

Identificación de alternativas técnicas para incrementar la recuperación de condensados en una corriente de gas ventas de un campo colombiano usando Aspen-Hysys

Edgar Andrés Centeno Quintero

Trabajo de Grado para Optar el título de Especialista en Ingeniería del Gas

Director

M.Sc. Aristóbulo Bejarano Wallens

Codirector

Stefano Pagani

Esp. Gerencia de Operaciones y Producción

Universidad Industrial de Santander

Facultad de ingenierías fisicoquímicas

Escuela de ingeniería de petróleos

Especialista en ingeniería del gas

Bucaramanga

2021

Dedicatoria

A Dios por enseñarme a creer en mí y mis sueños, por ser mi cimiento y apoyo incondicional ante cualquier dificultad, por mostrarme la importancia de seguir perseverando y permitirme gozar de vida, y salud junto a mi familia.

A mis padres, por su apoyo incondicional y brindarme la fuerza para continuar sorteando cada dificultad.

A mi novia, por su motivación constante, su confianza en mí y mi carrera.

A los docentes de la escuela, que contribuyeron a mi formación académica.

A mis amigos, que fueron fuente de colaboración en diferentes oportunidades.

A todas las personas que de alguna manera hicieron parte del desarrollo de este proyecto.

Agradecimientos

A Dios por encima de todo, porque me brindó la oportunidad de continuar estudiando y seguir creciendo profesionalmente.

Al director Aristóbulo Bejarano, por su apoyo para lograr sacar adelante este proyecto.

Al Codirector Stefano Pagani por su guía y dirección incondicional, a lo largo de este proyecto y la vida.

A William Vargas por compartir conmigo su amplio conocimiento del proceso y operación de plantas de gas. Por validar en su más preciso simulador: la experiencia, cada uno de los resultados de las simulaciones de proceso, siendo un pilar clave para el desarrollo exitoso de este proyecto.

A Oscar Potosí, por su valioso acompañamiento técnico en el proceso de simulación del proyecto.

A la Escuela de Ingeniería de Petróleos y todo su personal por acompañamiento y apoyo.

A la Universidad Industrial de Santander, por brindarme la oportunidad de convertirme en especialista en ingeniería del gas.

Contenido

	Pág.
Introducción	14
1. Objetivos.....	18
1.1 Objetivos generales.....	18
1.2 Objetivos específicos.....	18
2. Gas natural	17
2.1 Envoltorio de fases.....	17
2.1.1 Sistema de gas pobre.....	19
2.1.2 Sistema de gas rico.....	20
2.1.3 Sistema de gas retrogrado	21
2.2 Producción del gas natural	22
2.2.1 Deshidratación Del Gas Natural	24
2.3 Generalidades de la recuperación de condensados	24
2.3.1 Líquidos del gas natural (NGL)	24
2.3.2 Problemas operacionales.....	26
2.4 Procesamiento del gas natural.....	26
2.4.1 Expansión Joule-Thomson.....	27
2.4.2 Refrigeración mecánica	29
2.4.2.1 Etapa de compresión.	32
2.4.2.2 Etapa de condensación.....	32

2.4.2.3 Etapa de expansión.	33
2.4.2.4 Etapa de refrigeración.	34
2.4.3 Plantas Turbo-Expander.....	35
2.4.4 Otros procesos de recuperación de condensados	38
2.4.4.1 Absorción por aceite pobre.	39
2.4.4.2 Separación con membranas.....	39
2.4.4.3 Twister	40
2.5 Estabilización de condensados.....	41
3. Generalidades del campo	43
3.1 Ubicación del campo.....	43
3.2 Descripción general del proceso en la planta.....	43
3.3 Generalidades del sistema de gas ventas	46
3.4 Descripción del proceso del sistema de gas ventas.....	47
3.5 Condiciones de operación por diseño	49
3.6 Condiciones de operación actuales y composiciones	52
3.7 Recuperación actual de condensados por datos históricos	57
4. Simulación del proceso	63
4.1 Metodología	63
4.2 Comparación envolvente simulada vs. datos reales.....	64
4.3 Propiedades de la corriente de gas entrada al sistema de gas ventas	66
4.4 Caso base sistema de gas ventas	67
4.4.1 Condiciones de diseño	67
4.4.2 Condiciones de actuales de operación	71

5. Simulación de alternativas para recuperación de condensados	77
5.1 Efecto joule-thomson con calentador en corriente gas ventas	77
5.1.1 Análisis de sensibilidad para optimizar la alternativa 1.....	81
5.1.2 Estabilización de condensados en tren de separación alternativa 1 modificada.....	84
5.2 Refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento	90
5.2.1 Análisis de sensibilidad para optimizar la alternativa 2.....	95
5.2.2 Estabilización de condensados en tren de separación alternativa 1 modificada.....	98
5.3 Planta turbo-expander con intercambiador gas-gas.....	101
5.3.1 Análisis de sensibilidad para optimizar la alternativa 3.....	105
6. Selección de la alternativa técnica para la recuperación de condensados	111
6.1 Comparación de alternativas por criterio técnico.....	111
6.2 Comparación de alternativas por criterio económico.....	117
7. Conclusiones	124
8. Recomendaciones	125
Referencias.....	127

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1. Envolvente de fases para una mezcla de multi componente de hidrocarburos.	18
Figura 2. Envolvente de fases para un sistema de gas seco donde el separador opera en condiciones fuera de la envolvente de fases.	20
Figura 3. Gas natural rico donde el separador opera a condiciones de presión y temperatura dentro de la envolvente.	21
Figura 4. Envolvente de un gas retrogrado.	22
Figura 5. Proceso simple de ajuste de punto de rocío con Joule Thomson.	28
Figura 6. Diagrama Presión – Entalpia del ciclo de refrigeración.	30
Figura 7. Diagrama de flujo para un sistema de una etapa simple de refrigeración por propano con condiciones típicas de operación.	31
Figura 8. Vista de corte de un turboexpander.	36
Figura 9. Configuración básica de un turboexpander para recobro de NGL.	38
Figura 10. Vista de corte de un twister.	40
Figura 11. Tren de estabilización en cascada convencional.	42
Figura 12. Diagrama de flujo general del proceso en la planta	44
Figura 13. Diagrama de flujo del sistema de gas ventas.	48
Figura 14. Perfil de nivel en separador V-03 en el tiempo.	60
Figura 15. Nivel y temperatura en separador V-03 días 11, 12 y 13 de la muestra.	61
Figura 16. Nivel y temperatura en separador V-03 días 28 y 29 de la muestra.	62

Figura 17. Simulación corriente de gas de entrada al sistema de gas ventas.....	65
Figura 18. Envolvente de fases para corriente de gas de entrada al sistema de gas ventas.	65
Figura 19. Flujo del proceso para caso base del sistema gas ventas con condiciones de diseño..	69
Figura 20. Diagrama de flujo del tren de compresión.	74
Figura 21. Flujo del proceso para caso base del sistema gas ventas con condiciones actuales. ...	76
Figura 22. Diagrama de flujo de efecto Joule-Thomson con calentador.	79
Figura 23. Diagrama de flujo alternativa 1 modificada.	82
Figura 24. Diagrama de flujo de la simulación de tren de estabilización de crudo y tren de almacenamiento y bombeo.	87
Figura 25. Simulación sistema de ventas integrado con tren de estabilización de condensados..	89
Figura 26. Diagrama de flujo refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento.....	92
Figura 27. Diagrama de flujo refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.	95
Figura 28. Simulación sistema refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado integrado con tren de estabilización de condensados.	100
Figura 29. Diagrama de flujo turbo-expander con intercambiador gas-gas.....	103
Figura 30. Diagrama de flujo turbo-expander con intercambiador gas-gas modificado.	106
Figura 31. Simulación sistema turbo-expander con intercambiador gas-gas modificado integrado con tren de estabilización de condensados.....	110

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1. Especificaciones de calidad del Gas Natural	23
Tabla 2. Especificaciones de entrega a ventas	46
Tabla 3. Parámetros de diseño para corriente de gas caliente.....	49
Tabla 4. Parámetros de diseño para corriente de gas frío.	49
Tabla 5. Parámetros de diseño para corriente de gas caliente a la salida de RO-01.....	50
Tabla 6. Parámetros de diseño para corriente de gas frío a la salida de TV-01.....	50
Tabla 7. Parámetros de diseño para corriente mezcla de gas caliente y frío aguas arriba PV-01.....	50
.....	
Tabla 8. Parámetros de diseño para corriente Mezcla de gas caliente y frío aguas abajo PV-01.....	51
.....	
Tabla 9. Parámetros de diseño para separador V-03.....	51
Tabla 10. Parámetros de diseño para entrada al gasoducto.	51
Tabla 11. Tabla límite de operación del sistema de gas ventas	52
Tabla 12. Condiciones actuales de operación del sistema de compresión y ventas.	52
Tabla 13. Condiciones operativas tren de estabilización de crudo.	53
Tabla 14. Composición molar de la corriente de compresión y entrada al sistema de gas ventas. ..	55
.....	
Tabla 15. Composición molar de la corriente de producción pozos y condensados scrubber.....	56
Tabla 16. Propiedades base para compuestos C15-20*, C21-29* y C30+.....	57

Tabla 17. Datos de nivel en separador V-03.....	58
Tabla 18. Cromatografía y propiedades de la corriente de entrada.	66
Tabla 19. Condiciones de entrada a la simulación según diseño.....	68
Tabla 20. Resultados caso base con condiciones de diseño.....	70
Tabla 21. Condiciones de entrada a la simulación con condiciones actuales.....	71
Tabla 22. Resultados de la simulación del tren de compresión	74
Tabla 23. Resultados de la simulación del sistema de gas ventas.	76
Tabla 24. Parámetros de entrada Efecto Joule-Thomson con intercambiador de calor gas-gas... 78	
Tabla 25. Resultados de la simulación Joule-Thomson con intercambiador de calor gas-gas.	79
Tabla 26. Flujo molar corrientes de entrada y salida alternativa 1 – escenario 1.....	80
Tabla 27. Resultados de la simulación alternativa 1 escenario con moderación.....	82
Tabla 28. Flujo molar corrientes de entrada y salida alternativa 1 – escenario modificado.....	83
Tabla 29. Resultados de la simulación de tren de separación caso base.....	88
Tabla 30. Resultados de la simulación de tren de separación caso base integrado.	88
Tabla 31. Parámetros de entrada refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento.....	90
Tabla 32. Resultados de la simulación refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento.	
.....	93
Tabla 33. Resultados refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.	96
Tabla 34. Flujo molar corrientes de entrada y salida refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.....	97
Tabla 35. Resultados condensados estabilizados refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.....	99
Tabla 36. Parámetros de entrada turbo-expander con intercambiador gas-gas.	101

Tabla 37. Resultados de la simulación turbo-expander con intercambiador gas-gas.	103
Tabla 38. Análisis de sensibilidad turbo-expander con intercambiador gas-gas.	105
Tabla 39. Resultados turbo-expander con intercambiador gas-gas modificado.	107
Tabla 40. Flujo molar corrientes de entrada y salida	108
Tabla 41. Criterios técnicos de selección de alternativas tecnológicas.	112
Tabla 42. Matriz de calificación por criterios y variables técnicas.....	113
Tabla 43. Metodología de asignación de calificación para cada variable.....	114
Tabla 44. Comparación técnica de alternativas y calificación.....	115
Tabla 45. Resumen de criterios para las tres alternativas.	116
Tabla 46. Presupuesto estimado Joule-Thomson con calentador en corriente gas ventas modificado.	117
Tabla 47. Presupuesto estimado Refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.	118
Tabla 48. Presupuesto estimado Planta turbo-expander con intercambiadores gas-gas modificado. 119	
Tabla 49. Consideraciones económicas	120
Tabla 50. Criterios Alternativa 1 modificada.	120
Tabla 51. Criterios Alternativa 2 modificada.	121
Tabla 52. Criterios Alternativa 3 modificada.	122
Tabla 53. Flujo incremental.	123

Resumen

Título: Identificación de alternativas técnicas para incrementar la recuperación de condensados en una corriente de gas ventas de un campo colombiano usando Aspen-Hysys*

Autor: Edgar Andrés Centeno Quintero **

Palabras Clave: líquidos del gas natural, NGL, Joule Thompson, refrigeración con propano, turboexpander.

Descripción:

La recuperación de los líquidos condensados en el procesamiento del gas natural es una etapa importante, debido que estos productos pueden tener mayor valor comercial de lo que tendría el gas normalmente, por lo cual las facilidades de superficie deben estar diseñadas adecuadamente para poder extraer estos valiosos subproductos.

En este trabajo se identifican y simulan, empleado el software comercial Aspen Hysys, diferentes alternativas técnicas que permiten incrementar la recuperación de líquidos condensados del gas natural en una corriente de gas ventas de un campo de gas condensado en el Piedemonte llanero en Casanare, Colombia. En la cual, debido a las condiciones de operación y facilidades existentes no se están recuperando líquidos, generando pérdida de valor para la compañía.

Los resultados de las propiedades y condiciones de cada simulación permitieron cuantificar la promesa de valor en términos de barriles de condensados que se pueden obtener con cada una de las alternativas técnicas evaluadas y estabilizar en el tren de separación existente, y así poder monetizar los ingresos de cada una.

Finalmente, empleando Aspen Economic Analyzer se pudo estimar el costo de implementar cada proyecto, y de este modo a partir de criterios técnicos y económicos, seleccionar la mejor alternativa. Como resultado, el turboexpander es la tecnología más eficiente en la recuperación de condensados y genera un mayor valor agregado a la compañía.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M.Sc. Aristóbulo Bejarano Wallens. Codirector: Esp. Stefano Pagani.

Abstract

Title: Identification of technical alternatives to increase the recovery of condensates in a sales gas stream from a Colombian field using Aspen-Hysys *

Author: Edgar Andrés Centeno Quintero **

Key Words: natural gas liquids, NGL, Joule Thompson, propane cooling, turboexpander.

Description:

The recovery of condensed liquids in natural gas processing is an important stage because these products may have greater commercial value than gas would normally have, so surface facilities must be adequately designed to be able to extract these valuable by-products.

In this work, using the commercial software Aspen Hysys, different technical alternatives are identified and simulated, that allow increasing the recovery of liquid condensates from natural gas in a sales gas stream from a gas condensate field in the Piedemonte Llanero in Casanare, Colombia. In which, due to the operating conditions and existing facilities, liquids are not being recovered, generating a loss of value for the company.

The results of the properties and conditions of each simulation made it possible to quantify the promise of value in terms of barrels of condensate that can be obtained with each of the evaluated technical alternatives and stabilize in the existing separation train, and thus be able to monetize the income of each one.

Finally, using Aspen Economic Analyzer, it was possible to estimate the cost of implementing each project, in order to select the best alternative based on technical and economic criteria. As a result, the turboexpander is the most efficient technology in condensate recovery and generates greater added value for the company.

* Degree Work

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M.Sc. Aristóbulo Bejarano Wallens. Codirector: Esp. Stefano Pagani.

Introducción

Los fluidos provenientes de los pozos productores generalmente son una mezcla multifásica de tres corrientes: crudo, gas y agua. Los cuales, en las facilidades de producción son separados para incrementar su valor comercial acondicionando sus características a especificaciones de comercialización, como en el caso del crudo y gas, o especificaciones de disposición para el agua de producción. (Stewart, M. 2014)

El gas natural es una mezcla principalmente de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, que en ocasiones contiene hidrocarburos más pesados que se condensan como líquidos bajo ciertas condiciones de operación. Por lo cual, para ser acondicionado y cumplir especificaciones calidad para venta, se deben retirar los hidrocarburos líquidos. Dentro de los procesos de acondicionamiento se instalan plantas de tratamiento diseñadas para recuperar los líquidos estabilizados antes de ser transportado el gas por el gasoducto y generar beneficios económicos adicionales para la organización con la comercialización de estos hidrocarburos líquidos. (Yoon, Binns, Park, & Kim, 2017)

Sin embargo, no siempre se cuenta con las plantas de tratamiento adecuadas para retirar todos los condensados y se desaprovecha un subproducto con un alto valor comercial como disolvente o materia prima para producción de gas licuado del petróleo (GLP) o líquidos del gas natural (NGL) (Olsen, C. *et al*, 2012). Para el caso del campo de estudio, el contrato de ventas de gas fue desarrollado posterior al diseño de la planta durante la etapa de producción. Por lo cual las facilidades existentes no son adecuadas para retirar y estabilizar los condensados del gas antes de ser transportado, desaprovechando este recurso natural no renovable al no ser separado de la

corriente de ventas. Por este motivo, se debe revisar la propuesta de valor de otras alternativas técnicas para la recuperación de condensados estabilizados en la corriente de gas ventas. Posteriormente, empleando técnicas de simulación establece en Aspen Hysys cuantificar los barriles incrementales que se pueden obtener con respecto a las facilidades existentes, parámetro que permite establecer los beneficios económicos esperados. A continuación, utilizando Aspen Economic Analyzer, determinar el costo de inversión para ejecutar cada proyecto. Para finalmente, con estos datos calcular y comparar los criterios económicos de cada alternativa, estableciendo la que ofrece mayor beneficio económico para la organización a través del aprovechamiento de los condensados del gas natural en la corriente de ventas.

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

Evaluar las alternativas técnicas para incrementar la recuperación de condensados estabilizados en una corriente de gas ventas de un campo de gas colombiano, utilizando las facilidades existentes, mediante simulación en estado estable con Hysys.

1.2 Objetivos Específicos

Describir el proceso de recuperación de condensados del sistema actual de ventas de gas.

Realizar revisión conceptual de tecnologías existentes para la recuperación de condensados del gas natural aplicables en el sistema de gas ventas.

Desarrollar simulaciones en estado estable de los sistemas de recuperación de condensados identificados como alternativas para mejorar la recuperación de condensados en el sistema de gas ventas.

Realizar análisis de sensibilidad empleando Hysys para evaluar el incremento, con respecto al sistema instalado, en la recuperación de condensados de las alternativas técnicas.

Identificar la mejor alternativa técnica para la recuperación de condensados de la corriente de gas ventas de acuerdo con el volumen incremental de condensados.

2. Gas natural

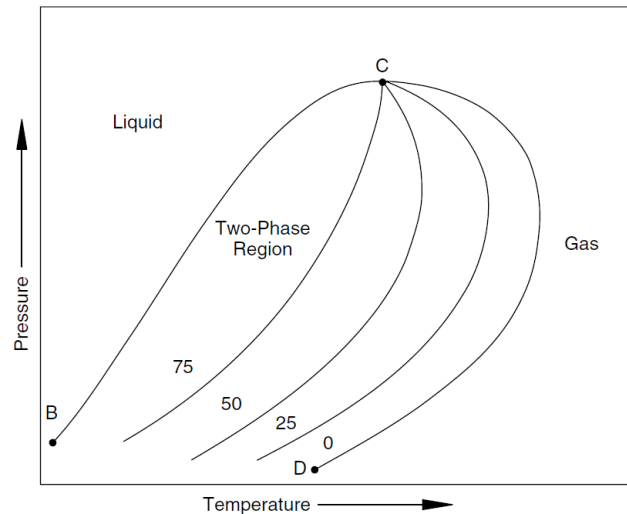
El gas natural es una mezcla de hidrocarburos compuesto principalmente por metano, etano, propano, butano, pentano e hidrocarburos más pesados, en ocasiones con presencia de dióxido de carbono, nitrógeno, agua, oxígeno y trazas de sulfuro de hidrogeno. A condiciones atmosféricas, el metano y etano se encuentran en estado gaseoso, mientras el propano, butano e hidrocarburos más pesados pueden ser extraídos del gas y licuados para transporte y almacenamiento. Los compuestos intermedios como C₅₊ existen como líquidos volátiles a condiciones atmosféricas. Estos componentes se refieren a pentano plus, condensados, gasolina natural y NGL. (Stewart & Arnold, 2008)

2.1 Envoltente de fases

El comportamiento de los sistemas de gas natural presenta un comportamiento definido por una envoltente de fases, la cual es una representación gráfica en función de temperatura y presión de las diferentes fases de los hidrocarburos (Figura 1).

Figura 1.

Envolvente de fases para una mezcla de multi componente de hidrocarburos.



Nota: Adaptado de Stewart, M. y Arnold, K. (2008). Surface production operations: design of oil handling systems and facilities. Burlington, USA: Gulf Professional Publishing.

La envolvente de fases (curva BCD) separa las fases líquida y gaseosa. El área dentro de la envolvente es llamada región de dos fases y representa los rangos de temperatura y presión a los cuales el líquido y el gas existen en equilibrio. La curva BC línea de región de dos fases es la curva de punto de burbuja, la cual indica la formación de la primera burbuja de vapor cuando la presión del líquido se reduce a una temperatura constante, o cuando la temperatura incrementa a una presión constante.

La línea inferior de la envolvente CD es la curva de punto de rocío, la cual indica cuando se condensa la primera gota de líquido en el gas con la variación de la presión a una temperatura constante, o cambio en la temperatura a una presión constante. Por otro lado, el punto crítico es el punto donde se encuentran las dos curvas anteriores. De este modo, la máxima presión en la que coexisten las dos fases es llamada cricondenbárica, mientras que la máxima temperatura donde

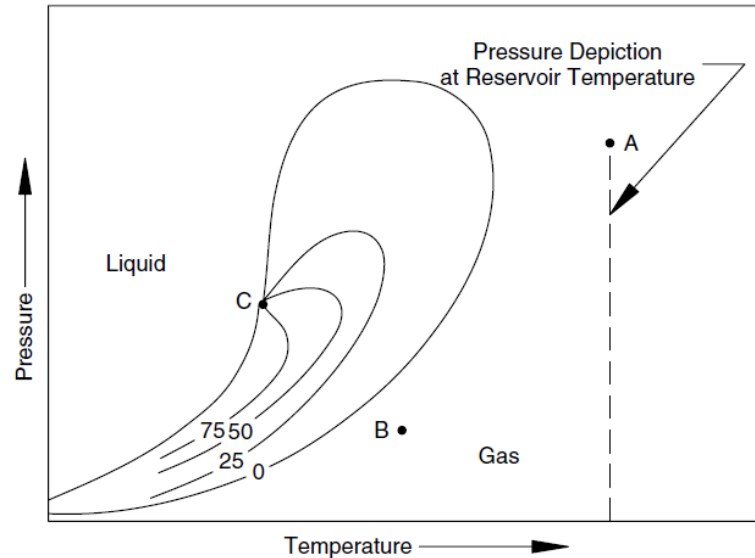
coexisten las mismas, es llamada cricondentérmica. Es importante resaltar, que la cricondentérmica para un gas rico es mayor que para un gas seco. De este modo, el gas seco tiene una alta concentración de hidrocarburos livianos como metano y etano, mientras que el gas húmedo o rico tienen una alta concentración de compuestos intermedios y pesados de hidrocarburos, en donde estos compuestos intermedios pueden ser condensados de los gases ricos por procesos de enfriamiento. (Stewart & Arnold, 2008)

2.1.1 Sistema de gas pobre

En muchos sistemas de gas natural, la temperatura del yacimiento es mayor que la cricondentérmica, como se ilustra en la figura 2. A medida que se producen fluidos del yacimiento, la presión declina y la temperatura se mantiene constante en el yacimiento, sin haber cambiado de fase. En el punto B, se indican las condiciones de presión y temperatura en superficie. Para un gas seco la transición de condiciones de yacimiento a superficie no genera una intersección con la envolvente de fases, por lo cual el gas cuando llega a superficie no produce líquidos. (Stewart & Arnold, 2008)

Figura 2.

