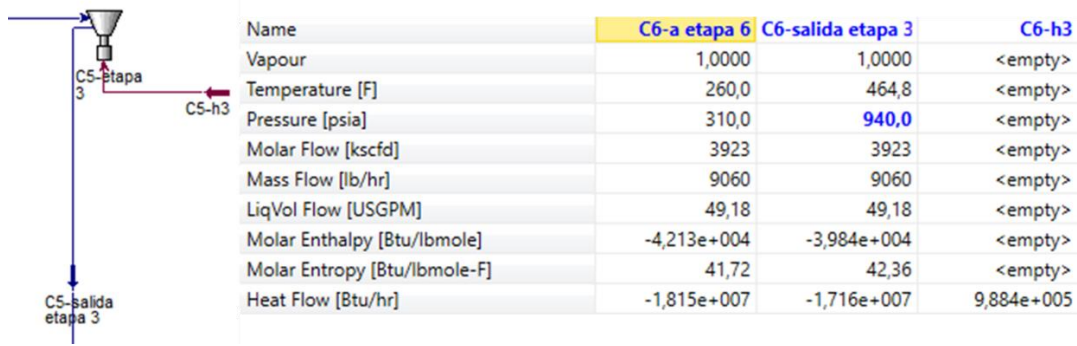


Figura 12. Sección de enfriamiento de tercera etapa



No obstante, pese a que este proceso cuenta con diversos sistemas de adecuación, con esta configuración no es posible recuperar los condensados asociados a la corriente de gas, debido principalmente a las condiciones necesarios para alcanzar el punto de rocío. Por lo tanto, se requiere desarrollar una nueva configuración, con la que se pueda obtener una corriente líquida de condensados, cuyo valor es de alto interés en la industria.

5.3 Alternativas empleadas para la recuperación de condensados en fase de compresión

La modificación de un sistema de compresión en HYSYS implica ajustar los parámetros del equipo de compresión, como la presión, la potencia y las eficiencias, para optimizar su funcionamiento y cumplir con los objetivos de diseño del proceso. Una de las alternativas que se ha considerado para la recuperación de líquidos es la restructuración del sistema, bien sea por adición de equipos o verificación de condiciones operativas. Para la presente investigación, se

5.3.1.1 Etapa 1. A partir de la división de corrientes, el gas de la corriente entra a un compresor de primera etapa (Figura 14), donde la presión aumenta desde 14,7 psi hasta los 130 psi. Este trabajo también concibe un aumento importante de la temperatura (60 F a 414 F). Por esto se requiere un enfriador que disminuya la temperatura hasta los 260 F (Figura 15).

- ✓ La tercera etapa incluye un intercambiador de calor como reemplazo al enfriador, donde las corrientes de gas y el acumulado de líquidos interactúan. Esto se hace con el fin de ajustar la temperatura de los condensados a las de transporte recomendadas.

Figura 14. Sistema de compresión etapa 1 – alternativa 1

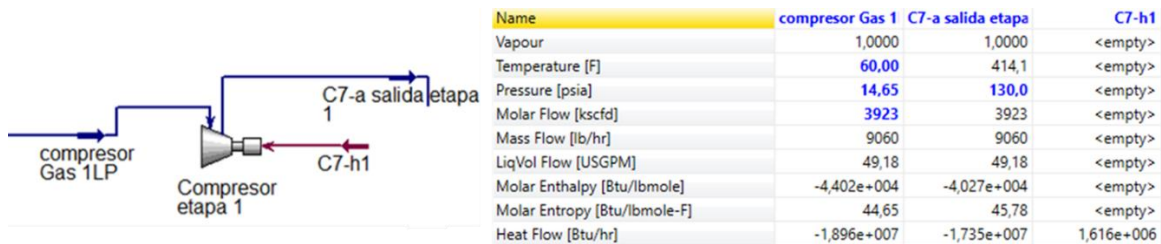


Figura 15. Sistema de enfriamiento etapa 1 – alternativa 1



5.3.1.2 Etapa 2. En esta segunda etapa se darán las condiciones para alcanzar el punto de rocío y recuperar los condensados de la corriente de gas. La etapa comienza con un separador bifásico, donde se dividen las corrientes en líquidos y gases (Figura 16). A partir de allí, la corriente

de gas ingresa a un compresor, el cual eleva la presión hasta los 500 psi, mientras que la temperatura rodea los 500 F (Figura 17). De allí, la corriente comprimida pasa a un enfriador, donde se alcanza el punto de rocío a la presión dada, cuya temperatura está asociada a los 15 F, sin afectar seriamente la presión de la corriente (Figura 18). Es importante destacar que el gasto de energía está cercano a 2.47 y 7.46 MMBTU/h para conseguir estas temperaturas.

Figura 16. Separador bifásico de segunda etapa - alternativa 1

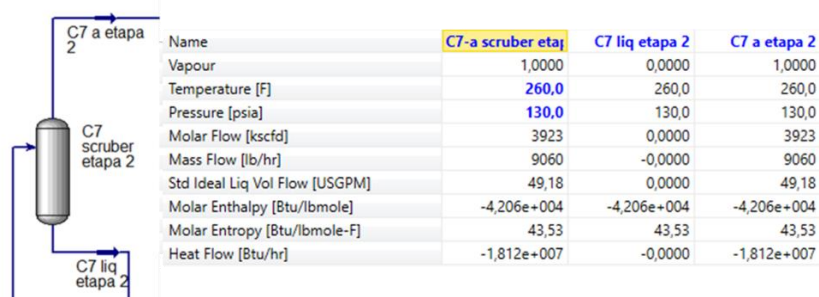


Figura 17. Sistema de compresión etapa 2 – alternativa 1

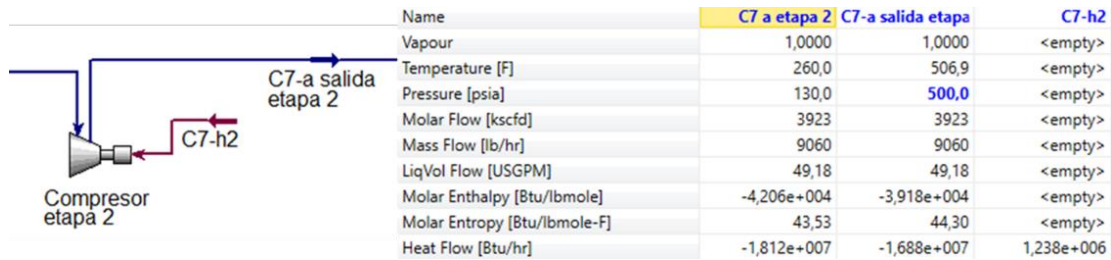
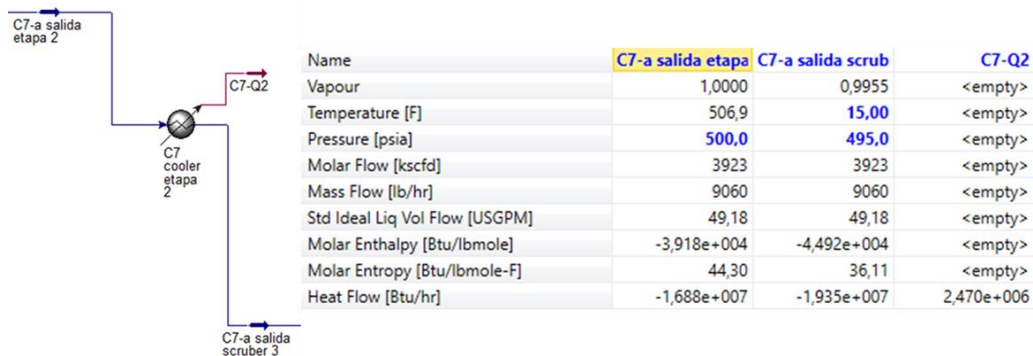
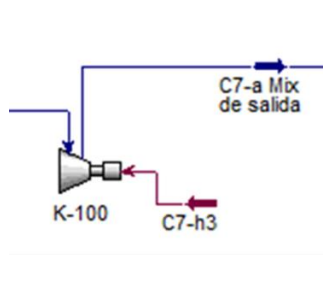