Envolvente de fases para un sistema de gas seco donde el separador opera en condiciones fuera de la envolvente de fases.



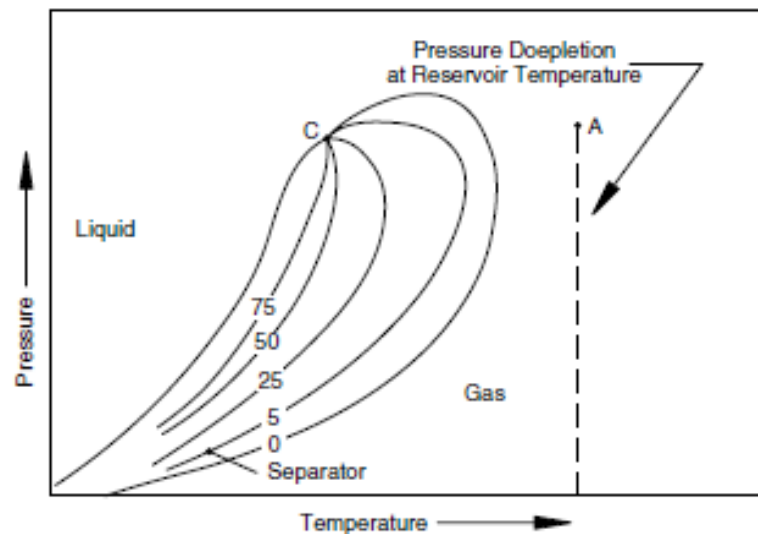
Nota: Adaptado de Stewart, M. y Arnold, K. (2008). Surface production operations: design of oil handling systems and facilities. Burlington, USA: Gulf Professional Publishing.

2.1.2 Sistema de gas rico

Este tipo de gas es suficientemente rico en compuestos hidrocarburos intermedios y más pesados, por lo cual las condiciones de superficie se ubican dentro de la envolvente de fases (figura 3), produciendo hidrocarburos en estado líquido y de vapor. En este tipo de sistema es común que se comiencen a formar líquidos cerca de la superficie o incluso en los equipos de superficie. Los líquidos que se forman son llamados condensados, los cuales aportan en gran parte el potencial económico de un pozo, por lo que es importante su recuperación. (Stewart & Arnold, 2008)

Figura 3.

Gas natural rico donde el separador opera a condiciones de presión y temperatura dentro de la envolvente.



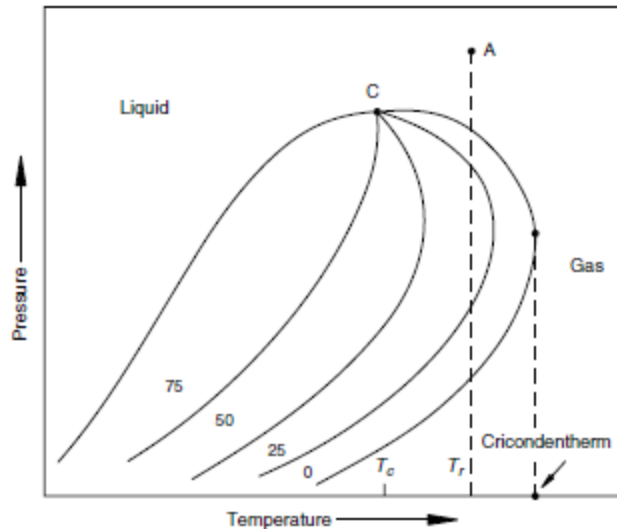
Nota: Adaptado de Stewart, M. y Arnold, K. (2008). Surface production operations: design of oil handling systems and facilities. Burlington, USA: Gulf Professional Publishing.

2.1.3 Sistema de gas retrogrado

En estos esquemas, la composición del gas, la presión y temperatura en yacimiento pueden presentar un comportamiento retrogrado. Si la temperatura es menor que la cricondentérmica, pero mayor que la temperatura crítica, y la presión del yacimiento está por arriba de la envolvente, entonces a medida que el fluido de reservorio entra la región de dos fases se comenzará a formar líquidos cuando la presión disminuye. Pero cuando la presión disminuye mucho más, el líquido se evapora y la mezcla entra nuevamente en la región de fase gaseosa. Este comportamiento se representa en la línea A de la figura 4.

Figura 4.

Envolvente de un gas retrogrado.



Nota: Stewart, M. y Arnold, K. (2008). Surface production operations: design of oil handling systems and facilities. Burlington, USA: Gulf Professional Publishing.

2.2 Producción del gas natural

El trabajo de las facilidades de producción es separar las corrientes de los pozos en tres componentes llamados fases, aceite, gas y agua, y procesar estas fases en productos comerciales o en especificaciones para ser dispuestos sin generar impactos ambientales. (Stewart & Arnold, 2008)

En un campo productor de gas, el hidrocarburo debe ser sometido a diferentes procesos de acuerdo con las condiciones de operación para alcanzar las especificaciones comerciales requeridas para venta, las cuales son definidas en Colombia por la Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG), dentro de las que se establecen rangos para el poder calorífico, contenido de líquidos, cantidad de agua, azufre, CO₂, N₂, cricondentérmica, entre otras (Tabla 1).

Tabla 1.*Especificaciones de calidad del Gas Natural*

Especificaciones	Sistema Internacional	Sistema Ingles
Máximo poder calorífico bruto (GHV)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido líquido (Nota 2)	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H2S máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100PCS
Contenido C O2, máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N2, máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120°F
Temperatura de entrega mínimo	4.5 °C	40 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000 pc
Presión de entrega máxima	8273709 Pa	1200 psia
Cricodontérmica	7.2°C	45°F

Nota: Adaptado de Comisión de Regulación de Energía y Gas. (2007). Especificaciones de calidad del gas natural en el punto de entrada del sistema de transporte.

Inicialmente, los fluidos pueden ser sometidos a procesos de separación, para retirar los componentes líquidos y el gas. Posteriormente, el gas puede requerir ser enfriado por medio de aroenfriadores o intercambiadores si la temperatura es demasiado alta, acorde a las características del yacimiento, para retirar los componentes ácidos o la humedad del gas. (Stewart, 2014)

2.2.1 Deshidratación Del Gas Natural

Este proceso permite retirar la mayoría del vapor de agua del gas requerido para alcanzar las condiciones de ventas de los contratos, esto previene la formación de hidratos cuando el gas es enfriado en procesos de transporte y distribución, y previene que se condense vapor de agua creando problemas de corrosión. El gas puede ser deshidratado por medio de varios procesos, sin embargo, es más frecuente el uso de un desecante líquido como el glicol, el cual puede ser regenerado. (Stewart & Arnold, 2008)

2.3 Generalidades de la recuperación de condensados

Actualmente, cada día las empresas operadoras buscan rentabilizar al máximo su producción de gas para obtener mayores beneficios económicos, desarrollando procesos más eficientes. Dentro de lo anterior, se ubican los procesos de recuperación de líquidos del gas natural, los cuales han sido ampliamente empleados como una alternativa para alcanzar una mayor eficiencia energética e ingresos, extrayendo compuestos en estado líquido del gas como el etano, propano e hidrocarburos más pesados, los cuales representan un significativo valor comercial (Yoon, Binns, Park, & Kim, 2017)

2.3.1 Líquidos del gas natural (NGL)

A medida que el gas natural se enfría durante en el proceso de procesamiento y transporte, se condensan líquidos del gas natural en una combinación de propano, butano e hidrocarburos más pesados con diferentes temperaturas de rocío a presiones dadas. (Olsen, C., Kozman, T., Lee, J. y Yuvamitra, K., 2012).

Los líquidos de gas natural (LGN) incluyen todos los hidrocarburos licuados en el campo o en plantas de procesamiento, que incluyen etano, propano, butanos y gasolina natural. (Kidnay, A. y Parrish, W., 2006). Para rangos de temperaturas entre (-20°C) a (-35°C) se recuperan los hidrocarburos más pesados que el etano, mientras que para rangos de temperaturas inferiores de (-45°C) a (-100°C) se recupera etano y los hidrocarburos más pesados. (Bian, Xu, Li, & Qian, 2011)

De acuerdo Mokhatab et al. (2019) los hidrocarburos livianos pueden ser agrupados como líquidos del gas natural (C₂ a C₄) y condensados del gas natural (C₅₊). La mayoría del C₅₊ se estabiliza en las facilidades de separación y se aprovecha como disolvente o combustible, los líquidos de C₃ y C₄ son valiosos como materia prima para la industria petroquímica y como líquido combustible para uso domiciliario, el componente C₂ cuando es separado es usado para la producción de etileno y otro tipo de producciones petroquímicas.

La riqueza de los componentes de NGL puede ser expresada en términos de GPM, que son líquidos por 1000 pies cúbicos estándar de gas. (Mokhatab, Poe, & Mak, 2019). Generalmente el término aplica a etano e hidrocarburos más pesados, pero algunas veces hace referencia únicamente a propano e hidrocarburos más pesados. El GPM se calcula tomando como base de cálculo 1000 pies cúbicos estándar de gas, con la composición de cada componente (Y_i), la densidad líquida (ρ_i) en galones de líquidos por libra mol, y la constante de 379,46 que representa los pies cúbicos de un lb-mol de gas a condiciones estándar de 60°F y 14,696 psia. Este valor es hipotético, debido a que el valor real de líquido recuperado será menor, porque es prácticamente inviable recuperar todo el etano y propano debido a los costos de obtener bajas temperaturas y la alta energía de compresión para alcanzar altas (Kidnay, A. y Parrish, W., 2006).

$$GPM = \sum \frac{1000 [scf] * Y_i * \rho_i \left[\frac{gal}{lb - mol} \right]}{379,46 \left[\frac{scf}{lb - mol} \right]} \quad (Ec. 1)$$

2.3.3 Problemas operacionales

Si bien la recuperación de los NGL puede generar un beneficio para las industrias, su formación no controlada es uno de los mayores problemas del transporte del gas natural, por lo que es importante la reducción del punto de rocío del hidrocarburo para evitar la disminución del área efectiva para el flujo del gas a través de la tubería o de lo contrario se requeriría diámetros de líneas mucho mayores para manejar el hidrocarburo en dos fases, al igual que para evitar formación de baches en las líneas, errores de medición, daño en equipos, costos de mantenimientos y corrosión. (Olsen, C., Kozman, T., Lee, J. y Yuvamitra, K., 2012)

2.4 Procesamiento del gas natural

Cuando se habla de este término se refiere a la remoción de los componentes etano, propano, i-butano, n-butano y C₅₊, los cuales pueden ser vendidos como componentes puros o mezcla. Con esto se busca producir un gas transportable, en condiciones de venta y maximizar la recuperación de líquidos.

Existen diferentes tipos de procesos para la recuperación de líquidos del gas natural, sin embargo, en la industria de los hidrocarburos los más frecuentes son: Joule-Thomson, refrigeración mecánica y Turbo-Expander.

2.4.1 Expansión Joule-Thomson

El enfriamiento del gas natural puede ser alcanzado durante la expansión del gas de una alta presión a una baja presión a través de una válvula. Este proceso, se caracteriza por ser de entalpia constante, y la magnitud de la reducción de la temperatura depende de la relación entre la presión inicial dividida en la presión final, las presiones absolutas, las temperaturas de inicio y de la composición del gas natural. Es empleado, generalmente cuando se tiene presión disponible para generar la reducción. (Stewart, 2014)

De acuerdo con Olsen, et al., (2012) es uno de los más simples procesos de recuperación de NGL del gas natural, la expansión se produce pasando el gas a través de un pequeño orificio para generar la caída de presión e incrementar la velocidad, lo cual resulta en una caída de temperatura. La mayoría de los gases se enfrían cuando se expanden. Sin embargo, la ineficiencia en la recuperación de presión y la caída de temperatura pueden ser percibidas como un problema en la industria, por lo cual puede requerir instalar un compresor booster para recuperar la presión perdida.

Ventajas

- Proceso simple y económico.

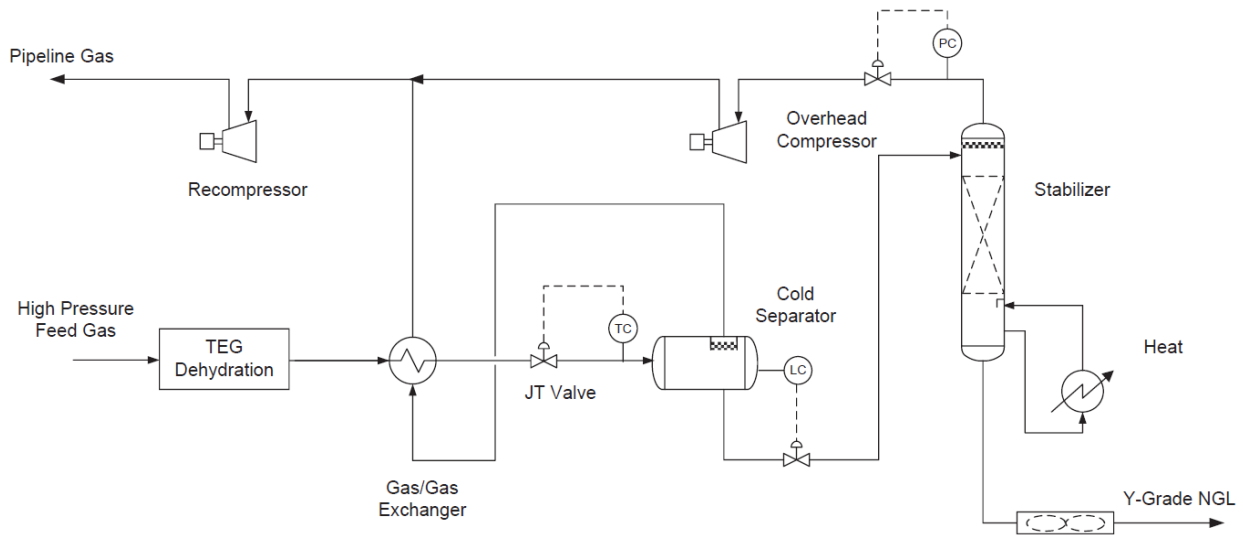
Desventajas

- Ineficiente.
- Incremento en costo de fuel gas debido a la caída de presión y enfriamiento.
- Efecto secundario perjudicial del procesamiento y transporte.
- Se debe instalar cerca del usuario final.

- Requiere compresor.
- Requiere calentar el gas para prevenir drástico enfriamiento.

Figura 5.

Proceso simple de ajuste de punto de rocío con Joule Thomson.



Nota: Adaptado de Mokhatab, S., Poe, W. Y Mak, J. (2019). Handbook of natural gas transmission and processing: principles and practices. Massachusetts, USA: Gulf Professional Publishing.

Según Mokhatab *et al.* (2019) cómo se observa en la figura 5, el gas de alimento a este proceso es deshidratado inicialmente, luego es pre enfriado con el gas de salida del separador frío en un intercambiador gas/gas de tubos y coraza. El gas es enfriado reduciendo su presión usando una válvula Joule Thomson, que produce la condensación de líquidos en la vasija fría. Entre mayor sea la presión de operación del separador, menor va a ser el requerimiento de re-compresión del gas residual, pero altas presiones reducen la volatilidad relativa entre componentes, haciendo más difícil la remoción de los componentes deseados. Los líquidos de la vasija fría son fraccionados en una torre de estabilización, que remueve el metano y compuestos livianos, operando como una

desmetanizadora calentada con vapor o un medio caliente. En donde no existen tuberías para exportar el NGL, la estabilizadora puede ser operada a menor presión para producir condensados con 10 psia de presión de vapor. Las unidades convencionales son diseñadas para un nivel de recuperación de propano (C_{3+}) moderado, es decir inferior al 95%.

2.4.2 Refrigeración mecánica

Este proceso se utiliza cuando el gas a ser tratado se encuentra a baja presión o no se cuenta con suficiente presión diferencial para operar un proceso Joule Thomson (Mokhatab, Poe, & Mak, 2019).

Fue el primer método usado en el proceso de gas natural en los años 1930, el principio es usar la circulación de un líquido o vapor refrigerante para remover el calor en este caso de una corriente de proceso, el cual posteriormente es transportado y liberado en un disipador térmico. Sistemas típicos usan amonio, propano o freón como fluido de circulación. La meta es maximizar el recobro de NGL reduciendo los requerimientos de energía y equipos requeridos. Procesos de refrigeración mecánica típicos, no logran la recuperación de C_{2+} debido a las limitaciones físicas del fluido de circulación, sin embargo, utilizando procesos de refrigeración múltiples en cascada, es posible recuperar una porción significativa. El más popular método de refrigeración es una combinación de Joule Thompson y criogénico.

Para que las plantas criogénicas puedan ser utilizadas completamente, casi todas las impurezas en el gas natural necesitan ser eliminadas antes de la recuperación de LGN. Esto incluye nitrógeno, dióxido de carbono y toda el agua. Se debe eliminar toda el agua para evitar el hielo y la formación de hidratos en las líneas, y el nitrógeno y el dióxido de carbono para aumentar la

eficiencia de la planta al no tener que enfriar estos gases altamente energéticos. (Olsen, C., Kozman, T., Lee, J. y Yuvamitra, K., 2012)

Ventajas

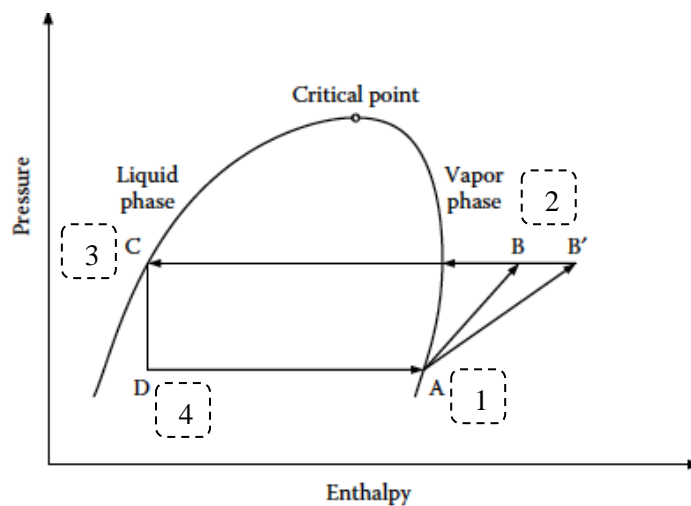
- Provee temperaturas ultra bajas y altos niveles de recobro de etano en procesos en cascada.

Desventajas

- Requiere grandes inversiones en CAPEX y materiales especiales.
- Sistema complejo de control.
- Toda el agua debe ser removida para evitar formación de hidratos.
- Un sistema convencional no alcanza niveles de C₂ o mayores recobres de NGL.

Figura 6.

Diagrama Presión – Entalpía del ciclo de refrigeración.



Nota: Adaptado de Kidnay, A. y Parrish, W. (2006). Fundamentals of natural gas processing.

De acuerdo con Kidnay, A. y Parrish, W. (2006) El ciclo básico de refrigeración consta de 4 pasos que son descritos en el diagrama presión entalpia de la figura 6 y se detallan a continuación:

1. Compresión del vapor saturado del refrigerante en el punto A, a una presión muy por arriba de su presión de vapor a temperatura ambiente en el punto B.

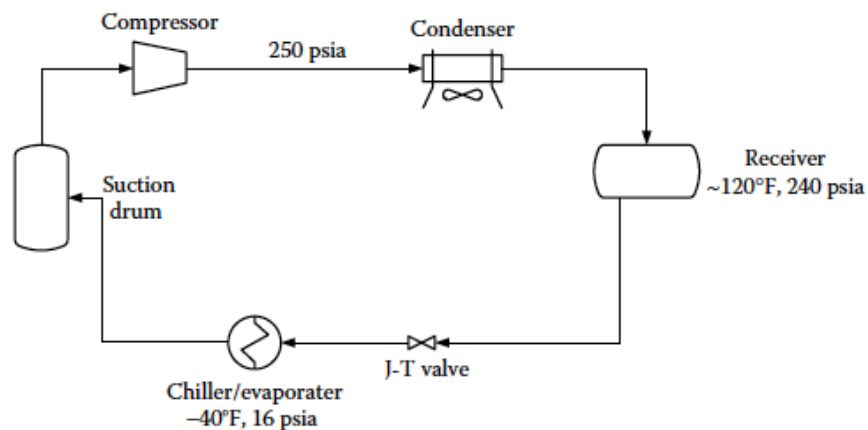
2. Condensación al punto C en un intercambiador de calor con un fluido refrigerante, usualmente es aire.

3. Expansión a través de una válvula Joule Thomson para enfriar y condensar el refrigerante al punto D.

4. Intercambio de calor con el fluido a ser enfriado por la evaporación del refrigerante para volver al punto A.

Figura 7.

Diagrama de flujo para un sistema de una etapa simple de refrigeración por propano con condiciones típicas de operación.



Nota: Adaptado de Kidnay, A. y Parrish, W. (2006). Fundamentals of natural gas processing.

2.4.2.1 Etapa de compresión. El ciclo comienza con el propano entrando al compresor como vapor a 14.5 psia y -40°F, donde es comprimido a 250 psia y 182.3°F (punto A a B). La energía requerida y temperatura de descarga del compresor depende la eficiencia de este, el trabajo de compresión es simplemente:

$$w_S = \frac{h_B - h_A}{\eta_{IS}} \quad (Ec. 2)$$

Donde η_{IS} es la eficiencia adiabática del compresor, teniendo en cuenta la no idealidad del compresor, la entalpía al final de la expansión es:

$$h_{B'} = h_A + w_S \quad (Ec. 3)$$

La energía de compresión para el sistema de refrigeración es el producto de la tasa de flujo másico y el trabajo:

$$HP = m * w_S \quad (Ec. 4)$$

2.4.2.2 Etapa de condensación. El calor del gas se disipa en el aire o agua de refrigeración en el condensador, donde el propano se enfría a 120°F, condensándose totalmente y colectándose en un recipiente (Punto B' a C), donde:

$$Q_{cond} = h_C - h_{B'} \quad (Ec. 5)$$

2.4.2.3 Etapa de expansión. El propano líquido sale del recipiente y se flashea a través de la válvula Joule Thomson, donde la temperatura cae a 40°F y la presión a 16 psia (punto C a D), no ocurre cambio de entalpia, pero la temperatura cae a la temperatura de saturación del líquido a la presión de salida de la expansión, si no hay fugas de calor entonces:

$$h_C = h_D \text{ (Ec. 6)}$$

Si existen pérdidas de calor (Q_L), entonces:

$$h_D = h_C + Q_L \text{ (Ec. 7)}$$

La fracción (f) de propano condensado se puede determinar conociendo la entalpia inicial, y entalpia del líquido y vapor a la temperatura de condensación, en este caso sería:

$$h_D = h_D^L * f + (1 - f) * h_D^V \text{ (Ec. 8)}$$

Asumiendo que el vapor que sale del chiller está saturado, entonces:

$$h_D^V = h_A \text{ (Ec. 9)}$$

$$f = \frac{(h_A - h_D)}{(h_A - h_D^L)} \text{ (Ec. 10)}$$

2.4.2.4 Etapa de refrigeración. El propano frío sale del intercambiador y va al intercambiador de calor o chiller, en donde se enfría la corriente de proceso por la evaporación del propano (punto D a A) y un mínimo intercambio de calor que ocurre entre el propano frío en vapor y el gas de entrada. La temperatura de entrada y salida del propano se mantienen constantes. El propano regresa a la succión del compresor ligeramente arriba de -40°F , el calor absorbido por el propano es:

$$h_A - h_D \text{ (Ec. 11)}$$

Un chiller típico, tiene dos zonas de transferencia de calor, la primera es el intercambio del propano en ebullición con el gas arriba del punto de rocío, en la cual solo estará envuelto el calor sensible, y la segunda zona que tiene vapores de condensación de la corriente de proceso y propano en ebullición, lo que da un coeficiente de transferencia de calor general mucho más alto. Para completar el ciclo, el propano en fase vapor deja el chiller y va al tambor de succión antes de ser comprimido de nuevo. El rendimiento del ciclo de refrigeración normalmente se expresa en términos del coeficiente de eficiencia (COP), que es la relación entre la refrigeración obtenida sobre el trabajo requerido.

$$COP = \frac{(h_A - h_D)}{(h_B - h_A)} = \frac{f * (h_A - h_D^l)}{w_S} \text{ (Ec. 12)}$$

2.4.3 Plantas Turbo-Expander

Este tipo de proceso para el tratamiento del gas con una alta recuperación de líquidos fue desarrollado a inicios de 1960. El proceso se caracteriza por alcanzar temperaturas muy bajas y licuar una gran cantidad del etano y los compuestos hidrocarburos más pesados. El gas que entra al equipo a alta presión se expande, suministrando el trabajo necesario para mover el eje de una turbina, esto produce la reducción de la entalpía del gas causando una fuerte caída de la temperatura, incluso mayor que la alcanzada en un proceso Joule-Thomson. El turbo-expander utiliza la energía removida del gas por la caída de presión para mover un compresor, el cual ayuda a recomprimir el gas a un punto cercano a la presión de ventas. (Stewart, 2014)

De acuerdo con Yoon, S., Binns, M., Park, S. Y Kim, J. (2017) el turboexpander es comúnmente utilizado debido a su alta eficiencia energética y su rendimiento de recuperación de etano en comparación con otras tecnologías.

De acuerdo con Olsen et al. (2012) los procesos típicos con turboexpander pueden operar a -10°F para control de dew point y a -40°F para recuperación de propano. Sin embargo, los expansores tienen una gran cantidad de equipos asociados con el proceso para enfriar aún más el gas y separar los LGN. Se puede utilizar para recuperar altas cantidades de etano de forma más económica que la refrigeración o criogenia. Los turboexpansores tienen uno de los mayores capitales de inversión, próximo a los de criogenia. Además, que las turbinas utilizadas en el proceso tienen tolerancias muy estrictas y requieren un extenso mantenimiento regular y preventivo para que los alabes no se dañen durante el funcionamiento normal.

Ventajas

- Fuerte efecto de enfriamiento.

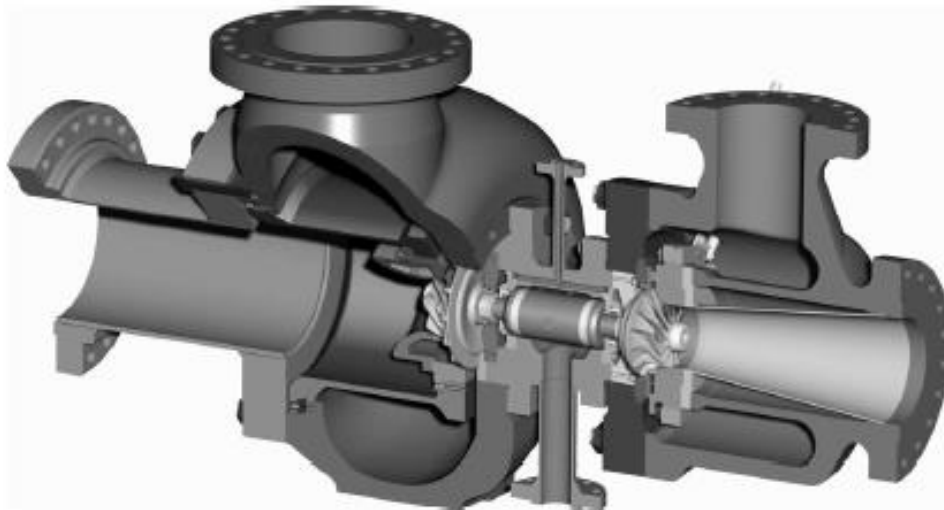
- Uso de energía libre del gas a alta presión.
- Son muy eficientes para recuperar altos niveles de C_2+ .

Desventajas

- Muchos equipos asociados en el proceso.
- Gran capital de inversión.
- Requiere mantenimientos extensivos y preventivos.

Figura 8.

Vista de corte de un turboexpander.



Nota: Adaptado de Kidnay, A. y Parrish, W. (2006). Fundamentals of natural gas processing.

En la figura se ve un corte de un turboexpander, el cual es la unidad de la derecha y el compresor es la unidad la izquierda. El gas entra a través de la tubería de la parte superior y es guiado sobre la rueda por los alabes guías ajustables de forma aerodinámica, que rodean

completamente la turbina de expansión. El gas de entrada, que gira a alta velocidad transfiere parte de su energía cinética a la rueda y el eje haciéndolos girar, para luego salir hacia la derecha a través de la boquilla cónica. Debido a que parte de la energía del gas se ha transferido a la rueda, el gas de salida está a una temperatura y presión mucho más bajas que el gas de entrada. La rueda de expansión, acoplada directamente a la rueda del compresor, proporciona el trabajo necesario para impulsar el compresor centrífugo de la izquierda.

El gas de baja presión entra en la sección recta de la izquierda, donde es comprimido por la rueda del compresor y sale por la parte superior de la unidad. El aceite lubricante entra por el puerto superior mostrada en el centro de la unidad. Cerca del 50% del cambio de entalpia ocurre en la turbina, el incremento de velocidad sobre los alabes guía resulta en otro 50% del total de la caída de presión y temperatura a lo largo de la unidad. Por lo cual, los alabes guía a la entrada son parte vital del proceso de conversión de energía. La alta velocidad del gas que sale de los alabes y entra en la rueda del expansor mejora en gran medida la eficiencia general del mismo.

De acuerdo con Kidnay, A. y Parrish, W. (2006) las siguientes son consideraciones para un proceso con turboexpander:

Arrastre: el gas que ingresa al turboexpansor debe estar libre de sólidos y líquidos. Se utilizan pantallas de malla fina para proteger el dispositivo y se debe monitorear la caída de presión en la pantalla.

Sellos de gas: este gas aísla el gas de proceso del aceite lubricante o aísla el gas de proceso del eje si se utilizan cojinetes magnéticos, y debe estar limpio y disponible constantemente a la presión de funcionamiento.

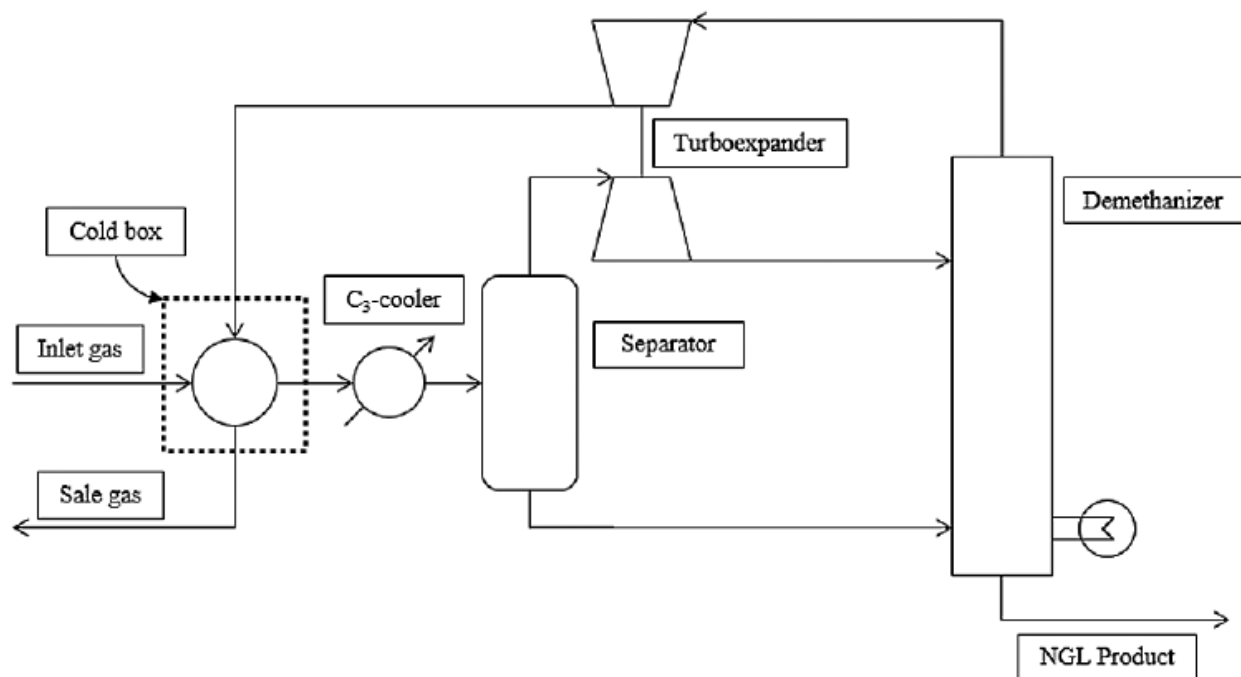
Bombas de lubricante: estas bombas deben mantener un flujo constante para lubricar los cojinetes si se utiliza aceite. Es obligatoria una bomba de repuesto.

Válvulas de cierre: se utiliza una válvula de cierre rápido para cerrar la succión durante el encendido y apagado.

Al igual que con los compresores centrífugos, se necesita un control anti surge.

Figura 9.

Configuración básica de un turboexpander para recobro de NGL.



Nota: Adaptado de Yoon et al. (2017) Development of energy-efficient processes for natural gas liquids Recovery. Elsevier: Energy 128 (2017) 768-775.

2.4.4 Otros procesos de recuperación de condensados

2.4.4.1 Absorción por aceite pobre. Según Olsen et al. (2012) este proceso ha sido usado desde 1910, el principio básico es pasar el gas natural a través de una corriente de aceite pobre, permitiendo absorber los NGL. Normalmente el peso molecular del aceite es de 100 a 150, siendo el de 100 más eficiente para remover condensados livianos. Después que el NGL ha sido absorbido, al aceite rico es enviado a una torre de destilación en la cual son separados los componentes.

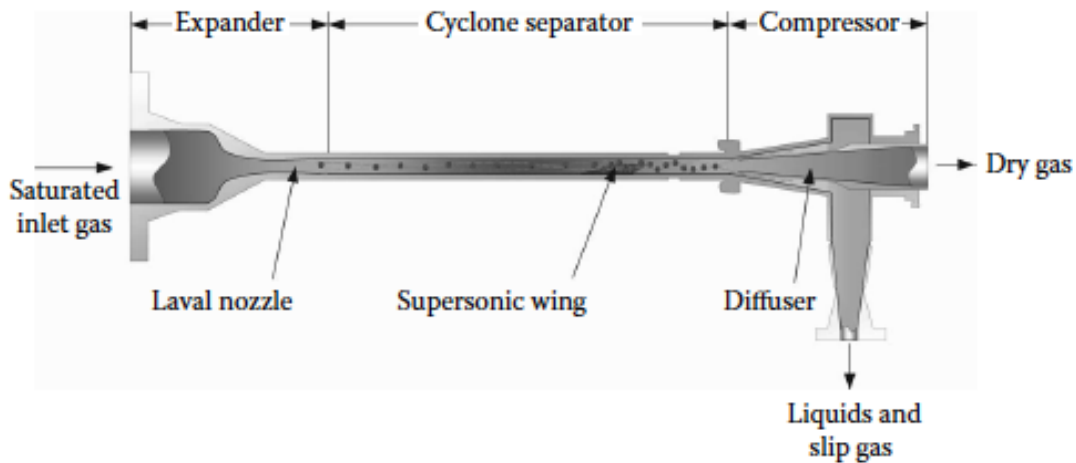
El NGL separado es enviado a otro sistema para continuar su procesamiento, mientras el aceite pobre con algo de metano y etano son recuperados y enviados de vuelta al proceso para su continuidad. Desde que existe este proceso, siempre han existido mejores técnicas para remover los líquidos del gas, debido a que requiere grandes equipos y gran espacio físico en el que operar junto con grandes calentadores para alimentar la torre de destilación. Otros métodos son capaces de obtener mejores recobros de NGL con mejores eficiencias a costos más bajos y menor huella física.

2.4.4.2 Separación con membranas. En el proceso de membranas, una corriente de gas a alta presión es pasado a través de una fibra polimérica o cerámica, mientras se mantiene una baja presión del otro lado de la membrana. El gas más permeable pasa a través de la membrana. Debido a la alta permeabilidad el CO₂ y el H₂S muchas aplicaciones en el gas natural son para remover gases ácidos. Las membranas permeables a los hidrocarburos son hechas de polímeros vítreos que presentan una alta permeabilidad con respecto a los mismos (C₆+). (Mokhatab, Poe, & Mak, 2019)

2.4.4.3 Twister

Figura 10.

Vista de corte de un twister.



Nota: Adaptado de Kidnay, A. y Parrish, W. (2006). Fundamentals of natural gas processing.

Es usado para el control del punto de rocío y deshidratación del gas natural, el gas entra y se expande a través de una boquilla a velocidad supersónica, generando la caída de presión y temperatura que provoca la nucleación de gotitas de condensados. La mezcla de dos fases entra en contacto con un alabe que crea un remolino e induce la separación de las fases por la fuerza centrífuga. El gas y el líquido se separan en el difusor, en donde el líquido se recoge en las paredes y el gas seco sale por el centro. Es un sistema simple, que no requiere partes móviles o sistemas utilitarios para su funcionamiento, tiene un tamaño pequeño y bajo peso. Un equipo de 1" de diámetro y 6 ft de largo, puede procesar 35 MMscfd a 1450 psia. Es impulsado por la relación de presión y no la presión absoluta. La caída de presión general es relativamente baja, debido a que el sistema recupera del 65 al 80% de la presión original. Tiene alta eficiencia isentrópica, alrededor

del 90% en comparación con el 75 al 85% del turbo expansor. Los inconvenientes del sistema son que se requiere una alimentación limpia, debido a que los sólidos erosionan la tubería y el alabe, requiriendo un filtro separador de entrada. Además, que la capacidad de cobertura es limitada, por lo que la variabilidad del flujo está limitada a $\pm 10\%$ del flujo diseñado. Esta limitación se podría mitigar mediante el uso de varios tubos en paralelo. (Kidnay, A. y Parrish, W., 2006).

2.5 Estabilización de condensados

El proceso de remover del condensado los hidrocarburos livianos para ser recombinados con el gas, y a su vez incrementar la cantidad de componentes hidrocarburos intermedios (C_3 a C_5) y pesados (C_{6+}) se conoce como estabilización de condensados. Este proceso tiene como objetivo primordial reducir la presión de vapor del líquido para que no se produzca un flasheo de vapores en los tanques a presión atmosférica. La estabilización de condensados generalmente tiene una especificación de presión de vapor conocida como Presión de Vapor Reid (RVP), la cual es definida por las autoridades para limitar el límite de hidrocarburos que pueden ser liberados durante el almacenamiento y transporte. Generalmente el RVP está entre 5 a 8 psia, pero para lugares elevados la presión atmosférica es menor, por lo cual requiere un menor RVP, permitiendo unos márgenes seguros.

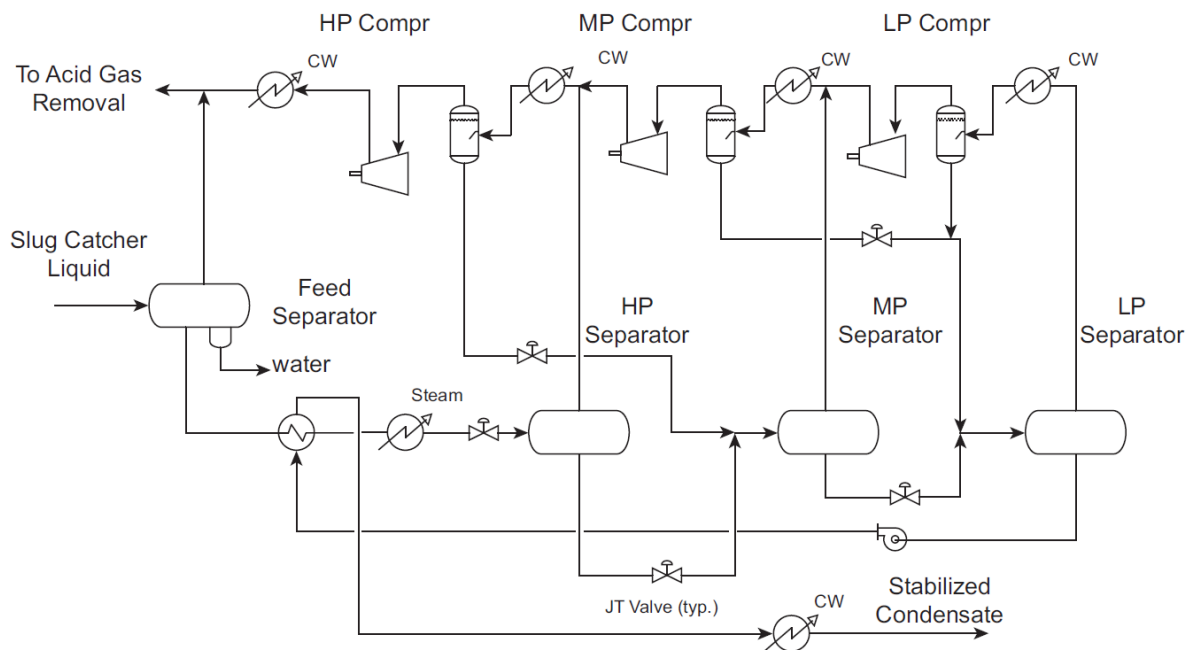
Un proceso básico de estabilización de condensados es la separación flash en cascada, consiste en múltiples etapas de separación y compresión, lo cual es común en facilidades costa afuera por su simplicidad, aunque su eficiencia y rendimiento de condensados sea menor.

El principio básico de este proceso es remover los componentes livianos flasheando los hidrocarburos en varias etapas de menor presión. El condensado también puede ser calentado para remover los componentes livianos. Los equipos de este proceso pueden ser muy compactos, lo

cual es ventajoso para facilidades costa afuera donde el espacio es limitado. Sin embargo, el rendimiento de condensados es bajo, particularmente cuando se requiere alcanzar un requerimiento bajo de RVP. Este proceso es más adecuado para el procesamiento de crudo o condensados pesados. Un sistema típico de separación flash en cascada es mostrado en la figura 11, donde el condensado es flasheado y separado en tres etapas sucesivas a 500, 100 y 15 psig, donde el gas puede ser usado como combustible o enviado a la tea en facilidades tempranas. Generalmente, los vapores son recomprimidos y enviados a la succión de la etapa anterior. La descarga de los compresores es enfriada y los líquidos recuperados son mezclados con los condensados para reducir las pérdidas.

Figura 11.

Tren de estabilización en cascada convencional.



Nota: Adaptado de Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Saeid Mokhatab, William A. Poe, John Y. Mak 2019. Gulf Professional Publishing (2019) Cambridge, USA.