Figura 18. Sistema de enfriamiento etapa 2 – alternativa 1



5.3.1.3 Etapa 3. A partir de este punto, se retirará el condensado de la corriente de gas proveniente de la etapa dos y se llevará el gas a las condiciones de presión y temperaturas requeridas para su posterior tratamiento. La etapa inicia con un separador bifásico, donde se garantiza que la composición líquida sea extraída en su totalidad, mientras que el gas para a la zona de compresión, donde se lleva a 940 psi (Figura 19). El líquido proveniente de esta corriente, así como la composición actualizada del gas, se presenta las propiedades descritas en la tabla 7.

Figura 19. Sistema de compresión etapa 3 – alternativa 1



Name	C7-a etapa 3	C7-a Mix de salida	C7-h3
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [F]	15,00	111,0	<empty>
Pressure [psia]	495,0	940,0	<empty>
Molar Flow [kscfd]	3905	3905	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	8962	8962	<empty>
LiqVol Flow [USGPM]	48,82	48,82	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-4,482e+004	-4,409e+004	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36,18	36,51	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-1,922e+007	-1,891e+007	3,148e+005

Tabla 7.

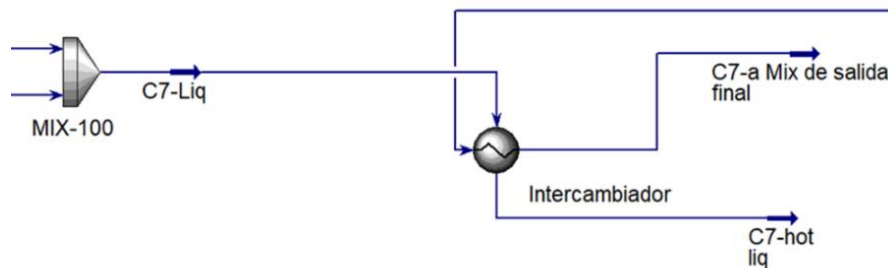
Composición de las fases gaseosa y líquida en la segunda etapa.

Compuesto	% Molar corriente de gas	% Molar corriente de liquido
Metano	79,7748	19,4091
Etano	6,2735	9,0603
Propano	2,6897	14,3099
i-Butano	0,5078	6,7736
n-Butano	0,7049	13,5980
i-Pentano	0,3165	15,0929
n-Pentano	0,1418	9,2950
n-Hexano	0,0344	7,2723
Oxígeno	0,0000	0,0000
Nitrógeno	1,5153	0,1106
Hidrógeno	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000
CO ₂	8,0413	5,0783
H ₂ S	0,0000	0,0000

Analizando el balance de masa, se observa que, por condensación, la nueva corriente es de 50,77 MMSCF/d, con una diferencia de 230.000 SCF/d sobre el volumen inicial del proceso. Por su parte, el volumen recuperado de condensados es de 124 bbl/d.

5.3.1.4 Etapa 4. Esta es la última etapa planteada para el proceso. Acá se busca llegar a las condiciones de temperatura de los fluidos, considerando que el gas debe salir con 110 F, mientras que los condensados deben estar por encima del punto de congelación. Dado esto, en esta etapa se añadió al sistema un intercambiador de calor, en el que interactúan la corriente de gas y condensados (Figura 20). La corriente de gas pierde cerca de 2 F al contactar la de condensados, yendo esta última por la carcasa y ganando cerca de 9 F. Al conseguir estas condiciones, el gas está listo para seguir los procesos de tratamiento y venta, mientras que los condensados podrán ser aprovechados.

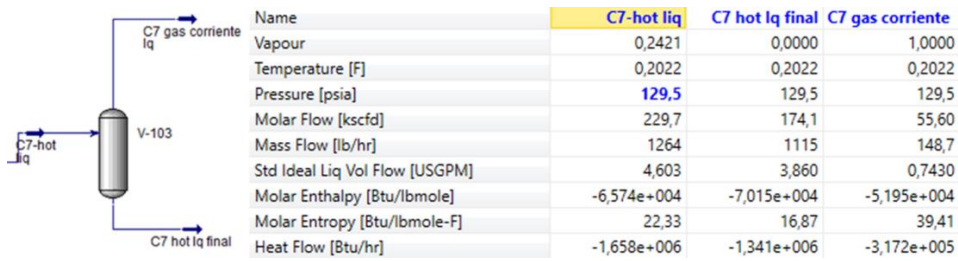
Figura 20. Sección de mixer e intercambiador de calor



Name	C7-a Mix de salida:	C7-a Mix de salida:	C7-Liq	C7-hot liq
Vapour	1,0000	1,0000	0,2251	0,2752
Temperature [F]	111,0	109,8	-9,858	19,12
Pressure [psia]	940,0	924,0	130,0	129,5
Molar Flow [kscfd]	5,077e+004	5,077e+004	229,7	229,7
Mass Flow [lb/hr]	1,165e+005	1,165e+005	1264	1264
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	634,7	634,7	4,603	4,603
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-4,409e+004	-4,409e+004	-6,608e+004	-6,509e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36,51	36,53	21,59	23,72
Heat Flow [Btu/hr]	-2,458e+008	-2,458e+008	-1,666e+006	-1,641e+006

Finalmente, esta etapa se cierra con la separación del gas de la corriente de condensados, con el fin de garantizar la seguridad de los equipos y locaciones, evitando tener una atmósfera explosiva en el sistema (Figura 21).

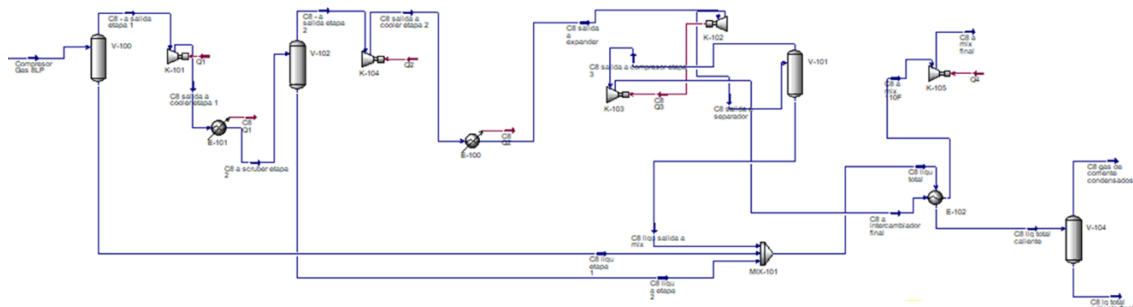
Figura 21. Sistema de separación líquido – gas en la corriente de condensados – alternativa 1.