3. Generalidades del campo

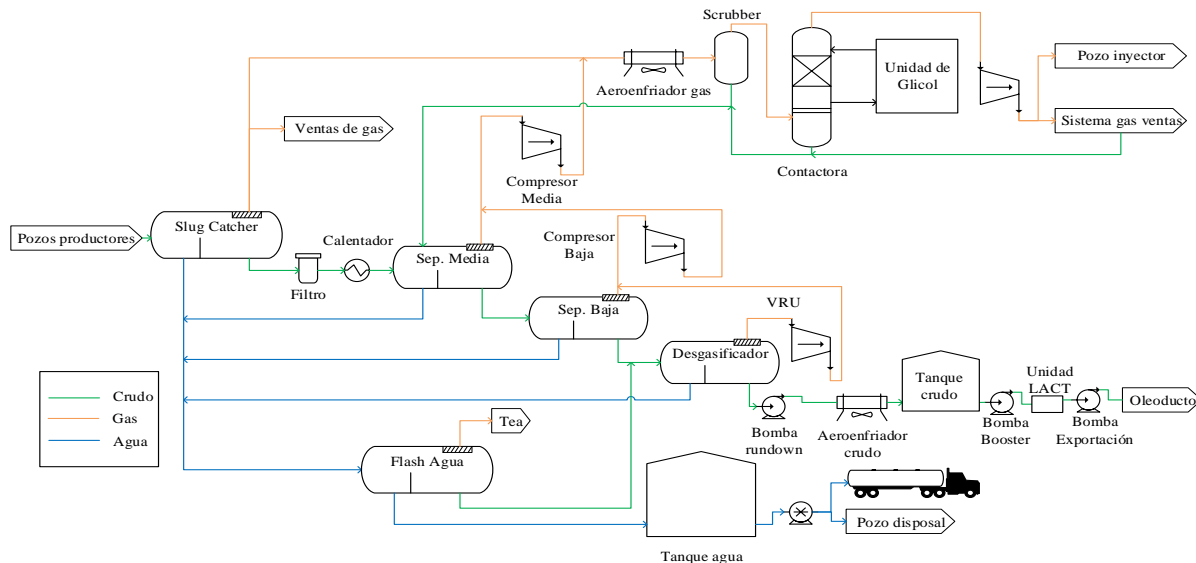
3.1 Ubicación del campo

El campo “Esperanza” se encuentra ubicado en el área del Piedemonte llanero, a 15 kilómetros noroeste de la ciudad de Yopal en el departamento del Casanare, Colombia. Este campo de gas condensado está compuesto por dos secciones: la primera conformada por los pozos y líneas de flujo que abarcan las facilidades externas de producción, y la segunda por las facilidades centrales de producción, tratamiento, almacenamiento y transporte de los fluidos a otras áreas. De las corrientes producidas, el crudo tratado es enviado por oleoducto; el gas es vendido, es reinyectado y es usado para autogeneración de energía; mientras el agua de producción reinyectada en un pozo disposal.

3.2 Descripción general del proceso en la planta

Figura 12.

Diagrama de flujo general del proceso en la planta



Como se observa en la figura 12, el proceso inicia en los diferentes pozos productores del campo, los cuales envían su producción conformada por una mezcla multifásica de crudo liviano, gas y agua, hacia las facilidades centrales a través de una troncal principal que se conecta al manifold de entrada, el cual lleva toda la producción al slug catcher donde ocurre la primera etapa de separación trifásica, este equipo opera aproximadamente a 604 psig y 131.1° F.

El crudo separado en el slug cácher es pasado a través de un filtro de arena para remover sólidos producto de la perforación, el fluido una vez filtrado pasa por un calentador de crudo (intercambiador de tubos y coraza) que aumenta la temperatura de 120°F a 150°F para evitar la formación de parafinas y facilitar la estabilización del aceite. Después, el hidrocarburo es dirigido a los trenes de separación, los cuales están compuestos por tres etapas de separación en cascada: separadores de media presión que operan a 150 psig y 150°F, separadores de baja presión que operan a 35 psig y 135°F, y un tambor desgasificador que opera a 1 psig y 123°F. En cada separador se separan el crudo, el gas y el agua. El crudo que sale del desgasificador es enviado hacia un

aeroenfriador para permitir un almacenamiento seguro y lograr el TVP requerido (menos de 12.3 psia), de allí es enviado a los tanques de almacenamiento, donde se realiza la medición estática de la producción para posteriormente ser bombeado por oleoducto el crudo de 51.81 °API.

El gas producido en el tambor desgasificador, es enviado a una unidad recuperadora de vapores (VRU) para aumentar su presión a 30 psig (110°F), esta corriente se mezcla con el gas proveniente de los separadores de baja presión y es enviado a unidades de compresión, donde el gas es comprimido hasta 150 psig (110°F) y se mezcla con el gas proveniente de los separadores de media presión para posteriormente ser nuevamente comprimido a 600 psig (110°F) y finalmente mezclado con el gas proveniente del slug cácher. Para controlar el aumento de temperatura resultado de la compresión, cada compresor de proceso cuenta con aeroenfriadores interetapa que regulan la temperatura de descarga a 110°F. El proceso continua con el gas húmedo que sale del slug catcher (201.06 lb H₂O/MMscf) que es dividido en dos partes: una enviada a dos compresores boosting que despachan el gas a una corriente de ventas y la otra es dirigida hacia los aeroenfriadores de gas de proceso con el objetivo de lograr 110°F a la salida de estos. Los condensados y agua producidos en los aeroenfriadores son recogidos en separadores de proceso (scrubber) y dirigidos a los separadores de media presión, mientras el gas húmedo (110.2 lb H₂O/MMscf) continúa fluyendo hacia las torres contactoras de trietilenglicol (TEG) donde es deshidratado (4 lb H₂O/MMscf).

Las torres contactoras de TEG remueven el agua del gas, donde el gas húmedo entra cerca del fondo de la contactora y fluye hacia arriba a través de la columna empaquetada, mientras el glicol pobre entra cerca de la parte superior y fluye hacia debajo de la misma, teniendo un contacto íntimo con la corriente de gas ascendente. El flujo en contracorriente permite la absorción del agua contenida en el gas. El sistema de Glicol tiene un skid de regeneración el cual remueve el agua

contenida en la corriente de Glicol Rico y hace posible que pueda usarse de nuevo en la remoción del agua de la corriente del gas. Posteriormente, el gas seco es entregado a los compresores de inyección los cuales despachan el gas seco hacia dos destinos: las líneas de inyección que conectan con los pozos de inyectores y el sistema de ventas de gas (10 MMscfd) que es objeto de estudio de este trabajo.

El agua obtenida de los procesos de separación es enviada a un tambor flash para retirar trazas de gas y crudo, luego es almacenada en un tanque para posteriormente ser reinyectada o cargada por carrotanques.

3.3 Generalidades del sistema de gas ventas

Este sistema fue diseñado posterior a la operación de la planta para acondicionar y medir una corriente de 10 MMSCFD de gas natural tomada de los compresores de inyección y alimentar el gasoducto de 17,56 km que conecta el campo con el punto de entrega cumpliendo las condiciones de venta requeridas:

Tabla 2.

Especificaciones de entrega a ventas

Variable	Valor	Unidad
Rango de presión	1200-1100	psig
Temperatura	40 - 120 (Objetivo: 110)	°F
HHV	950 - 1200	BTU/ SCF
Cricondentermica	81	°F
H2O	< 6	Lb / MMSCFD

H2S	3	ppm
N2	3	% vol
CO2	2 – 5	% vol
Contenido de gases inertes (N2 + O2)	5	% vol

3.4 Descripción del proceso del sistema de gas ventas

La planta de ventas de gas recibe un total de 10 MMSCFD de gas natural dividido en dos corrientes: una corriente de gas frío por una línea de 3” que se toma del cabezal de compresión y una corriente de gas caliente de la línea de descarga de la tercera etapa de los compresores de inyección en 3”, sin pasar por los aerofriadores interetapa. Esta última corriente fue construida para ajustar la temperatura del gas y evitar el enfriamiento excesivo al bajar la presión de la corriente de presión de inyección (~5600 psig) a presión de entrega (~1200 psig).

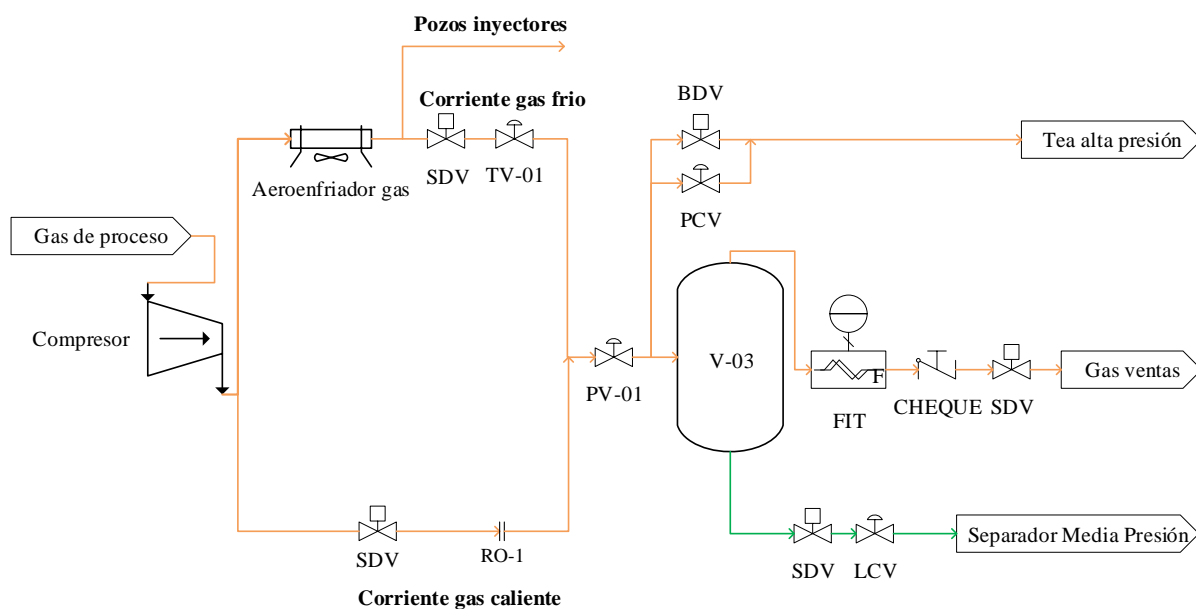
El sistema de acondicionamiento de la planta de gas ventas consta de una válvula de control de temperatura (TV-01) que permite el paso de gas frío (proveniente de la corriente aguas debajo de los aerofriadores de los compresores de inyección), una platina de orificio (RO-1) que regula la presión de gas caliente (proveniente de la corriente aguas arriba de los aerofriadores de los compresores de inyección), una válvula de control de presión (PV-01) que regula la presión de la mezcla de gas frío y gas caliente, y un separador bifásico (V-03) que permite la recolección de los hidrocarburos que pudiesen llegar a condensar el gas natural tras la despresurización. El separador V-03 está provisto de un eliminador de niebla o demister diseñado para la retención de gotas mayores a 10 μm , el cual impide el arrastre de líquido y aceite lubricante contaminante con el gas de venta. El material condensado recolectado es enviado al separador de media presión de la planta y el gas natural libre de condensados pasa a la estación de medición de gas de venta equipada con

un medidor tipo Coriolis, que posee un rango de medición entre 1 y 11 MMSCFD. Este medidor, infiere el flujo volumétrico a partir del flujo másico y la densidad obtenidas con base en la medición de las fuerzas Coriolis en un tubo que es forzado a vibrar a la frecuencia de resonancia natural del fluido. Luego de medirse el flujo volumétrico del gas de venta, este es transportado por una tubería de 3" hasta el gasoducto en el límite de batería de la planta, a las condiciones finales de 1200 psig y 110°F. La temperatura de entrega del gasoducto de 110°F se controla con la regulación del flujo de gas frío a través la válvula TV-01, de acuerdo con las condiciones de entrada se necesita mayor o menor proporción de gas frío en la mezcla.

Adicionalmente, el sistema cuenta con válvulas de seguridad (SDV) en las líneas de gas caliente, gas frío, gas ventas y condensados en caso de parada de emergencia, al igual que con una válvula de control de presión (PCV) para aliviar posibles presurizaciones en el separador y una válvula de despresurización (BDV) en caso de requerir llevar la presión del sistema a cero.

Figura 13.

Diagrama de flujo del sistema de gas ventas.



3.5 Condiciones de operación por diseño

A continuación, se detallan las condiciones de cada corriente bajo las cuales el sistema fue concebido inicialmente por el diseño para operar:

Tabla 3.

Parámetros de diseño para corriente de gas caliente.

Gas caliente		
Variable	Valor	Unidad
Presión de operación	5500 - 5650	psig
Temperatura de operación	230 - 275	°F
Presión de diseño de la línea	6300	psig
Temperatura de diseño de la línea	345	°F

Tabla 4.

Parámetros de diseño para corriente de gas frío.

Gas frío		
Variable	Valor	Unidad
Presión de operación	5300-5500	psig
Temperatura de operación	120 - 130	°F
Presión de diseño de la línea	6300	psig
Temperatura de diseño de la línea	345	°F

Tabla 5.

Parámetros de diseño para corriente de gas caliente a la salida de RO-01.

Gas caliente a la salida de RO-01		
Variable	Valor	Unidad
Presión de regulación	3000	psig
Temperatura de salida	202 – 248	°F

Tabla 6.

Parámetros de diseño para corriente de gas frío a la salida de TV-01.

Gas frío a la salida de TV-01		
Variable	Valor	Unidad
Presión de regulación	3000	psig
Temperatura de salida	98 – 107	°F

Tabla 7.

Parámetros de diseño para corriente mezcla de gas caliente y frío aguas arriba PV-01.

Mezcla de gas caliente y frío aguas arriba PV-01		
Variable	Valor	Unidad
Presión de mezcla	3000	psig

Tabla 8.

Parámetros de diseño para corriente Mezcla de gas caliente y frio aguas abajo PV-01.

Mezcla de gas caliente y frio aguas abajo PV-01		
Variable	Valor	Unidad
Presión de expansión	1230	psig
Temperatura de salida	110	°F

Tabla 9.

Parámetros de diseño para separador V-03.

Separador V-03		
Variable	Valor	Unidad
Presión de operación	1225	psig
Temperatura de operación	105	°F
Presión de diseño	1350	Psig
Temperatura de diseño	150	°F

Tabla 10.

Parámetros de diseño para entrada al gasoducto.

Entrada al gasoducto		
Variable	Valor	Unidad
Presión de operación	1200	psig
Temperatura de operación	100 – 110 °F	°F

Con base en las anteriores condiciones operativas, en la tabla. Se detallan los límites normales y máximos de operación del sistema de gas ventas en la tabla 11.

Tabla 11.

Tabla límite de operación del sistema de gas ventas

Descripción / Ubicación	Unidades	Alarma / TRIP			
		HH	H	L	LL
Temperatura aguas abajo PV-01	°F	140	128	50	
Presión V-03	psig	1289	1260	1180	1130
Nivel V-03	%		50	45	40
Presión salida de vasija V-03	psig	1289	1260	1150	1100

3.6 Condiciones de operación actuales y composiciones

Actualmente, debido a la variación en la producción, la entrada de nuevas facilidades y pozos inyectores al campo, algunas condiciones operativas de equipos y corrientes han cambiado, por ello para poder tener mayor precisión en la descripción del sistema se tomaron los parámetros de ajuste actuales del sistema de compresión, al igual que se registró durante un periodo de 110 días los datos actuales disponibles de las corrientes del sistema de gas ventas para definir escenarios máximo, promedio y mínimo para cada línea, los cuales se registran a continuación.

Tabla 12.

Condiciones actuales de operación del sistema de compresión y ventas.

Sistema de compresión		
Variable	Valor	Unidad
Presión succión 1 etapa	566	psig
Temperatura succión 1 etapa	110	°F
Presión descarga 1 etapa	1148	psig

Presión de succión 2 etapa	1311	psig
Temperatura succión 2 etapa	130	°F
Presión de descarga 2 etapa	2505	psig
Presión succión 3 etapa	2497	psig
Temperatura succión 3 etapa	130	°F
Presión descarga 3 etapa	5476	psig
Caída presión aerofriador 3 etapa	5	psig
Temperatura salida aerofriador 3 etapa	130	°F
	Máximo: 5171	
Presión expansión gas caliente	Promedio: 4875	psig
	Mínimo:4580	
	Máximo: 1227	
Presión expansión mezcla	Promedio: 1223	psig
	Mínimo:1218	
	Máximo: 106	
Temperatura expansión mezcla	Promedio: 100	°F
	Mínimo:94	
	Máximo: 1220	
Presión salida	Promedio: 1215	psig
	Mínimo: 1210	

Tabla 13.

Condiciones operativas tren de estabilización de crudo.

Sistema	Variable	Valor	Unidad
Corriente Producción Pozos	Flujo molar	596.6	MMscfd
Slug catcher	Presión	604	Psig

	Temperatura	131.1	°F
Filtro arena	Caída presión	3	Psig
	Caída presión	10	Psig
Calentador crudo	Temperatura salida	152.9	°F
Separador media	Presión	133.2	Psig
Separador baja	Presión	24.6	Psig
Desgasificador	Presión	1.3	Psig
Flash de agua	Flujo molar salida crudo	0	MMscfd
Corriente condensados	Temperatura	88.19	°F
scrubber/contactora a	Presión	144.1	Psig
separador de media	Flujo molar	2.024	MMscfd
	Cantidad	2	Unidad
Bombas Rundown	Tasa de flujo por bomba	0.5	Fracción
(Centrifugas)	Presión descarga	80.9	Psig
	Eficiencia adiabática	75	%
	Caída presión	10	Psig
Aeroenfriador de crudo	Temperatura salida	102.6	°F
	Presión de entrada	-0.9124	Psig
	Tasa Flujo por tanque	0.5	Fracción
Tanques almacenamiento	Diámetro	60	ft
	Altura	36	ft
	TVP @ 105°F	<12.3	Psia
RVP	RVP @ 100°F	<10.5	Psia
	Presión descarga	166.4	Psig
Bomba Booster (Centrifuga)	Eficiencia adiabática	100	%
	Caída presión	4.4	Psig
Unidad LACT	Presión descarga	2180	Psig

Bomba Exportación (Centrifuga)	Eficiencia adiabática	100	%
Oleoducto	Presión entrada	1460	Psig

Tabla 14.

Composición molar de la corriente de compresión y entrada al sistema de gas ventas.

Componente	% Molar
CO2	3.6165%
Nitrógeno	0.5726%
Metano	79.8548%
Etano	8.9031%
Propano	3.7400%
i-Butano	0.8834%
n-Butano	1.0672%
i-Pentano	0.3989%
n-Pentano	0.2564%
C6*	0.5662%
C7-C10*	0.1317%
C11-14*	0.0002%
H2S	0.0002%
H2O	0.0084%
C6* - Propiedades base	
Peso molecular	84.8100
Punto normal de ebullición [°F]	144.8000
Densidad ideal Liquido [lb/ft3]	43.1200
C7-C10* - Propiedades base	

Peso molecular	117.7900
Punto normal de ebullición [°F]	267.2000
Densidad ideal Liquido [lb/ft3]	48.1100
C11-14* - Propiedades base	
Peso molecular	174.5300
Punto normal de ebullición [°F]	433.6000
Densidad ideal Liquido [lb/ft3]	51.3300

Tabla 15.

Composición molar de la corriente de producción pozos y condensados scrubber.

Componente	Producción pozos	Condensados scrubber
	% Molar	% Molar
CO2	3.2459%	0.8832%
Nitrógeno	0.5087%	0.0221%
Metano	71.0573%	8.3173%
Etano	8.0265%	3.9465%
Propano	3.5108%	4.8923%
i-Butano	0.8947%	2.4743%
n-Butano	1.1347%	4.0308%
i-Pentano	0.5118%	3.0557%
n-Pentano	0.3577%	2.4630%
C6*	1.1830%	11.4775%
C7-C10*	1.7486%	15.7232%
C11-14*	0.5407%	0.4454%
C15-20*	0.3017%	0.0032%
C21-29*	0.0928%	0.0000%

C30+*	0.0175%	0.0000%
H2S	0.0002%	0.0001%
H2O	6.8675%	42.2656%

Tabla 16.

Propiedades base para compuestos C15-20*, C21-29* y C30+.

C15-20* - Propiedades base	
Peso molecular	239.6
Punto normal de ebullición [°F]	576.8
Densidad ideal Liquido [lb/ft3]	52.53
C21-29* - Propiedades base	
Peso molecular	338.1
Punto normal de ebullición [°F]	736.2
Densidad ideal Liquido [lb/ft3]	54.66
C30+* - Propiedades base	
Peso molecular	545.6
Punto normal de ebullición [°F]	954.6
Densidad ideal Liquido [lb/ft3]	56.33

Nota: Las propiedades base para C6*, C7-C10*, C11-14* se encuentran descritos en la tabla 14.

3.7 Recuperación actual de condensados por datos históricos

De acuerdo con entrevista al operador de sala de control en la planta, en las condiciones normales de operación del sistema, la válvula que regula el nivel en el separador permanece cerrada sin evacuar líquidos. Esta válvula de control de nivel emplea un sistema On – Off, cuando el nivel en la vasija llega al 50% abre completamente para evacuar los líquidos y cuando el nivel se encuentra por debajo del 45% se cierra nuevamente. De este modo, para determinar el contenido

de la recuperación de condensados en el separador V-03 con las condiciones de operación actuales, se utilizarán los datos históricos de nivel en el separador para inferir si se produce aumentos en la variable que genere la apertura de la válvula de control para evacuar condensados del sistema. El resumen de los datos analizados se muestra en la tabla 17.

Tabla 17.

Datos de nivel en separador V-03.

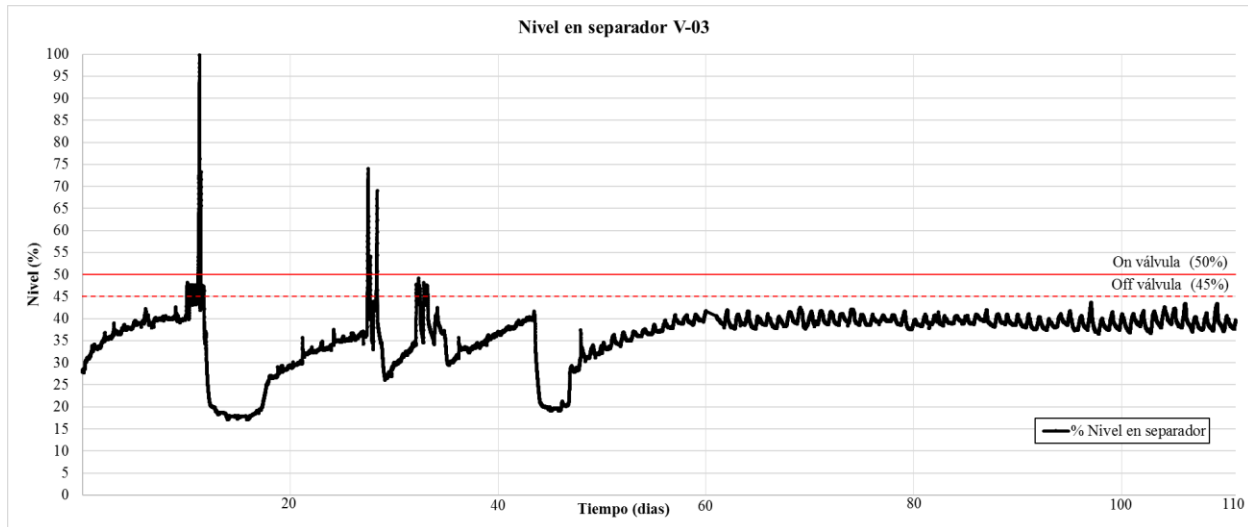
Variable	Valor
Rango de datos [días]	110.00
Intervalo entre datos [minutos]	5.00
Cantidad de datos	31557.00
Media	36.11
Mediana	38.30
Moda	38.97
Desviación estándar	6.43
Curtosis	7.00
Media + Desviación estándar	42.55
Media - Desviación estándar	29.68
Numero de Datos válvula abierta (50% - 45%)	143
% Datos válvula abierta (50% - 45%)	0.45%

Como se observa en la tabla, se recolecto información de nivel en el separador V-03 durante 110 días, con intervalos entre datos de 5 minutos para un total de 31557 datos registrados, para poder estimar de forma representativa el comportamiento del nivel en la vasija. Se realiza un análisis estadístico descriptivo básico, en el cual se determina que la media del % de nivel en el

separador acorde a la muestra es de 36.11 %, con desviación estándar de 6.43 %, lo cual indica que el rango representativo de nivel se encuentra entre 29.68 % a 42.55 %, al restar y sumar respectivamente la desviación estándar a la media. El nivel donde abre la válvula de control es 50% y el nivel en que cierra posterior a la apertura es 45%, estos valores se encuentran por encima del rango representativo (29.68% a 42.55%), es decir que el nivel en el separador no logra aumentar lo suficiente para abrir la válvula de nivel, y por el contrario esta se encuentra cerrada debido a que el nivel es inferior a 45% sin aportar condensados al sistema. De acuerdo con Sanjuan, Javier (2018) cuando la curtosis es >3 , como en este caso (7.0), la muestra tiene una distribución leptocúrtica, lo que quiere decir que existe una gran concentración de valores entorno a la media e indicaría que la mayoría de los valores de nivel en el separador de la muestra se encuentran concentrados cercanos al orden de 36.11% dando mayor confiabilidad a que el rango representativo abarca los diferentes valores de nivel en la vasija. Adicionalmente, se realiza la segmentación de los datos en los periodos donde se alcanza el nivel de 50% (apertura válvula de nivel) hasta que nuevamente se llega al nivel del 45% (cierre de la válvula), que concerniría a los ciclos en los cuales se produjo condensación, con lo cual se registran solo 143 datos de 31557 (0.45% del total). Revisando en detalle con el área de operaciones del campo, estos datos correspondieron a tres eventos atípicos asociados a problemas operacionales en el sistema de gas ventas los días 12, 28 y 29 del registro, y no representan las condiciones normales de operación del sistema dentro de las cuales no se produce condensación en el sistema. Para validar esta información se grafica el perfil de nivel en la vasija en función del tiempo (110 días), el cual se muestra en la figura 14.

Figura 14.

Perfil de nivel en separador V-03 en el tiempo.

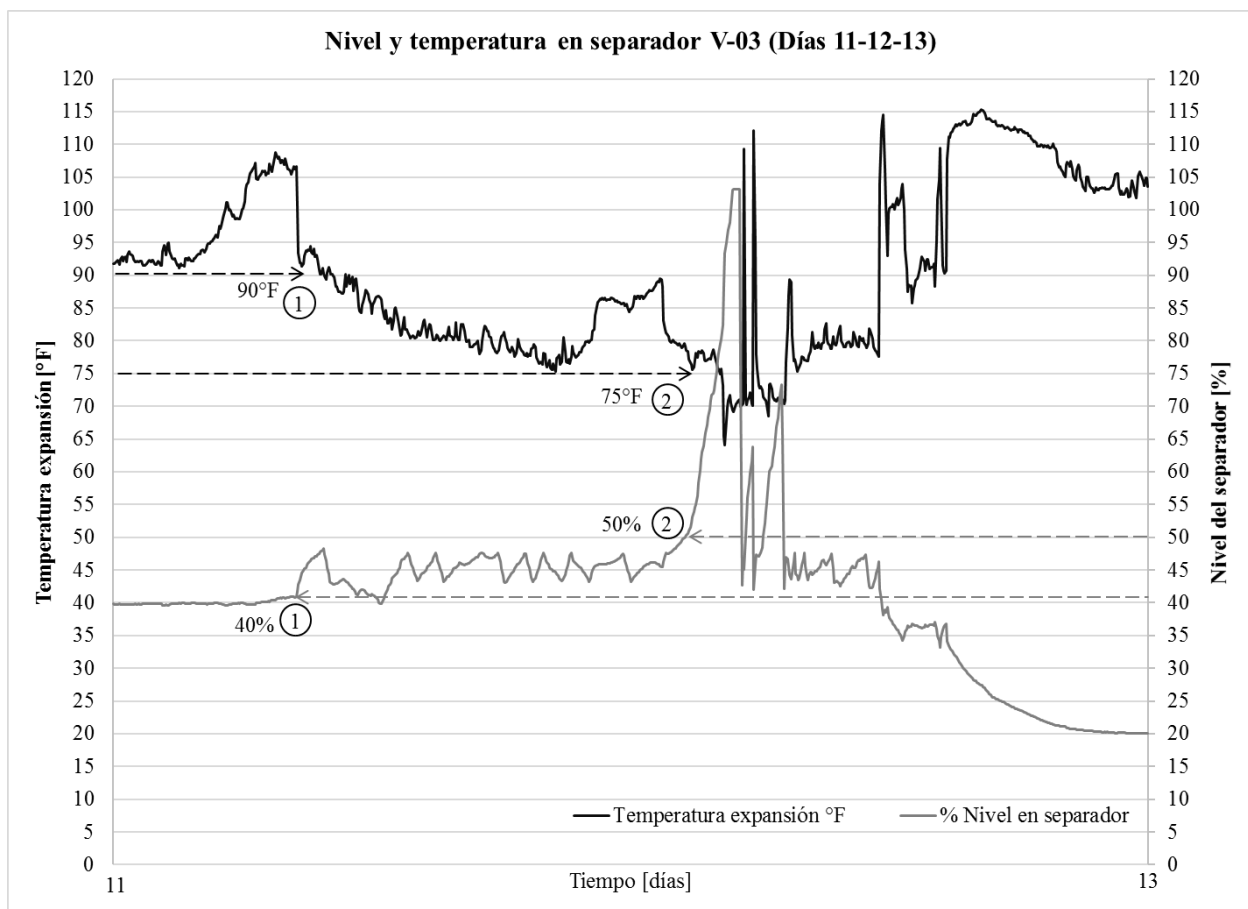


En la figura se puede analizar que en condiciones normales el nivel se mantiene estable de 35% a 40% con leves fluctuaciones asociadas a cambios de temperatura ambiente, sin lograr alcanzar el nivel de apertura del 50% (válvula de nivel se mantiene cerrada por debajo de este nivel), por lo que la condensación bajo esas condiciones de operación no es significativa y se considera 0. Del mismo modo, se reflejan los eventos operacionales que generaron picos de nivel debido a fallas en el suministro de gas caliente generando una reducción drástica de la temperatura por fuera de los parámetros de operación que produce la condensación subida en el sistema. En la figura 15, se observa el perfil de temperatura y nivel en el separador para los días 11, 12 y 13 de los datos. En el punto 1, se observa que cuando la temperatura de expansión de la corriente de gas cae por debajo de 90°F se comienza a generar un incremento de nivel en el separador desde el 40%. A medida que la temperatura continúa reduciéndose hasta el punto 2 a 75°F, el nivel en el separador alcanza el 50% y se produce el comando de apertura de la válvula de nivel haciendo que

el nivel más adelante se reduzca, sin embargo como la condición de baja temperatura asociada a la falla de suministro de gas caliente en el sistema se mantiene, se continua produciendo condensación hasta que finalmente la temperatura supera los 90°F y el nivel se estabiliza al final del gráfico.

Figura 15.

Nivel y temperatura en separador V-03 días 11, 12 y 13 de la muestra.

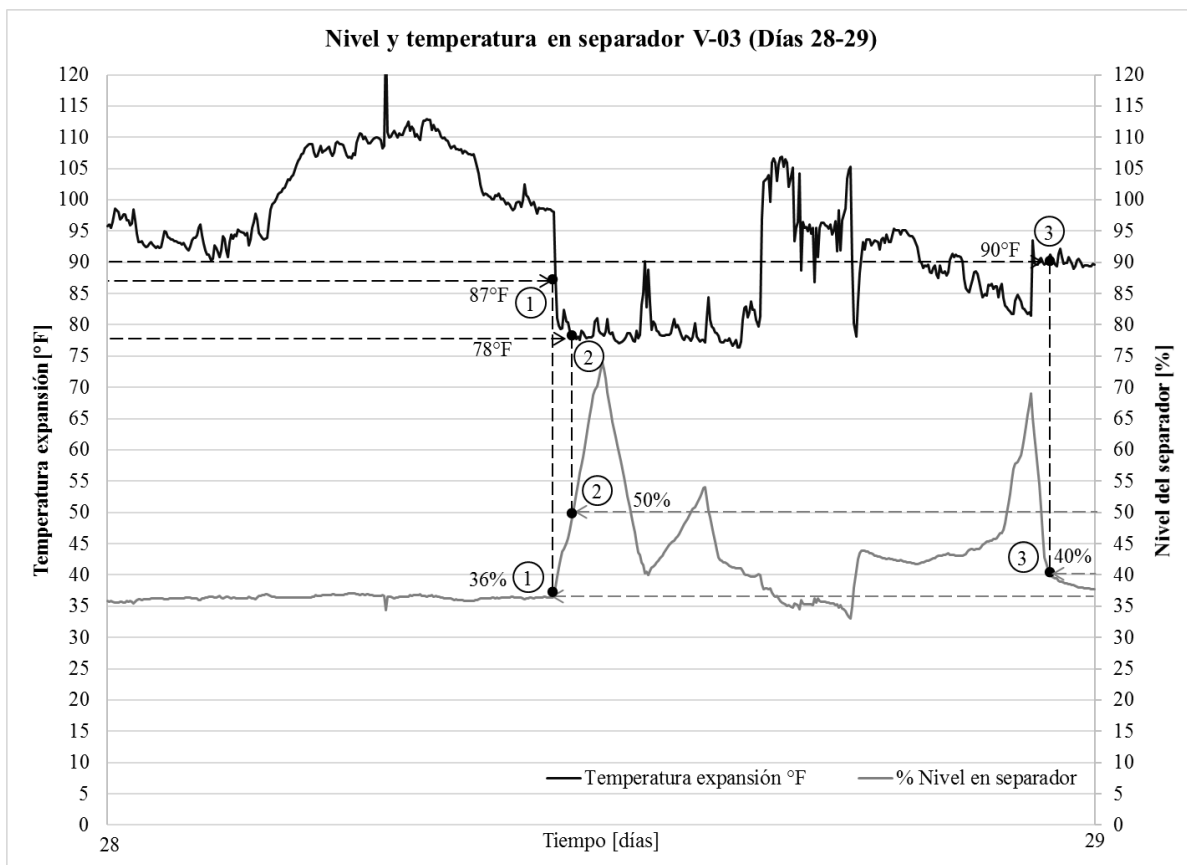


En la figura 16, se observa el perfil de temperatura y nivel en el separador para los días 28 y 29 de los datos registrados. En el punto 1 indicado, se observa que a medida que la temperatura

de expansión de la corriente de gas cae rápidamente por debajo de 87°F se comienza a generar un incremento de nivel en el separador desde el 36%. Posteriormente, la temperatura continúa reduciéndose hasta en el punto 2 que alcanza los 78°F, en este punto el nivel en el separador alcanza el 50% y continúa aumentando, hasta que se produce el comando de apertura de la válvula de nivel haciendo que el nivel más adelante se reduzca, sin embargo, la condición de baja temperatura asociada a la falla de suministro de gas caliente en el sistema continúa produciendo condensación. Finalmente, en el punto 3 la temperatura se estabiliza cerca a los 90°F y el nivel de condensados baja de 45% cerrando la salida de líquidos y estabilizándose en 40%.

Figura 16.

Nivel y temperatura en separador V-03 días 28 y 29 de la muestra.



Con base en la figura 14, se puede inferir que bajo las condiciones normales y actuales de operación no se produce condensados, sin embargo, cuando se producen problemas operativos asociados a la falla en el suministro de gas caliente se genera un enfriamiento de la corriente de gas que forma líquidos en el separador, al ser eventos atípicos y de corta duración no son considerables. Con referencia en las figuras 15 y 16, se puede estimar que la temperatura de rocío de hidrocarburos se encuentra entre 87 – 90 °F para la corriente de gas ventas a la temperatura de operación (1227 -1218 psig), debido a que una vez la temperatura cae por debajo de este punto, la formación de líquidos es evidente. Finalmente, como el rango de temperatura en operación normal es de 94 – 106°F y la temperatura de rocío esperada es de 87 – 90 °F no se espera formación de condensados en el sistema y se estima en 0 barriles por día.

4. Simulación del proceso

4.1 Metodología

1. **Recolección de los datos.** En esta etapa, a partir de la recolección de información en campo, entrevistas con el personal de sala de control e ingenieros de proceso, se registraron los datos históricos de las variables de operación actuales, parámetros de diseño de los sistemas, composiciones de la corriente de gas y consideraciones de la operación que son el primer requerimiento del simulador.

2. **Selección del paquete de termodinámico.** De acuerdo con la guía Aspen HYSYS Help (2019) para la simulación de procesos hidrocarburos como el gas, se recomienda al uso de la ecuación cubica de estado de Peng-Robinson, la cual ha probado tener una alta confiabilidad prediciendo las propiedades de varios fluidos hidrocarburos en diferentes condiciones operativas. Adicionalmente, de acuerdo con entrevista al ingeniero de proceso de la facilidad, el paquete de termodinámico Peng-Robinson por experiencia en el diseño del sistema fue el más adecuado para reproducir de forma confiable el comportamiento del gas en el campo. Por los motivos anteriores, se selecciona esta ecuación de estado.

3. **Comparación envolvente simulada vs. datos reales.** Con el objetivo de establecer la confiabilidad de los resultados del simulador en la descripción del comportamiento de la corriente de gas en el sistema de gas ventas, se genera la envolvente de fases para terminar el punto de rocío de hidrocarburos calculado y compararlo con el estimado por datos históricos. Pudiendo asegurar precisión en la curva de rocío y por ende en los resultados de recuperación de hidrocarburos.

4. **Simulación de caso base y alternativas para recuperación de condensados.** En esta etapa se desarrolla la simulación del caso base del sistema de gas ventas, como referente para comprar con el desarrollo de las simulaciones para cada alternativa a estudiar.

4.2 Comparación envolvente simulada vs. datos reales.

Con la composición de la tabla 14 para el gas, se crea una corriente de materia en el simulador, en la cual se ajustan las condiciones promedio de 1223 psig, 110°F y 10.0 MMscfd como se ilustra en la figura 17. Después, se genera la envolvente de gases (Figura 18) y se calcula el punto de rocío del gas. El punto de rocío calculado es de 90.56°F a 1223 psig, por datos históricos el rango es de 87-90°F a la misma presión, es decir una diferencia 0.6-4% la cual es

aceptable y, por tanto, de forma general se puede establecer que el simulador refleja el comportamiento real del gas en el punto de rocío de hidrocarburos.

Figura 17.

Simulación corriente de gas de entrada al sistema de gas ventas.

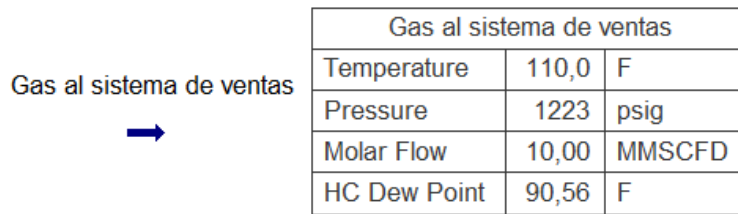
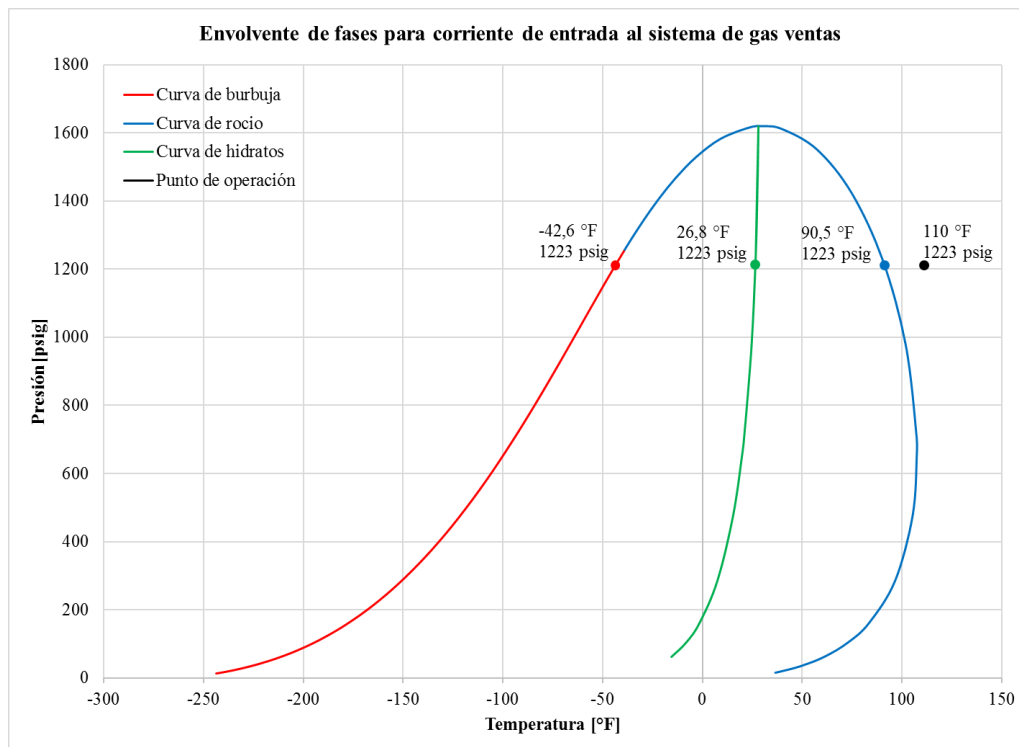


Figura 18.

Envolvente de fases para corriente de gas de entrada al sistema de gas ventas.



4.3 Propiedades de la corriente de gas entrada al sistema de gas ventas

Con base en la corriente “Gas al sistema ventas” y los resultados del simulador en la fase de validación, se tabula el % molar, peso molecular [lb/lbmol] y densidad líquida estándar [lb/ft³]. Luego, se calcula la densidad líquida en [gal/lbmol] al dividir el peso molecular en la densidad líquida estándar y multiplicar el resultado por el factor de 7.48 gal/ ft³. Con este dato, se calcula el GPM C₃₊ empleando la ecuación 1.

Tabla 18.

Cromatografía y propiedades de la corriente de entrada.

Cromatografía y propiedades de la corriente					
Componente	% Molar	Peso molecular [lb/lbmol]	Densidad líquida estándar [lb/ft³]	Densidad líquida [gal/lbmol]	GPM [gal/Mscf]
CO₂	3.6165%	44.0097	51.5240	6.3896	
Nitrógeno	0.5726%	28.0130	50.3403	4.1627	
Metano	7.8548%	16.0429	18.6906	6.4208	
Etano	8.9031%	30.0699	22.2046	10.1303	
Propano	3.7400%	44.0970	31.6309	10.4287	1.02787
i-Butano	0.8834%	58.1240	35.0824	12.3936	0.28854
n-Butano	1.0672%	58.1240	36.4094	11.9419	0.33586
i-Pentano	0.3989%	72.1510	38.9202	13.8675	0.14579
n-Pentano	0.2564%	72.1510	39.3127	13.7291	0.09278
C₆*	0.5662%	84.8100	43.1200	14.7130	0.21954
C₇-C₁₀*	0.1317%	117.7900	48.1100	18.3149	0.06357

C11-14*	0.0002%	174.5300	51.3300	25.4349	0.00016
H2S	0.0002%	34.0760	49.2187	5.1790	
H2O	0.0084%	18.0151	62.3023	2.1630	
Contenido de agua					
[lb/MMscfd]	3.9850				
Peso molecular	21.1336				
Factor Z	0.7886				
GPM C₃₊	2.17				
Flujo de gas [MMscfd]	10				
Líquidos recuperables					
teóricos [bbl/día]	517.6445				
Líquidos recuperables					
teóricos [bbl/año]	188,940.24				

4.4 Caso base sistema de gas ventas

Este sistema tiene como objetivo acondicionar la corriente de gas para evitar la formación de hidrocarburos en el gasoducto, esencialmente se regula la temperatura de la corriente de gas ventas por medio de una corriente de gas caliente, evitando el enfriamiento excesivo asociado a la caída de presión del gas hasta la presión de entrega.

4.4.1 Condiciones de diseño

Inicialmente, se realiza la simulación del sistema con las condiciones de diseño como punto de partida, las cuales se describen en la tabla y se agrupan en 4 escenarios de acuerdo con los datos.

Tabla 19.

Condiciones de entrada a la simulación según diseño.