5.3.2 Alternativa 2: Implementación de Turbo – Expander

En la figura 22 se presenta la modificación al sistema de compresión, teniendo en cuenta las consideraciones anteriormente nombradas. El proceso de Turbo Expander implica la expansión de gas a través de una turbina en la que se convierte la energía cinética del gas en energía mecánica. Luego, esta energía mecánica se utiliza para accionar un compresor que comprime el gas a una presión mayor (Zhang & Cen, 2016). Finalmente, el gas comprimido se enfría y seco para su almacenamiento y distribución. En este sistema se redefine la configuración a partir de la tercera etapa. Cada una de estas se describe a continuación:

Figura 22. Configuración de sistema Turbo – Expander



5.3.2.1 Etapa 1. Posterior a la distribución del gas por líneas, este proceso recibe esta corriente con un sistema de separación de fluidos, indicado para cuando existan condiciones de líquidos libres (Figura 23). Posteriormente, este gas es comprimido en una etapa inicial, el cual es llevado a los 66 psi y 300 F, con un trabajo aproximado de entre 164.000 y 496.000 BTU/h (Figura

24). Una vez se lleva a estas condiciones, esta corriente pasa por un enfriador, donde la temperatura disminuye hasta los 260 F, mientras que la presión aumenta a 130 psi (Figura 25).

Figura 23. Sistema de separación de etapa 1 – alternativa 2.

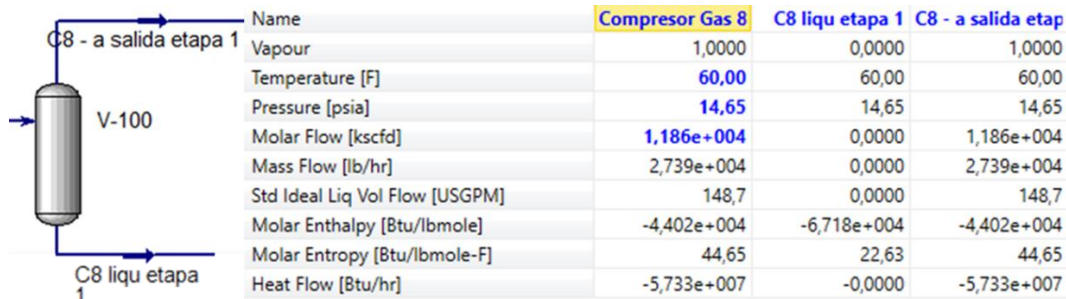


Figura 24. Sistema de compresión de etapa 1 – alternativa 2.

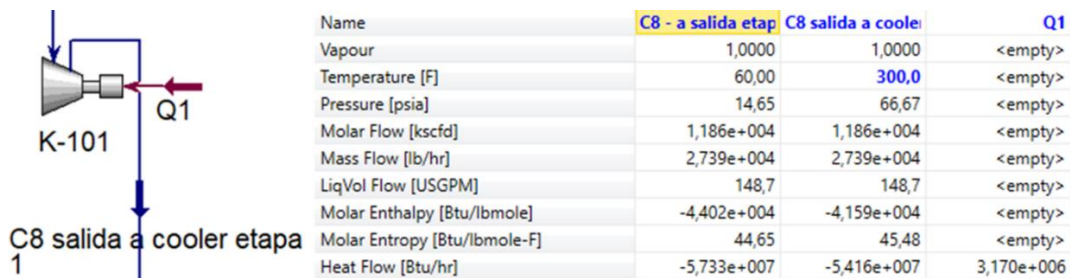
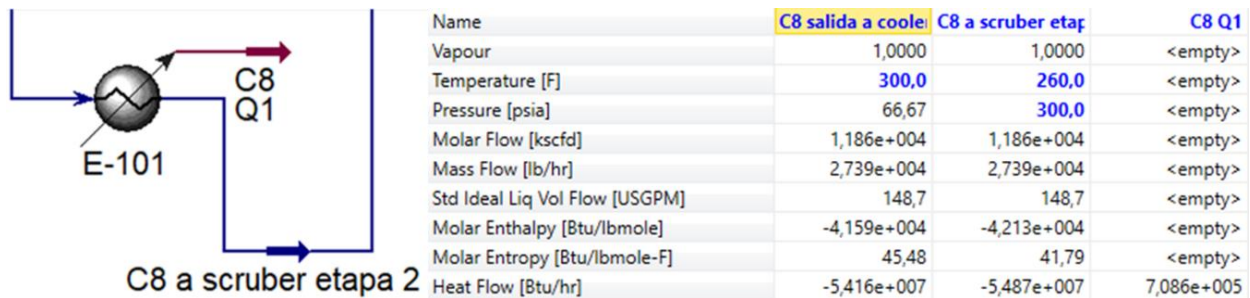


Figura 25. Sistema de enfriamiento de etapa 1 – alternativa 2.



5.3.2.2 Etapa 2. Esta etapa inicial, al igual que la anterior, consta de un sistema de separación de líquidos, el cual no altera las condiciones de presión y temperatura de la corriente (Figura 26). Asimismo, esta etapa consta de un sistema de compresión que lleva la presión a 800

psi y la temperatura a 440 F (Figura 27). Por último, se instala un sistema de enfriamiento, donde se reducen cerca de 10 psi y 390 F de la corriente (Figura 28).

Figura 26. Sistema de separación de etapa 2 – alternativa 2.

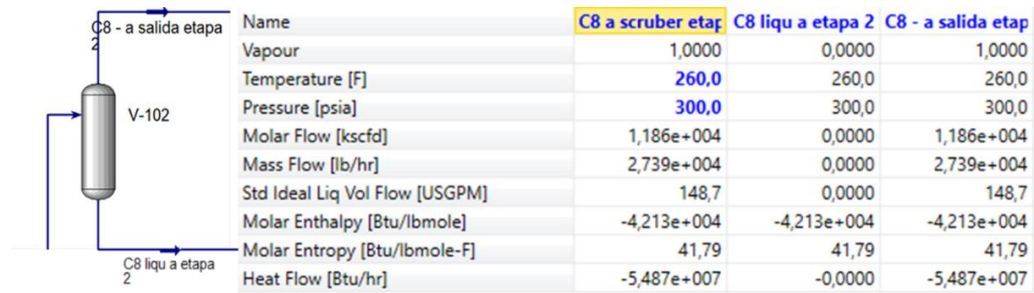


Figura 27. Sistema de compresión de etapa 2 – alternativa 2.

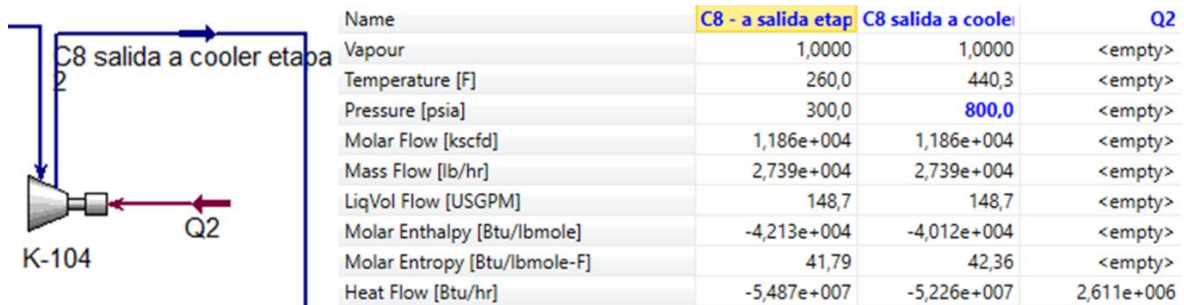
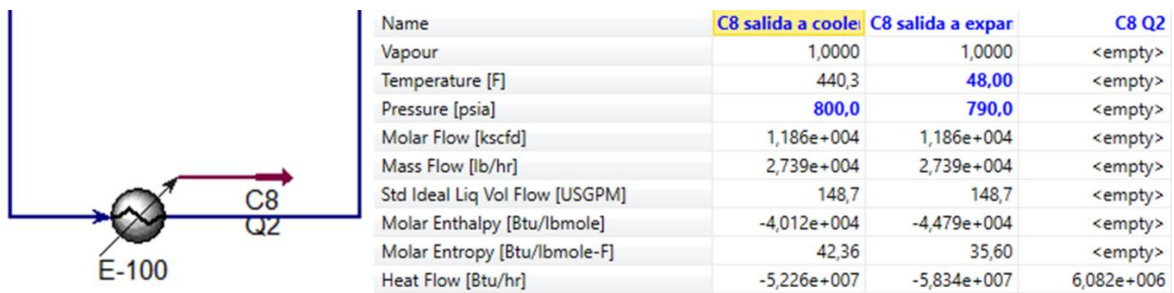


Figura 28. Sistema de enfriamiento de etapa 2 – alternativa 2.



Este proceso es el de mayor consumo energético del sistema; sin embargo, no es suficiente para retirar los condensados de la corriente de gas, debido a que el punto de rocío, a esa temperatura,

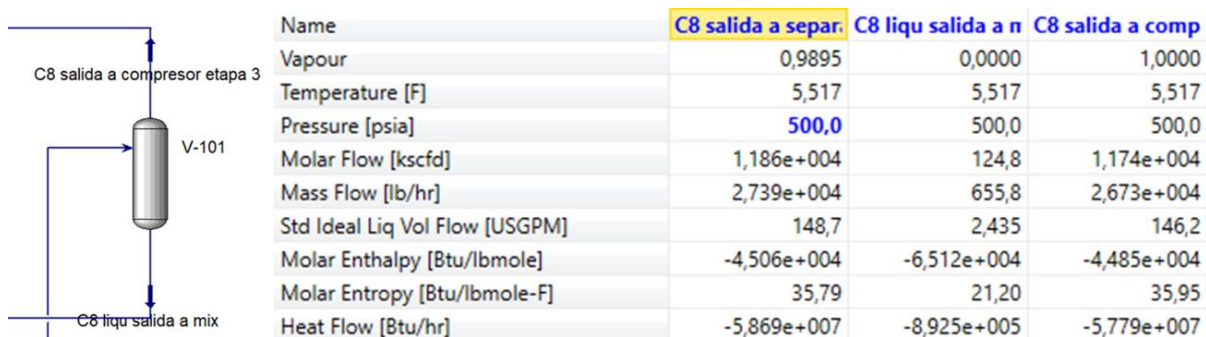
está por debajo de los 25 F, por lo cual se requirió un sistema complementario pensado para llevar las presiones y temperaturas del sistema a las adecuadas a condiciones de rocío. Este sistema de Turbo – Expander se desarrolló en la tercera etapa del proceso y requiere un diverso juego de sistemas y equipos para retirar los líquidos de la corriente (Centeno, 2021).

5.3.2.3 Etapa 3. Este sistema parte del sistema de expansión del gas, donde se lleva la presión hasta los 500 psi, reduciendo la temperatura a 5,5 F (Figura 29). Para completar el proceso de separación de líquidos, esta corriente pasa por un separador bifásico, donde se conservan las condiciones de presión y temperatura y cuyas corrientes de salida son dirigidas al mix de líquidos, para los condensados, y al consecuente proceso de la corriente de gas (Figura 30).

Figura 29. Sistema de expansión de etapa 3 – alternativa 2.



Figura 30. Sistema de separación de etapa 3 – alternativa 2.



En este punto se obtiene en la corriente una porción de condensados, como se puede observar en la tabla 8. El gas que sale del separador es comprimido, posteriormente, utilizando la energía obtenida del Expander, alcanzando la temperatura de 42 F, con una presión de 644 psi

(Figura 31). En el mismo orden, se realiza la combinación de las corrientes de condensados producto de las 3 etapas de separación, recuperando un total en todas las corrientes de 148 bbl/d de condensado y una producción de gas de 50,46 MMSCF/d, viéndose reducido el volumen de gas en 540.000 SCF/d (Figura 32).

Tabla 8.

Composición de las fases gaseosa y líquida en la tercera etapa.

Compuesto	% Molar corriente de gas	% Molar corriente de liquido
Metano	80,1270	20,8355
Etano	6,2462	10,0271
Propano	2,6029	15,8187
i-Butano	0,4650	7,2107
n-Butano	0,6215	14,0634
i-Pentano	0,2412	13,7145
n-Pentano	0,1006	7,9345
n-Hexano	0,0180	4,6781
Oxígeno	0,0000	0,0000
Nitrógeno	1,5238	0,1171
Hidrógeno	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000
CO ₂	8,0538	5,6004
H ₂ S	0,0000	0,0000

Figura 31. Sistema de compresión post separación de etapa 3 – alternativa 2.

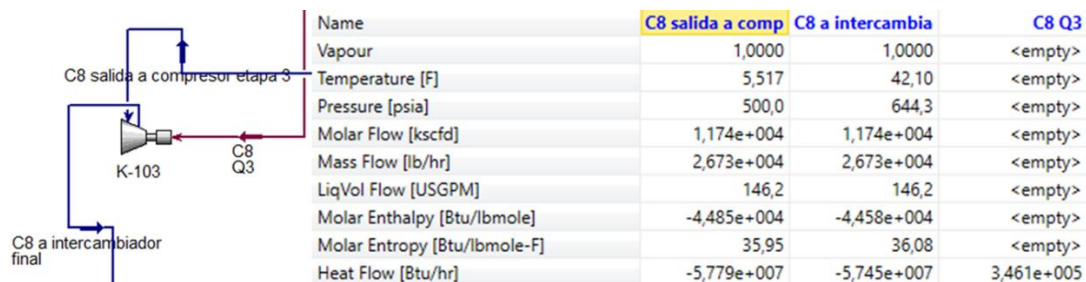
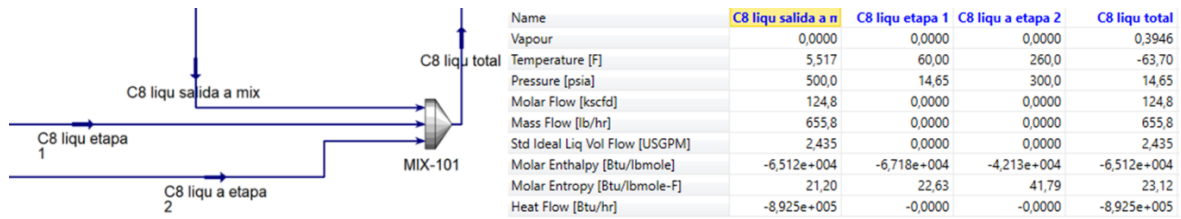


Figura 32. Sistema combinación de corrientes líquidas – alternativa 2.