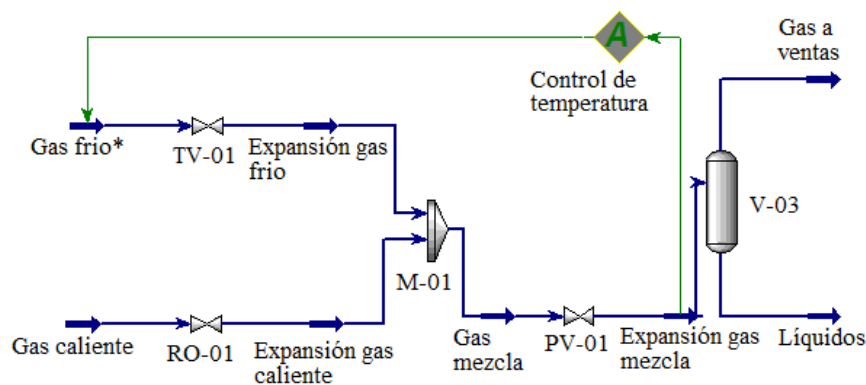
	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4
Temperatura gas frio[°F]	130	130	120	120
Presión gas frio[psig]	5500	5300	5500	5300
Temperatura gas caliente [°F]	275	275	230	230
Presión gas caliente[psig]	5650	5500	5650	5500
Presión expansión gas caliente/frío [psig]	3000	3000	3000	3000
Presión expansión gas mezcla [psig]	1210	1210	1210	1210
Temperatura expansión gas mezcla[°F]	110	110	110	110
Flujo entrada [MMscfd]	10	10	10	10

En este caso, lo primero es seleccionar los componentes de la composición del gas descritos en la tabla 14, posteriormente se define el paquete termodinámico de Peng-Robinson como se estableció en metodología, una vez concluidos los pasos anteriores se procede a crear el ambiente de simulación, en el cual se agregan las corrientes de materia, energía y equipos del sistema. Las primeras corrientes que se crean son las de “gas caliente” y “gas frío”, para las cuales se define la composición de la tabla 14 y las condiciones de presión y temperatura de la tabla 19, aunque inicialmente se desconocen los flujos en cada corriente requeridos para tener una temperatura de 110°F después de la expansión en la válvula PV-01, se asume una base de 3 MMscfd para gas frío y de 7 MMscfd (10 MMscfd total de flujo) los cuales se ajustaran posteriormente. Luego se agregan dos válvulas, las cuales se definirán como “TV-01” conectada a la corriente “gas frío” con su respectiva corriente de salida “expansión gas frío”, y la válvula “RO-01” conectada a “gas caliente” con su respectiva corriente de salida “expansión gas caliente”, para las dos corrientes de

salida de cada válvula se establece su presión, y la temperatura será calculada por el simulador como resultado del proceso de expansión en la válvula. El siguiente equipo por agregar es el mixer “M-01”, en el cual se unen las corrientes “expansión gas frío” y “expansión gas caliente”, dando como resultado la corriente “gas mezcla”, la presión de esta corriente es igual a la presión de las corrientes de entrada en el mixer, y la temperatura es calculada por el simulador. Se agrega una válvula “PV-01” en la cual se va a expandir la corriente “gas mezcla” y dar como resultado la corriente “expansión gas mezcla”, para la cual su valor de presión y temperatura están definidos en la tabla 19. A la corriente “expansión gas mezcla” se agrega un Adjust que controlará la temperatura variando el flujo molar de la corriente “gas frío”. Finalmente, se agrega un separador vertical bifásico “V-03”, al cual ingresa la corriente “expansión gas mezcla” y salen las corrientes “gas a ventas” y “líquidos”, las propiedades de estas corrientes las definirá el simulador.

Figura 19.

Flujo del proceso para caso base del sistema gas ventas con condiciones de diseño.



En la tabla 20, se muestran los principales resultados obtenidos para cada uno de los cuatro escenarios de diseño, en los cuales se puede identificar que para las condiciones de expansión de la corriente “gas mezcla” no se producen líquidos condensados en el separador (0 barriles de aceite

por día). Del mismo, al comparar cada uno de los escenarios, es evidente que los cambios de temperatura en las corrientes de “gas frío” y “gas caliente” producen variaciones más drásticas en los volúmenes requeridos de las mismas para lograr la temperatura de expansión del gas de 110°F, mientras que los cambios en presión, aunque producen una leve modificación no es igual de significativa a la generada por temperatura. Por lo cual, para la simulación en las condiciones actuales, si bien el flujo de la corriente de gas caliente y frío varían para lograr la temperatura de expansión de 110°F en el gas mezcla, la relación de volumen requerido de cada corriente para la mezcla se ve afectada por la temperatura y por la presión de cada una, en donde un cambio en temperatura produce un mayor cambio en el volumen requerido si se compara con la presión (los parámetros de presión y temperatura pueden variar por condiciones operativas), por lo que se debe definir con precisión las temperaturas de estas corrientes para obtener confiabilidad en los resultados.

Tabla 20.

Resultados caso base con condiciones de diseño.

	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4
Flujo requerido gas frío [MMscfd]	5.6	5.7	3.3	3.4
Temperatura expansión gas frío [°F]	107.9	108.6	98.7	99.4
Flujo requerido gas caliente [MMscfd]	4.4	4.3	6.7	6.6
Temperatura expansión gas caliente[°F]	249.2	249.9	203.5	204.3
Temperatura gas mezcla [°F]	168.1	168.1	168.2	168.2
Flujo gas ventas [MMscfd]	10	10	10	10
Líquidos en separador [BOPD]	0	0	0	0

La recuperación de condensados en el caso base a condiciones de diseño, al igual que en la estimación de condensados por datos históricos, muestra de forma concordante un valor de 0 barriles de aceite por día generados, es decir no hay producción de líquidos a esas condiciones de operación.

4.4.2 Condiciones de actuales de operación

La simulación a condiciones de diseño dio como resultado una recuperación de cero condensados en el sistema, sin embargo, con el tiempo las condiciones de operación en el sistema de gas ventas han ido variando, por lo que es importante realizar la evaluación de la cantidad de líquidos formados a la luz de las condiciones actuales, las cuales se describen en la tabla 21 tomando con referencia la tabla 12, en la cual se definen tres escenarios (mínimo, promedio y máximo) acorde al registro de datos realizado durante 110 días para las variables identificadas con el símbolo “*” al final y corresponden al sistema de gas ventas, por otro lado de acuerdo a la información suministrada por la compañía en cuanto a los datos del sistema de compresión, se emplea únicamente un escenario considerado promedio de acuerdo a la configuración mecánica y de control de los compresores, y que representa su condición actual de operación.

Tabla 21.

Condiciones de entrada a la simulación con condiciones actuales.

Variable	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Presión succión 1 etapa [psig]	-	566	-
Temperatura succión 1 etapa [°F]	-	110	-
Presión descarga 1 etapa [psig]	-	1148	-

Presión de succión 2 etapa [psig]	-	1311	-
Temperatura succión 2 etapa [°F]	-	130	-
Presión de descarga 2 etapa [psig]	-	2505	-
Presión succión 3 etapa [psig]	-	2497	-
Temperatura succión 3 etapa [°F]	-	130	-
Presión descarga 3 etapa [psig]	-	5476	-
Caída presión aerofriador 3 etapa [psig]	-	5	-
Temperatura salida aerofriador 3 etapa [°F]	-	130	-
Temperatura gas frio[°F]	Temperatura aerofriador 3 etapa		
Presión gas frio[psig]	Presión descarga 3 - caída aerofriador		
Presión gas caliente[psig]	Presión descarga 3 etapa: 5476		
Presión expansión gas caliente/frio [psig]*	4580	4875	5171
Presión expansión gas mezcla [psig]*	1218	1223	1227
Temperatura expansión gas mezcla[°F]*	94	100	106
Presión de salida*	1210	1215	1220
Flujo entrada inyección [MMscfd]	40	40	40
Flujo sistema gas ventas [MMscfd]	10	10	10

Para esta simulación, primero se seleccionan los componentes de la composición del gas descritos en la tabla 14, segundo se establece el paquete termodinámico de Peng-Robinson como se estableció en metodología, y tercero se procede a crear el ambiente de simulación, agregando las corrientes de materia, energía y equipos del sistema. En este caso, como en el campo no se cuenta con un transmisor indicador que permita conocer el valor de temperatura de gas caliente, el cual es un dato requerido para obtener una solución, la forma más confiable para determinarlo es calcularlo simulando el tren de compresión con los valores de operación para continuar. Para ello, como se cuenta con las diferentes presiones interetapa del sistema de compresor, el flujo de gas,

la composición, temperatura de succión y temperatura de salida de los aerofriadores, se procede a realizar la simulación del tren de compresión y de este modo obtener la temperatura final del gas caliente.

Para la simulación del tren de compresión, se inicia agregando la corriente “gas a compresión” para la cual se asume la composición de la tabla 14 debido a que el compresor en ningún punto opera dentro de la envolvente del gas, de modo que la composición de salida no se ve afectada. Se agregan las condiciones de presión, temperatura de succión y flujo para que la corriente sea definida por el simulador. Posteriormente, se agregan tres separadores verticales que actúan como vasija de succión de cada compresor, los cuales se nombran V-101, V-102 y V-103 en función de cada etapa. Del mismo modo, se agregan tres compresores para representar las tres etapas de compresión que tiene el sistema de compresión, denominadas K-101, K-102 y K-103. Adicionalmente se agregan tres aerofriadores, los cuales controlaran el aumento de temperatura asociado al proceso de compresión, se denominan X-101, X-102 y X-103, cada uno con su respectiva corriente de energía. Una vez que se han agregado los equipos anteriores, se comienza a crear las corrientes que los interconectarán. Se inicia con la creación de tres corrientes, G-101S, G-102 y G-103S, las cuales unen la salida de gas de cada separador con la succión del compresor para la etapa respectiva, las condiciones de presión, temperatura y volumen son definidas por el simulador con base en las corrientes de succión de cada vasija. Posteriormente, se crean tres corrientes de salida de líquidos para cada separador, las cuales se denominan L-101, L-102 y L-103, sus definidas por el simulador. Ahora, se agregan tres corrientes para conectar la descarga de los compresores con los aerofriadores (G-101C, G-102C, G-103C) y dos corrientes (G-101F, G-103F) para conectar la salida de gas frío de los aerofriadores X-101 y X-102, con las vasijas V-102 y V-103, respectivamente. Para cada una de las cinco corrientes anteriores, se establece la

presión de acuerdo con la tabla 21. Para la descarga del compresor K-103 se crea la corriente G-103C1, la cual se establece su presión de descarga y además ira conectada a un divisor T-103, del cual saldrán las corrientes G-103C2 que ira al aerofriador QX-103 para enfriar el gas que ira al cabezal de inyección, al igual que la corriente “gas caliente*” sin pasar por el aerofriador. Para que el modelo se complete, se asume un flujo de 10 MMscfd para la corriente de gas caliente y 30 MMscfd para la corriente de “gas inyección”.

Figura 20.

Diagrama de flujo del tren de compresión.

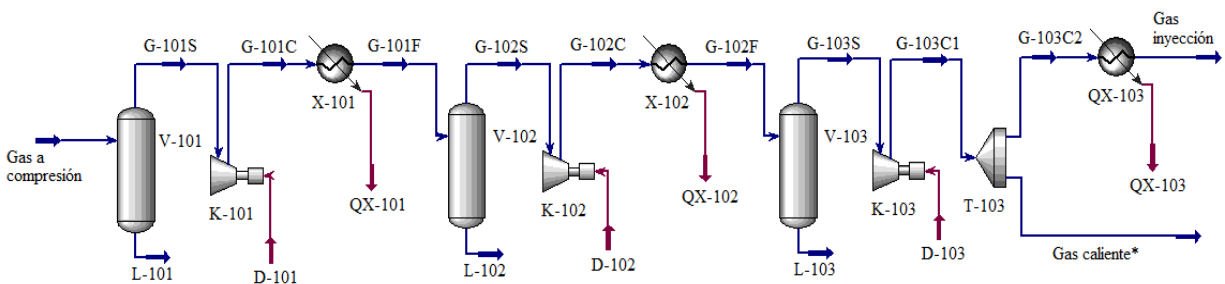


Tabla 22.

Resultados de la simulación del tren de compresión

Sistema de compresión		
Variable	Valor	Unidad
Temperatura descarga 1 etapa	200.8	°F
Temperatura descarga 2 etapa	215.6	°F
Temperatura gas caliente* (3 etapa)	239.8	°F
Líquidos L-101	0	Bbl/día
Líquidos L-102	0	Bbl/día
Líquidos L-103	0	Bbl/día

De acuerdo con los resultados de la tabla 22, ya se conoce la temperatura de la corriente gas caliente de 239.8°F, que a su vez se encuentra dentro de los parámetros de diseño de 230°F a 275°F de la tabla 3 siendo un valor aceptable, por lo cual se inicia la construcción de la simulación del sistema de gas ventas. En este caso, como los componentes de la composición del gas ya fueron seleccionados y definido el paquete termodinámico, lo primero que se hace es crear un sub-flujo de trabajo K-100, en el cual se agrupa el sistema de compresión, dejando únicamente visible su corriente de entrada “Gas a compresión” y las de salida, “Gas inyección” y “Gas caliente*”. Posteriormente, se crea el divisor TE-01*, del cual se desprenden dos corrientes de materia, “Pozos inyectores” por la cual va el gas inyectado al yacimiento, y “Gas frío*” hacia el sistema de gas ventas.

Luego se agregan dos válvulas, las cuales se definirán como “TV-01*” conectada a la corriente “Gas frío*” con su respectiva corriente de salida “expansión gas frío*”, y la válvula “RO-01*” conectada a “Gas caliente*” con su respectiva corriente de salida “expansión gas caliente*”, para las dos corrientes de salida de cada válvula se establece su presión, y la temperatura será calculada por el simulador como resultado del proceso de expansión en la válvula. El siguiente equipo por agregar es el mixer “M-01*”, en el cual se unen las corrientes “expansión gas frío*” y “expansión gas caliente*”, dando como resultado la corriente “gas mezcla*”, la presión de esta corriente es igual a la menor presión de las corrientes de entrada en el mixer, y la temperatura es calculada por el simulador. Se agrega una válvula “PV-01*” en la cual se va a expandir la corriente “gas mezcla*” y dar como resultado la corriente “expansión gas mezcla*”, para la cual su valor de presión y temperatura están definidos en la tabla 21. A la corriente “expansión gas mezcla*” se agrega un Adjust que controlará la temperatura variando el flujo molar de la corriente “gas frío*”. Finalmente, se agrega un separador vertical bifásico “V-03*”, al cual

ingresa la corriente “expansión gas mezcla*” y salen las corrientes “gas a ventas*” y “líquidos*”, las propiedades de estas corrientes las definirá el simulador.

Figura 21.

Flujo del proceso para caso base del sistema gas ventas con condiciones actuales.

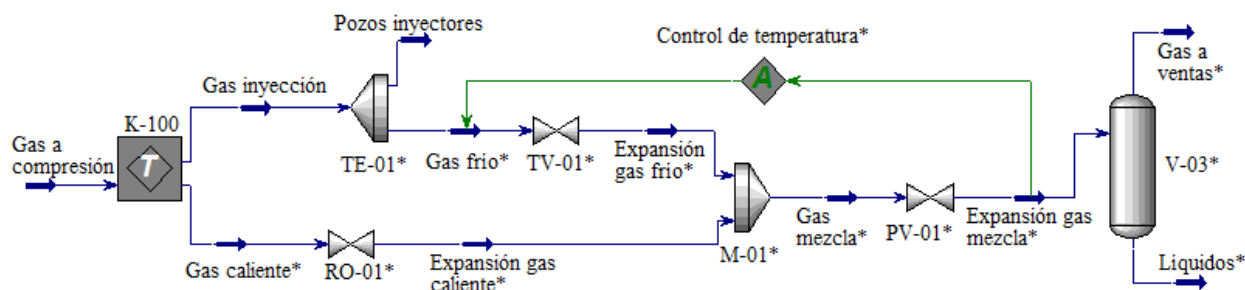


Tabla 23.

Resultados de la simulación del sistema de gas ventas.

Variable	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Flujo requerido gas frío [MMscfd]	5.6	5.12	4.63
Temperatura expansión gas frío [°F]	125.5	127.3	128.8
Flujo requerido gas caliente [MMscfd]	4.4	4.88	5.37
Temperatura expansión gas caliente[°F]	233.9	236.1	238.1
Temperatura gas mezcla [°F]	172.7	180.0	187.3
Flujo gas ventas [MMscfd]	10	10	10
Caída presión V-03 [psig]	8	8	7
Líquidos en separador [BOPD]	0	0	0
Temperatura formación hidratos [°F]	26.76	26.79	26.81

En la tabla 23, se muestran los resultados obtenidos para cada uno de los escenarios actuales, en los cuales se evidencia que para las condiciones de operación de cada uno no se presenta condensación en el separador, lo cual es acorde a los resultados de los datos históricos y

la simulación con las condiciones de diseño. Es importante resaltar que la temperatura de expansión en la válvula PV-01 no logra estar por debajo del punto de rocío de hidrocarburos, debido al control de temperatura con regulación de flujo de gas frío. Para cada escenario, se observa como con el incremento del punto de ajuste de la temperatura de expansión del gas mezcla, se va reduciendo el flujo de gas frío en ~ 0.5 MMscfd y aumenta la temperatura del gas mezcla, para posterior a la expansión obtener la temperatura establecida.

5. Simulación de alternativas para recuperación de condensados

De acuerdo con las simulaciones del caso base, es evidente que actualmente no se presenta producción de condensados en el separador V-03 debido la corriente de gas caliente contemplada en el diseño para regular la temperatura de expansión del gas ventas, la cual mantiene la temperatura del gas por encima de la curva de rocío, evitando la producción de líquidos en el gasoducto con los efectos negativos que conlleva esa condición. Sin embargo, la corriente de gas ventas tiene un potencial considerable de hidrocarburos que pueden ser recuperados y a su vez cumplir con las especificaciones de entrega. Para ello se evalúan las siguientes alternativas.

5.1 Efecto joule-thomson con calentador en corriente gas ventas

Actualmente, con la configuración del sistema gas ventas se produce un efecto Joule-Thomson, sin embargo, la temperatura final es controlada por la corriente de gas caliente del sistema que proviene de la descarga de los compresores sin pasar por el aroenfriador de la tercera

etapa. Por lo cual, en esta primera alternativa se plantea alimentar la planta de gas ventas únicamente con la corriente de gas frío, de este modo lograr una menor temperatura en la expansión que condense la mayor cantidad posible de líquidos. Posteriormente, se requerirá aumentar la temperatura del gas ventas para ser enviado por gasoducto, por lo cual instalando un intercambiador de tubos y coraza que aproveche el calor de la corriente de gas caliente, se puede lograr la temperatura objetivo regulando su flujo. El gas caliente una vez ceda su calor, será enviado como gas de inyección con la corriente existente.

Para la construcción de esta simulación, se parte del escenario caso base a condiciones actuales. Sobre la corriente de gas flujo, se elimina la válvula TV-01, la corriente “Expansión gas frío*” y el mixer “M-01”, para conectar directamente la corriente “Gas frío*” a la válvula PV-01 donde ocurrirá el efecto Joule-Thomson. Sobre la corriente de gas caliente, se elimina la válvula “RO-01” y la corriente “Expansión gas caliente”. Ahora, se añade un intercambiador de calor tipo tubos y coraza, por el cual ingresará por los tubos la corriente “gas caliente” y saldrá la corriente “gas caliente 2”, que posteriormente se unirá en un mixer “M-02” con la corriente “Pozos inyectores” que finalmente ira al gas de inyección. En la sección coraza del intercambiador, ingresará la corriente “gas a ventas” y saldrá la corriente “gas a ventas*2” ya con la temperatura en especificaciones.

Tabla 24.

Parámetros de entrada Efecto Joule-Thomson con intercambiador de calor gas-gas.

Variable	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Presión gas caliente[psig]		5476	
Temperatura gas caliente[°F]		239.8	

Presión gas frío[psig]	5471		
Temperatura gas frío[°F]	130		
Presión expansión gas frío [psig]*	1218	1223	1227
Caída presión separador	7	7	7
Gas a compresión [MMscfd]	40	40	40
Flujo gas frío [MMscfd]	10	10	10
Flujo a inyección [MMscfd]	30		
Temperatura salida gas ventas	110		

Figura 22.

Diagrama de flujo de efecto Joule-Thomson con calentador.

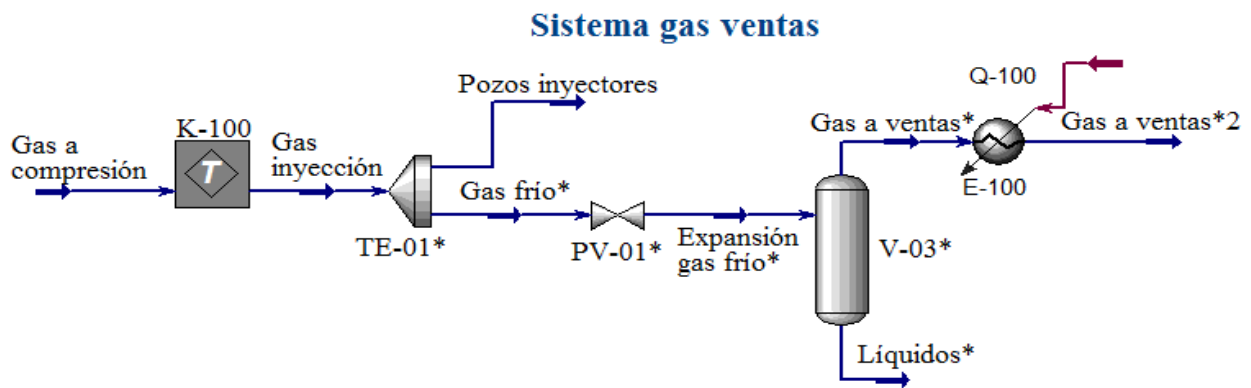


Tabla 25.

Resultados de la simulación Joule-Thomson con intercambiador de calor gas-gas.