Se puede evidenciar que, en este último proceso, la temperatura de los condensados está cercana a las -64 F, por lo cual será necesario aumentarla para evitar aproximarse al punto de congelamiento. Dicho esto, un sistema de intercambio de calor fue instalado para aumentar la temperatura de los condensados y llevar estos a condiciones de transporte (Figura 33). En este sistema, la corriente de gas es transportada por los tubos, mientras que la de líquido se hace por la coraza. En este caso, la temperatura de los líquidos aumentó hasta los 6 F, con una caída de presión en 10 psi y 5 F de temperatura en la corriente de gas. La corriente de líquidos, a las condiciones dadas, puede ser enviada a almacenamiento, mientras que la corriente de gas es comprimida nuevamente, para alcanzar la condición de 900 psi y 100 F (Figura 34).

Figura 33. Sistema de intercambiador de calor – alternativa 2.

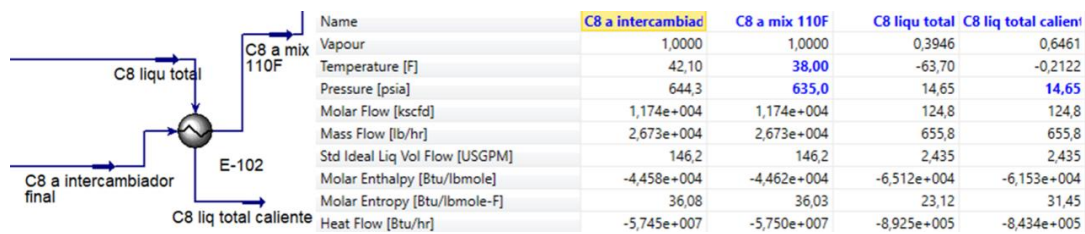
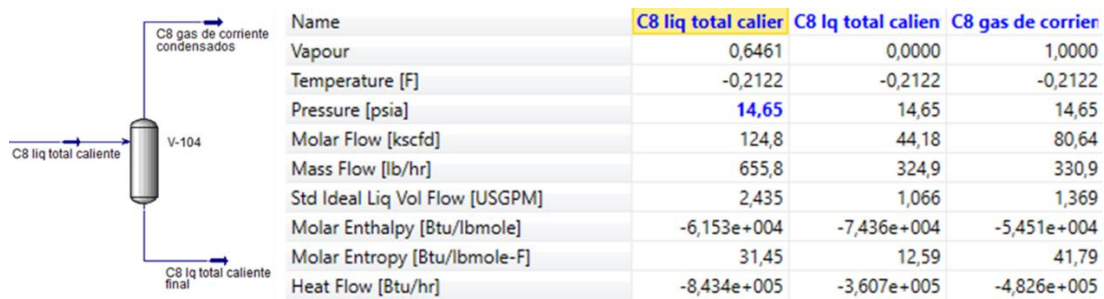


Figura 34. Sistema de compresión post intercambiador gas – gas etapa 3 – alternativa 2.



Tal como en la alternativa 1, en esta alternativa se planteó la separación de gas de la corriente de condensados (Figura 35). Esto se hizo a través de un sistema de separación bifásico donde, como resultado, se tiene una corriente de líquido de 136 bbl/d y 21,65 KSCF/d. la corriente de condensados puede ser enviada directamente a los tanques de almacenamiento, mientras que el gas puede requerir otro tratamiento adicional, el cual no será contemplado dentro del alcance de esta investigación.

Figura 35. Sistema de compresión post intercambiador gas – gas etapa 3 – alternativa 2.



5.4 Análisis técnico y comparación de alternativas

Considerando las simulaciones realizadas, las alternativas para el proceso de compresión y recuperación de condensados puede ser evaluada desde tres aspectos fundamentales (Centeno, 2021):

- ✓ **Condiciones de envío de gas.** Uno de los aspectos más importantes está relacionado con garantizar las condiciones de recepción del gas en los procesos próximos a la compresión, donde se requiere que el gas tenga, por lo menos, una presión de 900 psi y una temperatura de 100 F.
- ✓ **Recuperación de condensados.** Como objetivo final, las alternativas implementadas buscan recuperar la mayor cantidad de condensados de la corriente de gas. No obstante, también requiere que esté por encima del punto de congelación

(- 40 F) y que genere la menor cantidad de vapores en los tanques de almacenamiento, para evitar atmosferas explosivas en el sistema (Barreiro & Obando, 2021).

En este orden de ideas, se propone una modificación a la evaluación planteada por Centeno *et al.* (2021), donde se ubican diferentes aspectos relacionados con factores de seguridad y aspectos técnicos. Así entonces, en la tabla 9 se proponen los aspectos técnicos relacionados con la recuperación de condensados y los parámetros finales de la corriente de gas. A continuación, se describirá la selección de los rangos de cada uno de estos parámetros, basado en aspectos técnicos y de seguridad.

Tabla 9.

Parámetros de evaluación técnica de las alternativas de recuperación de condensados.

Parámetros	Valores recomendados	Unidad	Peso específico (%)	Alternativa 1	Alternativa 2
Presión de entrega gas	900	psi	20	924	950
Temperatura de entrega gas	100	F	20	110	100
Recuperación de metano	< 1	%	3,75	3,9295	0,2344
Recuperación de etano	< 1	%	3,75	7,0020	0,9745
Recuperación de propano	> 10	%	3,75	16,7408	6,8657
Recuperación de i-Butano	> 10	%	3,75	8,7940	7,6258
Recuperación de n-Butano	> 15	%	3,75	18,0108	19,5769
Recuperación de i-Pentano	> 30	%	3,75	20,5209	30,8399
Recuperación de n-Pentano	> 20	%	3,75	12,6929	19,7090

Recuperación de n-Hexano	> 10	%	3,75	10,0067	13,9750
Volumen de condensados	100	bbbl/d	10	124	148

Nota. Modificado de Centeno et al. (2021). Identificación de alternativas técnicas para incrementar la recuperación de condensados en una corriente de gas ventas de un campo colombiano usando Aspen – Hysys.

- ✓ **Presión y temperatura de entrega.** En estos parámetros está consignado cerca del 40% de la evaluación del proceso, debido a que son condiciones específicas requeridas para que el gas pueda ser recibido en los puntos de entrega o en los procesos aguas arriba de la etapa de compresión. En este caso, los parámetros de entrega son 900 psi y 100 F, los cuales se cumplen con la configuración seleccionada para cada sistema.
- ✓ **Recuperación de metano y etano.** Este parámetro es designado por aspectos de seguridad, considerando que regularmente se encuentran en fase gaseosa y podrían representar riesgo por condiciones de atmósfera explosiva. Los requerimientos de entrega indican que la fase líquida no puede contener una fracción molar mayor a 1%, por lo cual es importante tener en cuenta esto a la hora de realizar el diseño (Álvarez-Álvarez et al., 2014; Hayduk, 1982; Kundu et al., 2016). Como se puede observar, la alternativa de implementación de *Turbo – Expander* es con la que se consigue cumplir esta condición, que tiene un 7,5% de peso específico.
- ✓ **Recuperación de propano y butanos.** Estos condensados son los de mayor valor comercial que no tienen restricciones de obtención. Las alternativas buscan recuperar la mayor cantidad posible, sin embargo, en gran cantidad de procesos

puede ser complicado obtenerlos con razón de costo aceptable (Cox & Rydberg, 2004; Sadus, 1992). Como se puede observar en la tabla 9, en el caso del propano, solo la alternativa uno *configuración de compresión – enfriamiento – intercambiador de calor* puede recuperar más del 10%, en fracción molar, de la corriente de gas. Asimismo, en cuanto a lo relacionado con las corrientes de butanos, se observa que se cumple la condición de recuperación en ambos casos. Estos parámetros combinados tienen un peso específico de 7.5%.

- ✓ **Recuperación de pentanos y hexano.** Estos componentes son los más comunes de obtener de los livianos del gas (Cox & Rydberg, 2004). Su valor comercial es de alto interés en la industria y su procesamiento es relativamente de bajo costo. En este caso, se observa que solo la alternativa 2 *Turbo – Expander* cumple con los requerimientos determinados en las investigaciones consultadas en la literatura.
- ✓ **Volumen de condensados.** El objetivo principal de la restructuración del sistema de compresión. Como referente, se busca que se recolecten más de 100 bbl/d de la corriente gaseosa, considerando que hay condiciones límite de recepción de volúmenes de gas y costos asociados a la recuperación por la implementación de nuevos equipos y gastos energéticos. En ambos casos se cumple la condición de recuperación, siendo el escenario 2 el de mayor recuperación.

Como se puede observar, se da cumplimiento en la mayoría de los parámetros y condiciones para implementar las alternativas. Sin embargo, la alternativa *implementación de Turbo – Expander* presenta los escenarios de mayor cercanía a los valores esperados y recomendados en la literatura. Por lo anterior, esta tecnología puede ser implementada en campo

y generar un mejoramiento técnico del proceso de compresión. Esta tecnología se selecciona debido a que permite la recuperación de condensados con una implementación de equipos de la alternativa 1 *compresión – enfriamiento – intercambiador de calor*, con una recuperación promedio mayor, lo que representa mayores ingresos por volumen de condensados. De igual manera, uno de los parámetros más importantes fue la no formación de atmosferas explosivas en la corriente de condensados, criterio crítico de seguridad y operatividad de la planta de tratamiento, cuyo valor esté en un porcentaje menor al 1% de metano y etano. Con la tecnología de Turbo Expander se dio cumplimiento a este criterio, además de cumplir con las condiciones operativas técnicas establecidas de entrega de presión y temperatura.

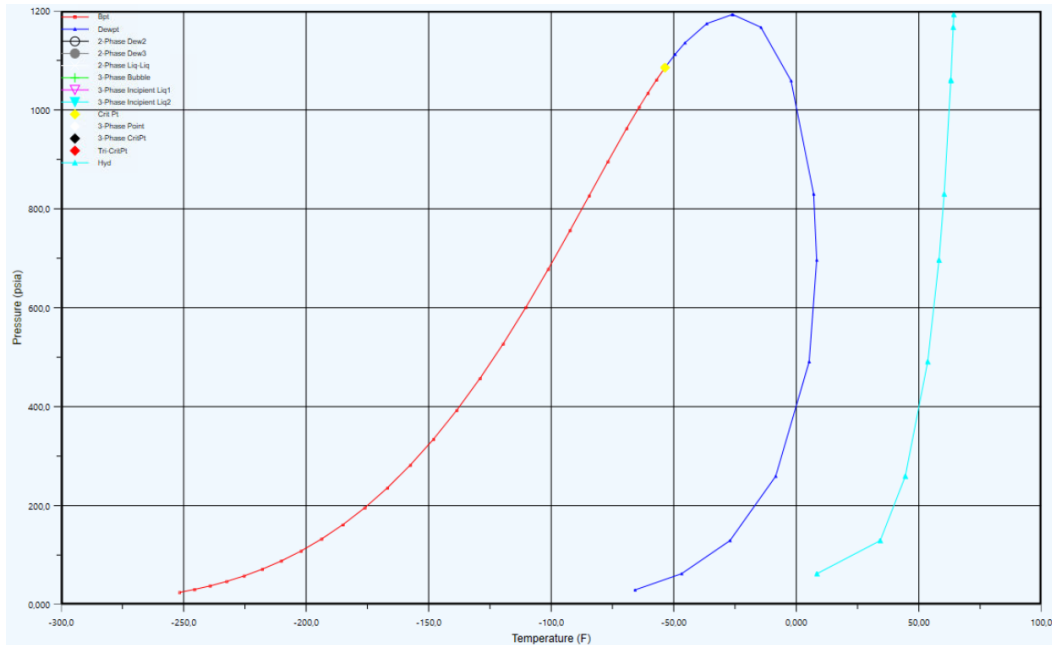
5.5 Análisis de confiabilidad

La confiabilidad de un proceso se refiere a la capacidad del proceso para producir resultados consistentes y predecibles durante un período prolongado de tiempo bajo diferentes condiciones. En otras palabras, se trata de la capacidad de un proceso para funcionar de manera confiable y sin fallas durante un largo período de tiempo (Manterola et al., 2018; Quero Virla, 1997). La confiabilidad de un proceso es importante en muchos campos, como la industria manufacturera, la ingeniería, la gestión de proyectos y la gestión de la calidad. Un proceso confiable puede ayudar a garantizar la calidad y la eficiencia de los productos y servicios, reducir los costos de producción y mejorar la satisfacción del cliente. El objetivo principal de este análisis es proporcionar una visión cuantitativa de la confiabilidad de un sistema, identificar posibles puntos débiles y tomar decisiones informadas sobre el mantenimiento preventivo, las estrategias de mitigación de riesgos y las mejoras necesarias (Manterola et al., 2018; Quero Virla, 1997).

En esta sección, se presenta una evaluación de confiabilidad, basado en los requerimientos operativos y en la información obtenida de las sensibilidades del sistema de mejor rendimiento, Turbo Expander. Este proceso tomó como base el establecimiento de los objetivos, la validación de los parámetros ligados a ellos y el análisis de riesgo asociados a la implementación. El detalle se presenta a continuación.

- ✓ **Objetivo de la evaluación:** Una vez implementado el sistema de Turbo Expander, se observa que la corriente permite la recuperación de 136 bbl/d de condensado, lo que indica que, a la salida del sistema, se tendrá un gas con más de 80% de metano. Asimismo, se garantizó que no se formaran hidratos en cualquiera de las etapas de proceso, esto asociado a las condiciones objetivo de cada uno de los equipos del sistema (Figura 36). Por su parte, el análisis bibliográfico y la información operativa del campo permitió identificar los puntos de congelación y las variables asociadas a atmosferas explosivas, los cuales determinaron los puntos de partida de las condiciones de recuperación de líquidos de las corrientes.