Variable	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Temperatura expansión gas frío [°F]	49.03	49.29	49.5
Flujo gas a ventas [MMscfd]	9.776	9.775	9.778
Temperatura gas ventas 1 [°F]	48.67	48.93	49.13
Presión gas ventas 1 [psig]	1211	1216	1220

Presión gas ventas 2 [psig]	1206	1211	1215
Flujo gas caliente [MMscfd]	0	0	0
Flujo pozos inyectoros [MMscfd]	30	30	30
Volumen de flujo de líquidos [bbl/día]	142.26	139.91	138.03
Temperatura Líquidos [°F]	48.67	48.93	49.13
Presión Líquidos [psig]	1211	1216	1220
Cricodontérmica [°F]	68.48	69.07	69.54

De acuerdo con los resultados, es evidente que en el escenario 1 para el cual se presenta una caída de presión hasta 1218 psig en el proceso de expansión, se obtiene una mayor recuperación de condensados, del orden de 142.26 barriles estándar por día. Para este escenario en la tabla 26, se muestran los flujos molares de la corriente de entrada, en este caso gas frío, y las corrientes de salida, gas ventas y líquidos, con lo cual se calcula el % de recuperación de cada componente.

Tabla 26.

Flujo molar corrientes de entrada y salida alternativa 1 – escenario 1.

Componente	Flujo molar gas frío [lbmol/hora]	Flujo molar gas venta [lbmol/hora]	Flujo molar líquidos [lbmol/hora]	% Recuperación
CO2	39.7114	38.8839	0.8275	2.08%
Nitrógeno	6.2870	6.2546	0.0324	0.51%
Metano	876.8436	867.0665	9.7771	1.12%
Etano	97.7605	94.4877	3.2727	3.35%
Propano	41.0673	38.1095	2.9578	7.20%

i-Butano	9.7006	8.5442	1.1564	11.92%
n-Butano	11.7185	9.9993	1.7192	14.67%
i-Pentano	4.3803	3.3769	1.0035	22.91%
n-Pentano	2.8157	2.0659	0.7498	26.63%
C6*	6.2174	3.7022	2.5152	40.45%
C7-C10*	1.4463	0.3223	1.1240	77.72%
C11-14*	0.0026	0.0001	0.0026	97.72%
H2S	0.0022	0.0021	0.0001	4.02%
H2O	0.0923	0.0893	0.0030	3.25%

5.1.1 Análisis de sensibilidad para optimizar la alternativa 1.

En las condiciones de operación de esta alternativa para el escenario 1, es importante resaltar dos consideraciones, lo primero, es que la menor temperatura lograda es de 49.03°F con una presión de expansión de 1218 psig y de salida de 1206 psig, por lo cual es posible reducir 6 psig la presión de expansión y cumplir con la presión de entrega de 1200 psig. El segundo punto, es que el flujo entregado a ventas es de 9.776 MMscfd, y el requerido son 10 MMscfd, por lo cual se puede incrementar el flujo de entrada para que a la salida en gas ventas, se tengan 10 MMscfd. Para aplicar estas dos consideraciones en la simulación, se agrega un adjust para controlar el flujo molar a 10 MMscfd en la corriente “gas ventas*2” variando el flujo molar en la corriente “gas frio*”, y la condición de presión de la corriente “expansión gas frio*” se reduce a 1212 psig.

Figura 23.

Diagrama de flujo alternativa 1 modificada.

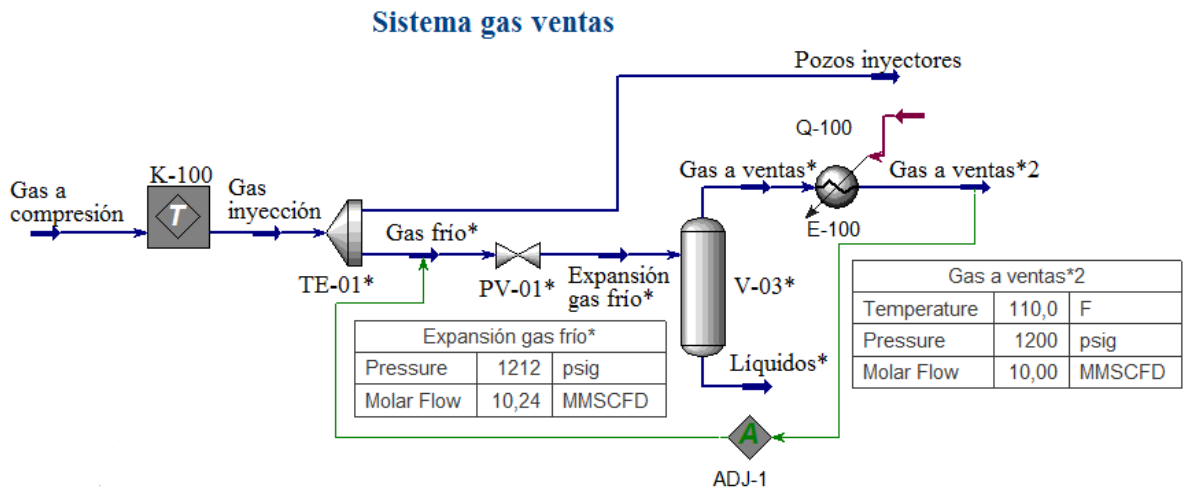


Tabla 27.

Resultados de la simulación alternativa 1 escenario con moderación.

Variable	Escenario modificado
Temperatura expansión gas frío [°F]	48.72
Flujo gas frío [MMscfd]	10.24
Flujo gas ventas [MMscfd]	10.0
Temperatura gas ventas 1 [°F]	48.35
Temperatura gas ventas 2 [°F]	110°F
Presión gas ventas 1 [psig]	1205
Presión gas ventas 2 [psig]	1200
Temperatura formación hidratos @ 1220 psig [°F]	26.72
Cricodentermica [°F]	67.77
Flujo total a pozos inyectores [MMscfd]	29.76
Volumen de flujo de líquidos [bbl/día]	148.53

Temperatura Líquidos [°F]	48.35
Presión Líquidos [psig]	1205

Con las modificaciones realizadas se logra un aumento de 6.27 barriles estándar por día en la corriente de líquido, mientras se cumple aun con la presión de entrega al gasoducto. Aunque el flujo inyectado a los pozos se ve reducido en un mínimo volumen 0.24 MMscfd, la estrategia de manejo del yacimiento no se ve afectada de acuerdo con información de la compañía. A continuación, para el nuevo volumen de gas frío se calcula nuevamente los % de recuperación.

Tabla 28.

Flujo molar corrientes de entrada y salida alternativa 1 – escenario modificado.

Componente	Flujo molar gas frío [lbmol/hora]	Flujo molar gas venta [lbmol/hora]	Flujo molar líquidos [lbmol/hora]	% Recuperación
CO2	40.6605	39.7973	0.8633	2.12%
Nitrógeno	6.4373	6.4037	0.0336	0.52%
Metano	897.8009	887.6217	10.1792	1.13%
Etano	100.0970	96.6761	3.4209	3.42%
Propano	42.0489	38.9500	3.0989	7.37%
i-Butano	9.9324	8.7198	1.2127	12.21%
n-Butano	11.9986	10.1957	1.8029	15.03%
i-Pentano	4.4850	3.4332	1.0518	23.45%
n-Pentano	2.8830	2.0975	0.7855	27.25%
C6*	6.3660	3.7386	2.6274	41.27%
C7-C10*	1.4808	0.3197	1.1612	78.41%

C11-14*	0.0027	0.0001	0.0026	97.84%
H2S	0.0022	0.0021	0.0001	4.10%
H2O	0.0945	0.0914	0.0031	3.30%

5.1.2 Estabilización de condensados en tren de separación alternativa 1 modificada.

Los condensados producidos en el sistema de gas ventas, son enviados al separador de media presión en el tren de crudo de la planta, en donde se estabilizan al mezclarse con el crudo liviano y pasar por varias etapas de flasheo. Para determinar el volumen incremental de condensados estabilizados provenientes del sistema gas ventas, se realiza primero la simulación del tren de crudo con los datos de la tabla 13 para construir la línea base de producción y posteriormente, se conecta la corriente al sistema para comprobar el volumen incremental de la producción final.

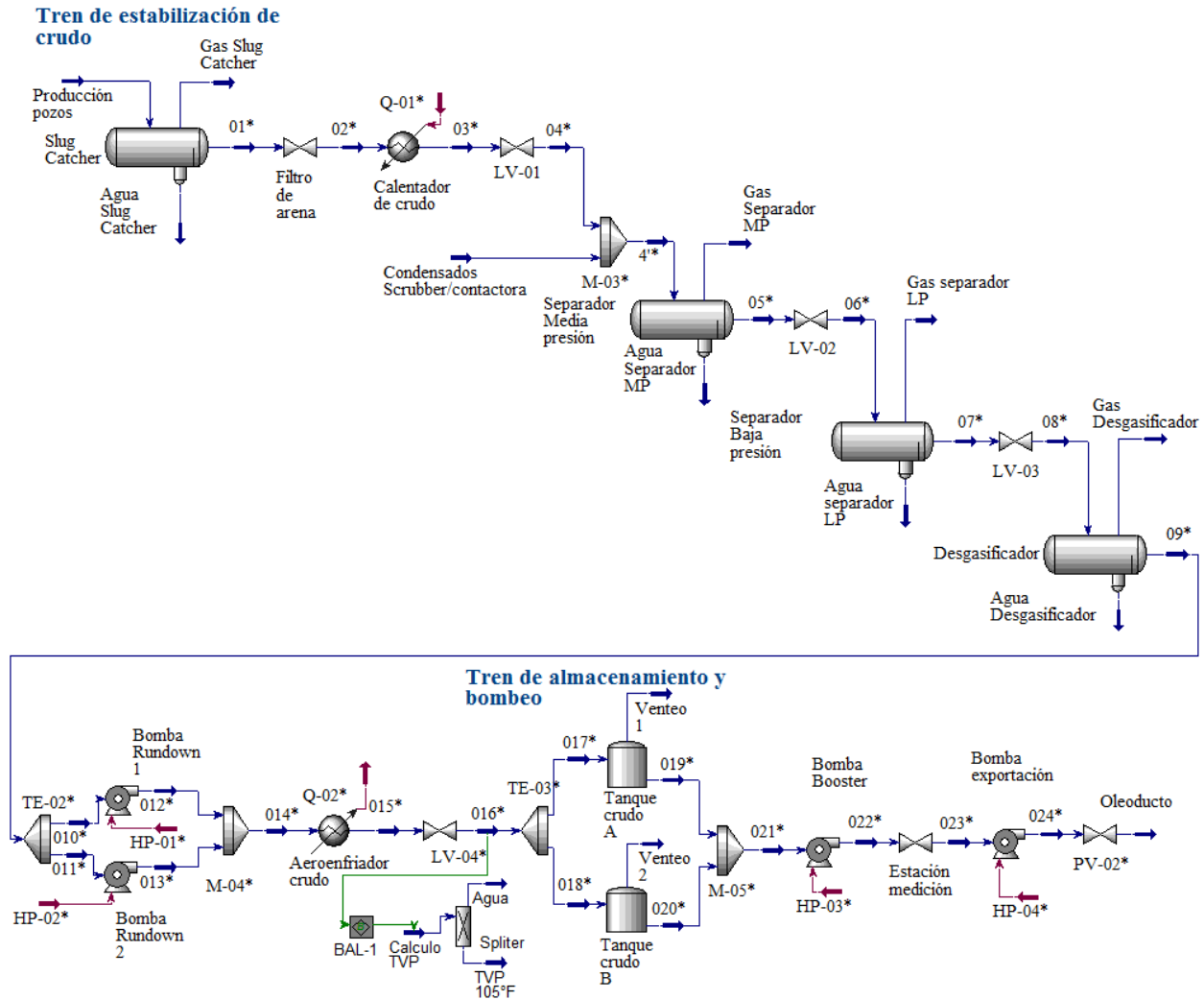
Para comenzar la construcción de la simulación, inicialmente se crea la corriente “Producción pozos”, para la cual se define la composición de la tabla 15 y un flujo molar de 596.6 MMscfd. Luego, se añade un separador trifásico con el nombre “Slug Catcher”, el cual opera a 604 psig y 131.1 de acuerdo a la tabla 13, este equipo se conecta con la corriente “Producción de pozos” y del mismo, salen tres corrientes: “Gas slug cácher”, “Agua slug cácher” y “01*” correspondiente al crudo. Posteriormente, se agrega una válvula “Filtro de arena” con una caída de presión de 3 psig, que se genera al pasar el crudo por el filtro, y se conecta a la corriente “01*” con la corriente de salida “02*”. Se añade un heater “Calentador de crudo”, al cual ingresa la corriente “02*” y sale la corriente “03*” a una temperatura de 152.9 °F con una caída de presión de 10 psig. Una vez el crudo sale del calentador, se agrega la válvula “LV-01” en donde la presión de la corriente “03*” es reducida hasta 133.2 psig, que es la presión de operación del separador de

media presión. La corriente de salida, “04*”, se conecta a un mezclador en donde también se unen la corriente “Condensados scrubber/contactora” proveniente de otra sección de la planta y la línea de líquidos del sistema de gas ventas, y sale la corriente “04’*” a la menor presión de las corrientes de ingreso. La composición de la corriente “Condensados scrubber/contactora” está definida en la tabla 15, un flujo molar de 2.024 MMscfd, 88.19°F y 144.1 psig. Posteriormente, se agregan tres separadores trifásicos, “Separador media presión”, “Separador baja presión” y “Desgasificador”, de los cuales salen corrientes “Gas separador” y “Agua separador” para cada uno respectivamente. La corriente de crudo “04’*” se conecta al separador de media presión, del cual sale la corriente “05*” de crudo que se conecta a la “LV-02” y sale la corriente “06*”, en donde se tumba la presión a 24.6 psig, que es la presión de operación del separador de baja. Del separador de baja presión conectado a la corriente “06*”, sale la corriente de crudo “07*” que se conecta a la “LV-03”, con salida la corriente “08*” a la presión de operación del desgasificador de 1.3 psig. Del desgasificador que se conecta a la corriente “08*”, sale la corriente de crudo “09*” que pasa a través de un divisor “TE-02” y reparte el flujo en forma proporcional con las corrientes “010*” y “011*” para 2 bombas rundown, que se agregan como “Bomba rundown 1” y “Bomba rundown 2”, las cuales descargan a una presión de 80.9 psig y tienen una eficiencia adiabática del 75%. La salida de las bombas, “012*” y “013*”, se unen un mixer “M-04” dando origen la corriente “014*”, la cual ingresa a un aeroenfriador de crudo que reduce la temperatura a 102.6°F y tiene una caída de presión de 10 psig. La corriente “015*”, salida del aeroenfriador de crudo ingresa a la válvula “LV-06”, la cual regula el nivel en el desgasificador, a la salida de la válvula en la corriente “016*” se reduce la presión a -0,9124 psig, que corresponde a la presión en los tanques de almacenamiento de crudo. Para calcular el TVP del crudo a 105°F se agrega una operación BAL-1 que copia la composición y flujo de “016*”, posteriormente en un “Splitter” se separa el agua la corriente

“Agua” y los demás componentes en la corriente “TVP 105°F”, la cual al colocar fracción de vapor 0 y 105°F permite leer el TVP. Luego, se agrega un divisor, que reparte el flujo de “016*” proporcionalmente en las corrientes “017*” y “018*”, las cuales ingresan a 2 tanques de almacenamiento “Tanque de crudo A” y “Tanque de crudo B” respectivamente. Los tanques cuentan con venteos cada uno para vapores que se puedan emanar y con corrientes de salida de crudo “019*” y “020*”, las cuales se unen un mezclador “M-05” y dan origen a la corriente “021*”, esta corriente es succión de una bomba booster que eleva la presión a 166.4 psig. La corriente de descarga de la bomba booster “022*”, ingresa la unidad de medición del sistema, y sale en la corriente “023*” con una caída de presión de 4.4 psig, que a su vez en su succión de una bomba de exportación que eleva la presión a 2180 psig en la corriente de salida “024*”, para finalmente en la válvula “PV-02” controlar al presión de la corriente “oleoducto” en 1460 psig.

Figura 24.

Diagrama de flujo de la simulación de tren de estabilización de crudo y tren de almacenamiento y bombeo.



En la tabla 29, se muestran los principales resultados de la simulación para determinar la línea base en la corriente “Oleoducto” en cuanto a producción, temperatura, gravedad API y dos factores claves de seguridad, el RVP y TVP para controlar la emanación de vapores en tanques.

Tabla 29.

Resultados de la simulación de tren de separación caso base.

Sistema	Variable	Valor	Unidad
	Volumen de flujo de líquidos	28015.29	Bbl/día
Corriente Oleoducto	Temperatura	111.6	°F
	Gravedad API	51.33	°API
Tanques de almacenamiento	RVP @ 100°F	8.358	Psia
	TVP @ 105°F	11.17	Psia

Con estos resultados, se integra la simulación del sistema de gas ventas con la del tren de separación, conectando la corriente de líquidos al separador de media presión. En la salida “Líquidos*” del sistema gas ventas, se agrega la válvula “LCV-001”, que reduce la presión a 147.9 psig en la corriente “Líquidos2*” y se une al mezclador “M-03*” para ingresar al separador de media presión. Una vez realizada la simulación, los resultados se muestran en la tabla 30.

Tabla 30.

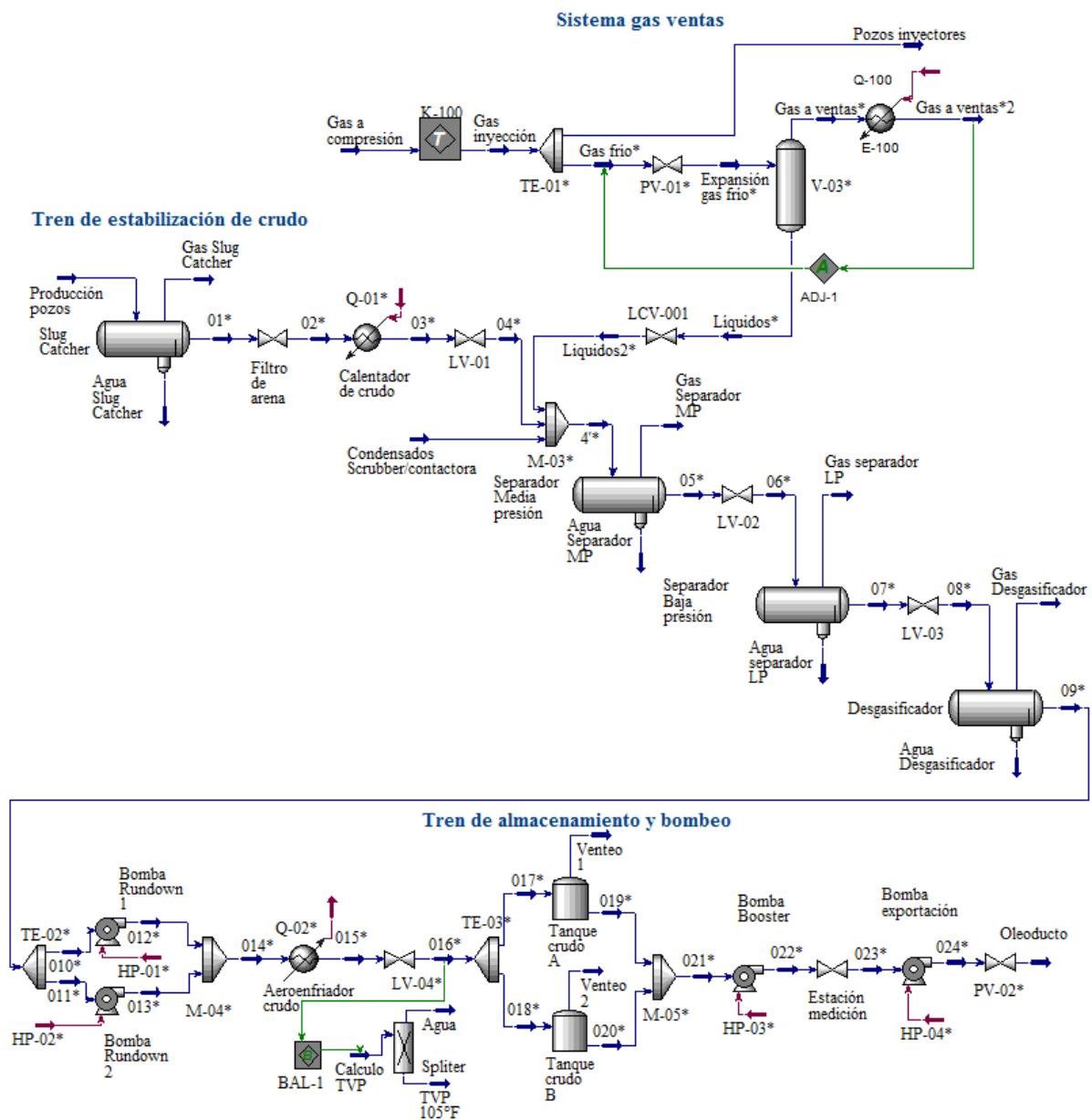
Resultados de la simulación de tren de separación caso base integrado.

Sistema	Variable	Valor	Unidad
	Volumen de flujo de líquidos	28074.00	Bbl/día
Corriente Oleoducto	Temperatura	111.6	°F
	Gravedad API	51.38	°API
Tanques de almacenamiento	RVP @ 100°F	8.43	Psia
	TVP @ 105°F	11.26	Psia
Producción incremental		58.71	Bbl/día
	Condensados estabilizados	21429.15	Bbl/año

De acuerdo con los resultados de la tabla 30, con la alternativa efecto Joule-Thomson con intercambiador de calor gas-gas, se producen 57.58 barriles diarios adicionales de condensado estabilizado en la corriente del oleoducto, lo cual representa 21016.7 barriles incrementales anuales, además el TVP @ 105°F es de 11.26 psia, lo cual es inferior al criterio de 12.3 psia.

Figura 25.

Simulación sistema de ventas integrado con tren de estabilización de condensados.



5.2 Refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento

En esta alternativa, se propone instalar después de la PV-01 del caso base, un intercambiador de calor para pre enfriar la corriente expansión mezcla con el gas a ventas, y posteriormente instalar un intercambiador de calor adicional para enfriar la corriente de gas con sistema de refrigeración mecánica con propano. Para esta simulación se usan las siguientes condiciones de entrada.