Figura 36. Envolvente de fase y curva de formación de hidratos del gas final de tratamiento.



- ✓ **Métricas de evaluación.** Las métricas a emplear en este caso fueron: Condiciones operacionales a la salida del sistema de compresión de líquidos, porcentaje de recuperación de componentes en la corriente de condensados y volumen de recuperación de líquidos. En cada etapa se analizaron los riesgos del sistema, asociados a seguridad (generación de atmosferas explosivas), defectos técnicos (formación de hidratos, condiciones operativas por fuera de los límites establecidos en las corrientes aguas arriba) y beneficios económicos del proceso (consumo energético y venta de condensados). Inicialmente, con lo ilustrado en la tabla 9, se determinaron las condiciones de seguridad en relación con la formación de atmosferas explosivas con relación al porcentaje de metano y etano en la corriente líquida de condensados; observando que, con la tecnología turbo expander, se obtuvieron valores acordes a las medidas de seguridad reportadas en la literatura. Por su parte, las condiciones de salida, tanto de gas como de líquido, fueron

acopladas a los requerimientos de la planta de tratamiento, con 110 F y 900 psi. Por último, la recuperación de 136 bbl/d de condensado, cuya referencia cercana es el crudo Brent, puede comercializarse cerca a los US\$50, por lo cual se puede estimar un análisis económico de la tecnología estudiada.

- ✓ **Análisis de riesgo.** Es importante realizar un análisis de riesgos para identificar los posibles riesgos asociados con la implementación del sistema de turbo expander, como la posible reducción de la eficiencia del sistema de compresión de gas o la posible obstrucción del sistema de turboexpander debido a la acumulación de sólidos o líquidos. Los riesgos asociados más importantes están relacionados con la pérdida de compresión del sistema por la variación de las condiciones actuales de operación y el desarrollo de atmosferas explosivas que afectan la operatividad de la planta. Para ello, en el primer caso, fue necesario adaptar los sistemas de compresión, variando la posición de los compresores de gas para alcanzar la condición de presión y temperatura deseada. En este caso no se requirieron nuevos compresores, sino la reestructuración del sistema; sin embargo, sí se necesitó un nuevo separador, al final de la corriente de condensados, y un intercambiador de calor, que reemplazó un enfriador del sistema original. Con ello, se dio solución a la dificultad técnica que podría acarrear la instalación de este sistema. Asimismo, y en aras de conservar la seguridad y los requerimientos de fabricantes en los equipos, este sistema permitió obtener condensados con menos de 1% de metano y etano, cumpliendo con la normativa de seguridad relacionada con la formación de atmosferas explosivas. Asimismo, la adición de un sistema de separación permitió recuperar una fase 100% líquida, que puede ser directamente aprovechada.

5.6 Análisis económico

El análisis económico desempeña un papel fundamental en la evaluación de cualquier proyecto o proceso, y el sistema de turboexpander para la recuperación de condensados no es una excepción. Este proceso innovador ofrece una solución eficiente y rentable para maximizar la recuperación de condensados presentes en corrientes de gas. El objetivo de este análisis económico es evaluar la viabilidad financiera de implementar un sistema de turboexpander en términos de costos, beneficios y rentabilidad. En este análisis, se considerarán tanto los costos de inversión inicial como los costos operativos y mantenimiento a lo largo de la vida útil del sistema. Además, se evaluarán los beneficios económicos derivados de la recuperación de condensados adicionales, como el incremento en los ingresos por la venta de condensados.

Asimismo, se examinarán los indicadores financieros clave, como el Valor Presente Neto (VPN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Recuperación (*Payback time*), para evaluar la rentabilidad del proyecto. Estos indicadores proporcionarán una visión clara sobre la viabilidad económica del sistema de turboexpander y ayudarán a los tomadores de decisiones a evaluar la conveniencia de su implementación. A continuación, en la Tabla 10, se presentan los costos asociados a la adquisición de equipos, mantenimiento de estos y traslado de facilidades de superficie para la adecuación de sistemas, este último ítem está relacionado con el compresor de alta del sistema Turbo Expander. Estos datos fueron obtenidos a partir de la investigación desarrollada por Centeno *et al.* (2021)

Tabla 10.

Criterios de costos para evaluación económica de la alternativa seleccionada: Turbo Expander.

Inversión inicial

Costo de equipos + instalación		
Separador	\$	185,200.00
Intercambiador	\$	358,500.00
Expansor	\$	585,800.00
Reubicación - reacondicionamiento de equipos	\$	225,900.00
Total	\$	1,355,400.00
Costos operativos		
Separador	\$	31,484.00
Intercambiador	\$	60,945.00
Expansor	\$	99,586.00
Mantenimiento de equipos de campo	\$	38,403.00
Total	\$	230,418.00
Costos utilitarios	\$	38,585.00

Nota. *Modificado de Centeno et al. (2021).* Identificación de alternativas técnicas para incrementar la recuperación de condensados en una corriente de gas ventas de un campo colombiano usando Aspen – Hysys.

Basado en lo anterior, se desarrollaron los cálculos de VPN, TIR y *payback time*, con base en un criterio de venta de condensados de US\$50, precio considerado como conservador según los actuales de crudo de esa calidad. En la Tabla 11, se presentan los resultados de la evaluación, considerando 5 años de ejecución del proyecto, donde se asume un caudal constante de condensados (136 bbl/d) y el mantenimiento de los equipos, sin cambios en ellos. De igual manera, se asume que el descuento para el cálculo de la TIR es de 10%.

Tabla 11.

Análisis económico de la alternativa seleccionada: Turbo Expander.

Año	Ingresos	Costos operativos	Flujo de caja
0	\$ -	\$ 1,355,400.00	\$ -1,355,400.00
1	\$ 2,483,700.00	\$ 269,003.00	\$ 2,214,697.00
2	\$ 2,483,700.00	\$ 269,003.00	\$ 2,214,697.00

3	\$ 2,483,700.00	\$	269,003.00	\$	2,214,697.00
4	\$ 2,483,700.00	\$	269,003.00	\$	2,214,697.00
5	\$ 2,483,700.00	\$	269,003.00	\$	2,214,697.00
TIR (%)			162%		
VPN (USD\$)			\$ 8,325,748		
Payback time (días)			102		

Como se puede observar, los aspectos económicos estudiados reflejan viabilidad económica del proyecto, con un Valor Presente Neto positivo y que genera más de USD\$ 8M, con una tasa interna de retorno que indica una recuperación de casi 2 veces en el periodo estudiado, con un tiempo de pago menor a 6 meses. Considerando las evaluaciones técnicas, económicas y de confiabilidad, la alternativa 2 *Turbo Expander* es la iniciativa recomendada para implementarse en la planta de compresión, con mayor recuperación de condensados y cumpliendo las condiciones de seguridad y operatividad del sistema.

6. Conclusiones

En esta investigación se evaluaron dos alternativas para la reestructuración del sistema de compresión de un campo de gas, con el objetivo de mejorar la eficiencia en la recuperación de condensados y cumplir con los requerimientos técnicos del proceso. Basado en los resultados, se presentan las siguientes conclusiones:

Luego de analizar las diferentes opciones, se concluye que la alternativa de *Turbo – Expander* es la más adecuada para el campo de gas en cuestión. Esta opción ofrece una serie de ventajas técnicas que permite una mayor eficiencia en la recuperación de condensados. Además, su diseño permite mantener los costos de mantenimiento y operación.

Asimismo, se demostró que la alternativa de Turbo – Expander cumple con los requerimientos técnicos del proceso, ya que se ajusta a las necesidades de caudal y presión de los sistemas de transporte y almacenamiento de gas. Por su parte, la configuración permite mantener los aspectos de seguridad asociados a la recuperación de metano y etano, y cumple con la mayoría de los valores estándares de recuperación de propano, butanos, pentanos y hexano.

7. Recomendaciones

Se recomienda desarrollar un análisis de sensibilidad de los equipos implementados, basado en el mejoramiento de la eficiencia energética y la maximización de los procesos de recuperación de condensados.

Asimismo, se recomienda evaluar alternativas relacionadas con procesos de deshidratación, como el trietilenglicol. Esto con el fin de evaluar una serie de posibilidades de recuperación en procesos aguas arriba.

Adicionalmente, se recomienda la implementación de un análisis económico después de impuestos, para validar las utilidades en el ejercicio producto de la recuperación de los condensados y el tratamiento/mantenimiento de los nuevos activos del campo.

Bibliografía

- Álvarez-Álvarez, C. M., Zapata-Montoya, A. M., Montoya-Cañola, S. M., Ordoñez-Carmona, O., & Zapata-Madruga, G. D. (2014). Detection of explosive atmospheres using the software AtmosXp V2.0. *DYNA (Colombia)*, *81*(187), 91–95.
<https://doi.org/10.15446/dyna.v81n187.40520>
- Barreiro, M., & Obando, E. (2021). *Evaluación del punto de congelamiento de las mezclas entre Jet Fuel A1 con biocombustibles y aditivos*. Fundación Universitaria América.

- Bay, S. D., Kibler, D., Pazzani, M. J., & Smyth, P. (n.d.). *The UCI KDD Archive of Large Data Sets for Data Mining Research and Experimentation**. <http://www.google.com>
- Centeno, E. (2021). *Identificación de alternativas técnicas para incrementar la recuperación de condensados en una corriente de gas ventas de un campo colombiano usando Aspen Hysys* [Monografía]. Universidad Industrial de Santander.
- Clavería, P., Lozano, M., & Hombrados, A. (2001, July). *Modelización y simulación de plantas criogénicas de separación de aire con Hysys*. <https://www.researchgate.net/publication/255949722>
- Cox, M., & Rydberg, J. (2004). *Introduction to Solvent Extraction*.
- Elldakli, F., Soliman, M. Y., Shahri, M., Winkler, H., & Gamadi, T. (2018). Improved gas lift valve performance using a modified design for gas lift valve seat. *SPE Production and Operations*, 33(3), 459–475. <https://doi.org/10.2118/171342-pa>
- Han, G., Ma, G., Gao, Y., Zhang, H., & Ling, K. (2021). A new transient model to simulate and optimize liquid unloading with coiled tubing conveyed gas lift. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 200. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2021.108394>
- Hayduk, Walter. (1982). *Ethane*. Pergamon Press.
- Hazaymeh, K., Almagbile, A., & Alomari, A. H. (2022). Spatiotemporal Analysis of Traffic Accidents Hotspots Based on Geospatial Techniques. *ISPRS International Journal of Geo-Information*, 11(4). <https://doi.org/10.3390/ijgi11040260>
- Hernandez, Ali. (2016a). *Fundamentals of gas lift engineering : well design and troubleshooting*. Gulf Professional Publishing.
- Hernandez, Ali. (2016b). *Fundamentals of gas lift engineering : well design and troubleshooting*. Gulf Professional Publishing.

- Jeong, D., Yoshioka, K., Jeong, H., & Min, B. (2021). Sequential short-term optimization of gas lift using linear programming: A case study of a mature oil field in Russia. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 205. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2021.108767>
- Kundu, S., Zanganeh, J., & Moghtaderi, B. (2016). A review on understanding explosions from methane-air mixture. In *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* (Vol. 40, pp. 507–523). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2016.02.004>
- Manterola, C., Grande, L., Otzen, T., García, N., Salazar, P., & Quiroz, G. (2018). Confiabilidad, precisión o reproducibilidad de las mediciones. Métodos de valoración, utilidad y aplicaciones en la práctica clínica. *Laboratorio e Infectología*, 35. www.sochinf.cl
- Martínez, J. (2005). *API Gas-Lift Recommended Practices Cleon Dunham, Oilfield Automation Consulting*.
- Melo-González, R., Lara-Hernández, C., & Jacobo-Gordillo, F. (2009). Estimación de la confiabilidad-disponibilidad-mantenibilidad mediante una simulación numérica tipo Monte Carlo de un sistema de compresión de gas amargo durante la etapa de ingeniería. *Tecnología, Ciencia, Educación*.
- Moffett, R. E., & Seale, S. R. (2017). *SPE-188480-MS Real Gas Lift Optimization: An Alternative to Timer Based Intermittent Gas Lift*.
- Quero Virla, M. (1997). *Confiabilidad y coeficiente Alpha de Cronbach*. 12(2), 248–252.
- Riegler, P., Chrusciel, T., Mayer, A., Doll, K., & Weuster-Botz, D. (2019). Reversible retrofitting of a stirred-tank bioreactor for gas-lift operation to perform synthesis gas fermentation studies. *Biochemical Engineering Journal*, 141, 89–101. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2018.09.021>

- Rodrigues, H. T., Almeida, A. R., Barrionuevo, D. C., & Fraga, R. S. (2021). Effect of the gas injection angle and configuration in the efficiency of gas lift. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 198. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2020.108126>
- Sadus, R. J. (1992). *High pressure phase behaviour of multicomponent fluid mixtures*. Elsevier.
- Satria, R. (n.d.). *Spatial Analysis of Traffic Accidents using GIS. The Case of Banda Aceh, Indonesia DOCTORAL THESIS*.
- Schriener, T. M., & El-Genk, M. S. (2021). Gas-lift enhanced natural circulation of alkali and heavy liquid metals for passive cooling of nuclear reactors. *International Journal of Multiphase Flow*, 143. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2021.103783>
- Takács, G. (2005). *Gas lift manual*.
- Yudin, E., Khabibullin, R., Pjsc, N., Andrianova, A., Goridko, K., Smirnov, N., Babin, V., & Chigarev, G. (2019). *Modeling of a Gas-Lift Well Operation with an Automated Gas-Lift Gas Supply Control System*.
- Zhang, Q., & Cen, S. (2016). *Multiphysics modeling: numerical methods and engineering applications*.
- Zhao, K., Mu, L., Tian, W., & Bai, B. (2021). Gas-liquid flow seal in the smooth annulus during plunger lifting process in gas wells. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 95. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2021.104195>