Tabla 31.

Parámetros de entrada refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento.

Sistema	Variable [unidad]	Valor
Gas caliente	Presión [psig]	5476
	Temperatura[°F]	239.8
Gas frio	Presión [psig]	5471
	Temperatura[°F]	130
	Flujo molar [MMscfd]	10
Expansión gas frio	Presión – Escenario 1[psig]	4580
	Presión – Escenario 2[psig]	4875
	Presión – Escenario 3[psig]	5171
	Presión – Escenario 1[psig]	1218
	Presión – Escenario 2[psig]	1223
	Presión – Escenario 3[psig]	1227
	Temperatura – Escenario 1[°F]	94
Expansión gas mezcla	Temperatura – Escenario 2[°F]	100
	Temperatura – Escenario 3[°F]	106
	Caída presión [psig]	7
Separador V-03		

Gas a compresión	Flujo molar [MMscfd]	40
Pozos inyectores	Flujo molar [MMscfd]	30
Gas a ventas 2	Temperatura salida [°F]	110
	Caída presión tubos[psig]	5
Intercambiador E-101	Caída presión coraza[psig]	1
(Tubos y coraza)	Temperatura Mínima aproximación[°F] Entrada tubos –	9
	Salida coraza	
	Caída presión tubos[psig]	5
Intercambiador E-102	Caída presión coraza[psig]	1
(Tubos y coraza)	Temperatura Mínima aproximación[°F] Salida tubos –	7
	Entrada coraza	
	Fracción de vapor succión	1
Compresor de propano	Temperatura succión [°F]	-4
	Fracción de vapor descarga	0
Condensador de propano	Temperatura descarga [°F]	130
	Caída de presión[psig]	5
Corriente de propano	Fracción molar propano C3	1

Para la construcción de la simulación, se parte del caso base con condiciones actuales. Sobre la corriente expansión gas mezcla se añade un intercambiador “E-101” de calor tipo tubos y coraza, que ira conectado por el lado tubos a esta corriente y saldrá la corriente “025*” con una caída de 5 psig. Por la sección coraza, ingresará la corriente “gas a ventas*” y saldrá la corriente “gas a ventas*2” con una caída de 1 psig, la temperatura de esta última corriente será calculada por el simulador inicialmente. Para resolver el intercambiador, se agrega una especificación de temperatura de aproximación mínima de 9°F entre la corriente “expansión gas mezcla*” y “gas a ventas*2”. Posteriormente, se agrega el intercambiador “E-102” de tubos y coraza, por la sección

tubos ingresa la corriente “025*” y sale la corriente “026*” con una caída de 5 psig. Por la sección coraza, ingresará la corriente “2.” Y saldrá la corriente “3.” Con una caída de 1 psig. Para resolver este equipo se establece la temperatura mínima de aproximación entre la corriente “2.” Y “026*” de 7°F. Luego, se agrega el equipo “compresor”, al cual se conecta en la succión la corriente “3.”, que tiene fracción de vapor 1 y una temperatura de -4°F definida por metalurgia del sistema, la descarga del equipo es la corriente “4.”. Se añade un aerofriador “condensador”, que se conecta a “4.” Y descarga en la corriente “1.”, la cual tiene fracción de vapor 0 y temperatura de 130°F. La corriente “1.”, después es pasada por una válvula “J-T” que genera una expansión del líquido, donde se flashea parcialmente y sale la corriente “2.” Hacia el intercambiador E-102. Las corrientes “1.”, “2.”, “3.”, “4.” Tienen una composición molar de 100% propano (C3).

Figura 26.

Diagrama de flujo refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento

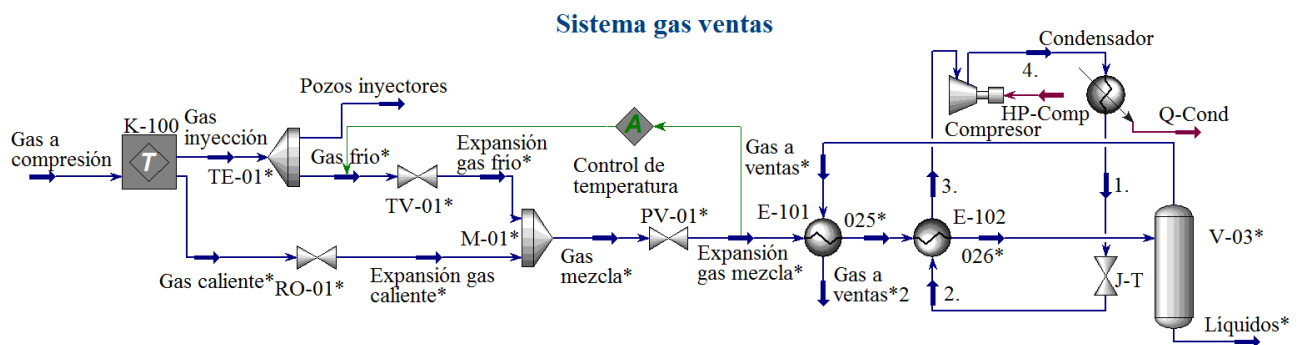


Tabla 32.

Resultados de la simulación refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento.

Variable	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Temperatura expansión gas frio [°F]	125.5	127.3	128.8
Temperatura expansión gas caliente [°F]	233.9	236.1	238.1
Flujo gas caliente [MMscfd]	4.394	4.884	4.624
Flujo gas frio [MMscfd]	5.606	5.116	5.376
Temperatura gas mezcla [°F]	172.7	180.2	187.3
Flujo gas a ventas [MMscfd]	9.016	9.017	9.017
Presión gas ventas 1 [psig]	1201	1206	1210
Presión gas ventas 2 [psig]	1200	1205	1209
Temperatura gas ventas 1 [°F]	4.023	4.024	4.024
Temperatura gas ventas 2 [°F]	84.97	90.97	96.99
Cricondentérmica gas ventas [°F]	34.41	35.03	35.52
Temperatura salida tubos E-101 (025*) [°F]	27.66	28.24	28.84
Temperatura salida tubos E-102 (026*) [°F]	4.399	4.399	4.399
Temperatura entrada coraza E-102 (2.) [°F]	-2.601	-2.601	-2.601
Temperatura formación de hidratos	26.70	26.73	26.75
Estructura de hidratos formado	Tipo II	Tipo II	Tipo II
Presión de succión compresor	20.72	20.72	20.72
Presión de descarga compresor	265	265	265
Temperatura de descarga compresor	171.6	171.6	171.6
HP del compresor	137.5	141.0	144.6
Flujo molar de propano	1.302	1.335	1.369
Presión salida del condensador	260	260	260
Presión salida válvula J-T	21.72	21.72	21.72

Volumen de flujo de líquidos [bbl/día]	539.0	538.2	537.4
Temperatura Líquidos [°F]	4.023	4.024	4.024
Presión Líquidos [psig]	1201	1206	1210

De acuerdo con los resultados, es evidente que en el escenario 1 para el cual se presenta una caída de presión hasta 1218 psig en el proceso de expansión, se obtiene una mayor recuperación de condensados, del orden de 539.0 barriles por día. Sin embargo, en comparación con la alternativa 2, la diferencia en producción de condensados es de 0.6 bbl/día, y con la alternativa 3, es de 1.6 bbl/día, lo cual son variaciones inferiores al 1%. Todos los escenarios cumplen la presión de entrega del gas.

En cuanto a la temperatura de salida de gas ventas, ninguna alternativa se encuentra en los 110°F establecidos, lo cual está directamente relacionado con la temperatura de expansión del gas mezcla, a menor temperatura en esta corriente menor será la temperatura del gas ventas de salida. De este modo, para el escenario 1 que tiene menor temperatura de expansión gas mezcla, se observa la menor temperatura de salida en gas ventas, pero el consumo de potencia del compresor y requerimiento de flujo de propano también son inferiores, en comparación con los otros escenarios, esto debido a que se requiere menor transferencia de calor para enfriar el gas. Debido a que la temperatura de salida del intercambiador E-102 se mantiene constante, la variación en temperatura de expansión no afecta la recuperación de condensados, pero sí influye directamente sobre la temperatura del gas ventas en la salida, la potencia del compresor y flujo de propano requerido.

Es importante analizar, que debido a las bajas temperaturas de la corriente de gas a la salida del intercambiador E-102, se presenta la formación de hidratos tipo II en los tres escenarios en la corriente “026*”, por lo que se recomienda evaluar la inyección de un inhibidor de hidratos.

5.2.1 Análisis de sensibilidad para optimizar la alternativa 2.

En resumen, para cada uno de los escenarios no se cumple la temperatura requerida de salida de gas ventas de 110°F y el flujo de gas entregado no es de 10 MMscfd, por lo cual partiendo del escenario 1, se realiza el ajuste de la temperatura de expansión gas mezcla a 119°F, teniendo en cuenta que la temperatura mínima de aproximación en el intercambiador E-101 y la corriente de salida “gas a ventas*2” es de 9°F, para obtener 110°F a la salida, y por medio de un ajuste se incrementa el flujo de gas mezcla hasta alcanzar 10 MMscfd en el gas ventas.

Figura 27.

Diagrama de flujo refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.

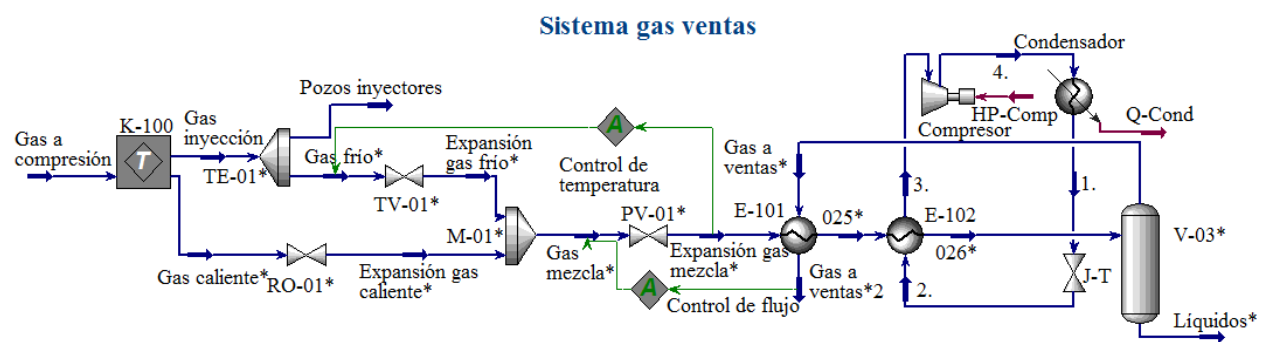


Tabla 33.

Resultados refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.

Variable	Escenario modificado
Temperatura expansión gas frio [°F]	125.5
Temperatura expansión gas caliente [°F]	233.9
Flujo gas caliente [MMscfd]	7.206
Flujo gas frio [MMscfd]	3.885
Flujo gas mezcla [MMscfd]	11.09
Temperatura gas mezcla [°F]	195.5
Flujo pozos inyectores [MMscfd]	28.91
Flujo gas a ventas [MMscfd]	10.0
Temperatura expansión gas mezcla[°F]	119.0
Presión expansión gas mezcla[psig]	1218
Presión gas ventas 1 [psig]	1201
Presión gas ventas 2 [psig]	1200
Temperatura gas ventas 1 [°F]	4.023
Temperatura gas ventas 2 [°F]	110
Cricodontérmica gas ventas [°F]	34.41
Temperatura salida tubos E-101 (025*) [°F]	30.61
Temperatura salida tubos E-102 (026*) [°F]	4.399
Temperatura entrada coraza E-102 (2.) [°F]	-2.601
Temperatura formación de hidratos	26.70
Estructura de hidratos formado	Tipo II
Presión de succión compresor	20.72
Presión de descarga compresor	265
Temperatura de descarga compresor	171.6

HP del compresor	170.7
Flujo molar de propano	1.617
Presión salida del condensador	260
Presión salida válvula J-T	21.72
Volumen de flujo de líquidos [bbl/día]	597.8
Temperatura Líquidos [°F]	4.023
Presión Líquidos [psig]	1201

Con las modificaciones realizadas se logra un aumento de 58.8 barriles por día en la corriente de líquido, mientras se cumple con la presión, temperatura y flujo de entrega al gasoducto. Aunque el flujo inyectado a los pozos se ve reducido a 28.91 MMscfd con respecto a los 30 MMscfd, la estrategia de manejo del yacimiento no se ve afectada de acuerdo con información de la compañía. Por otro lado, la potencia del compresor aumenta a 170.7 HP y el flujo de propano 1.617 MMscfd, sin embargo, en este escenario se cumple las condiciones de entrega y se genera un volumen incremental de condensados. A continuación, se calcula los % de recuperación.

Tabla 34.

Flujo molar corrientes de entrada y salida refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.

Componente	Flujo molar entrada [lbmol/hora]	Flujo molar gas venta [lbmol/hora]	Flujo molar líquidos [lbmol/hora]	% Recuperación
CO2	44.0438	39.1845	4.8593	11.03%

Nitrógeno	6.9729	6.7513	0.2216	3.18%
Metano	972.5046	911.2530	61.2515	6.30%
Etano	108.4258	90.7225	17.7033	16.33%
Propano	45.5477	32.1014	13.4463	29.52%
i-Butano	10.7589	6.3051	4.4538	41.40%
n-Butano	12.9969	6.8842	6.1127	47.03%
i-Pentano	4.8582	1.9581	2.9001	59.69%
n-Pentano	3.1228	1.1144	2.0085	64.32%
C6*	6.8957	1.6266	5.2692	76.41%
C7-C10*	1.6041	0.0984	1.5057	93.87%
C11-14*	0.0029	0.0000	0.0029	99.40%
H2S	0.0024	0.0020	0.0004	18.25%
H2O	0.1024	0.0454	0.0570	55.63%

5.2.2 Estabilización de condensados en tren de separación alternativa 1 modificada.

Con estos resultados, se integra la simulación del sistema de gas ventas con la del tren de separación, conectando la corriente de líquidos al separador de media presión, para de este modo determinar los condensados estabilizados que se producen con la alternativa 2. Una vez realizada la simulación, los resultados se muestran en la tabla 35.

Tabla 35.

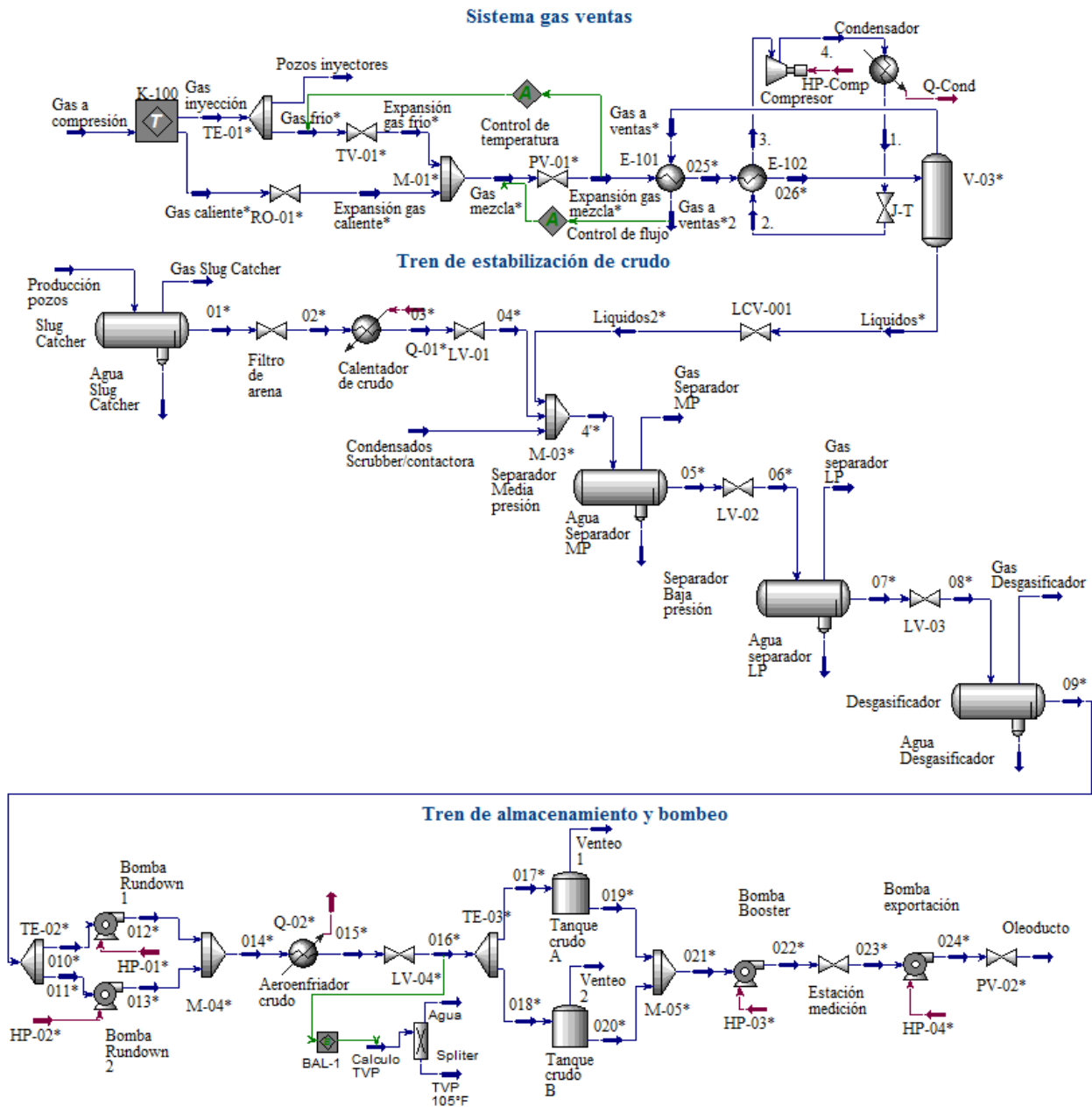
Resultados condensados estabilizados refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.

Sistema	Variable	Valor	Unidad
	Producción base	28015.29	Bbl/día
Corriente Oleoducto	Volumen de flujo de líquidos	28167.30	Bbl/día
	Temperatura	111.6	°F
	Gravedad API	51.5	°API
Tanques de almacenamiento	RVP @ 100°F	8.655	Psia
	TVP @ 105°F	11.59	Psia
Producción incremental	Condensados estabilizados	152.01	Bbl/día
		55483.65	Bbl/año

De acuerdo con los resultados de la tabla 35, con la alternativa refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado, se producen 152.01 barriles adicionales de condensado estabilizado en la corriente del oleoducto, lo cual representa 55483.65 barriles incrementales anuales, además el TVP @ 105°F es de 11.59 psia, lo cual es inferior al criterio de 12.3 psia y cumple con especificaciones.

Figura 28.

Simulación sistema refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado integrado con tren de estabilización de condensados.



5.3 Planta turbo-expander con intercambiador gas-gas.

En esta alternativa, se propone instalar en la corriente de gas frío de inyección, un intercambiador de calor de tubos y coraza (gas-gas), que pre enfría el gas de proceso para ser succionado por el expensor. La salida del expensor, esta direccionada a un separador frío donde se recuperan los condensados y luego son direccionados al tren de separación para su estabilización. La corriente de gas salida del separador frío intercambiar calor con el gas frío de entrada, y luego es tomada por el compresor, que incrementa la presión a condiciones de entrega. Las condiciones de entrada para la simulación, con base en operaciones similares de equipos turboexpander de la compañía, son las descritas en la tabla 36.

Tabla 36.

Parámetros de entrada turbo-expander con intercambiador gas-gas.

Sistema	Variable [unidad]	Valor
Gas caliente	Flujo molar [MMscfd]	0
	Presión [psig]	5471
Gas frío	Temperatura[°F]	130
	Flujo molar [MMscfd]	10
	Presión – Escenario 1[psig]	2400
Expansión gas frío	Presión – Escenario 2[psig]	2300
	Presión – Escenario 3[psig]	2200
Separador V-04	Caída presión [psig]	7
Pozos inyectoros	Flujo molar [MMscfd]	30
	Temperatura salida [°F]	110
Gas a ventas 2	Presión de entrega[psig]	1200

	Caída presión tubos[psig]	10
	Caída presión coraza[psig]	5
Intercambiador E-101		
(Tubos y coraza)	Temperatura salida tubos – Escenario 1 [°F]	45
	Temperatura salida tubos – Escenario 2 [°F]	50
	Temperatura salida tubos – Escenario 3 [°F]	55
	Presión descarga – Escenario 1[psig]	750
Expansor	Presión descarga – Escenario 2[psig]	800
	Presión descarga – Escenario 3[psig]	850

Para la construcción de la simulación del turboexpander, se parte del caso base con condiciones actuales sin tener en cuenta la corriente de gas caliente y la PV-01*, para de este modo tener una temperatura y presión adecuada para el proceso de expansión. Sobre la corriente gas frío se inicia con una caída de presión de acuerdo con los escenarios previstos en la TV-01*, posteriormente en la corriente expansión gas frío se añade un intercambiador “E-101” de calor tipo tubos y coraza, que ira conectado por el lado tubos a esta corriente y saldrá la corriente “25*” con una caída de 10 psig. Por la sección coraza, ingresará la corriente “27*” y saldrá la corriente “28*” con una caída de 5 psig. Para resolver el intercambiador, se agrega una especificación de temperatura de salida de la sección tubos en la corriente “25*”, de acuerdo con los escenarios. Luego, se agrega el equipo “expansor”, al cual se conecta en la succión la corriente “25*”, con corriente de energía “Q-TE” y de descarga “26*”, con una presión de salida acorde a los escenarios. La corriente “26*” se conecta a un separador “V-04*”, del cual sale la corriente “27*” con una caída de presión de 7 psig, e ingresa al intercambiador “E-101” por la sección coraza, para salir en la corriente “28*” con 5 psig menos y una mayor temperatura, calculada por el simulador. Se agrega un equipo “compresor”, el cual tiene como succión la corriente “28*” y descarga a la

corriente “gas a ventas”, la corriente de energía para el compresor es conectada a la corriente de energía del expansor, debido a que el trabajo que realiza el expansor es el que mueve el compresor.

Figura 29.

Diagrama de flujo turbo-expander con intercambiador gas-gas.

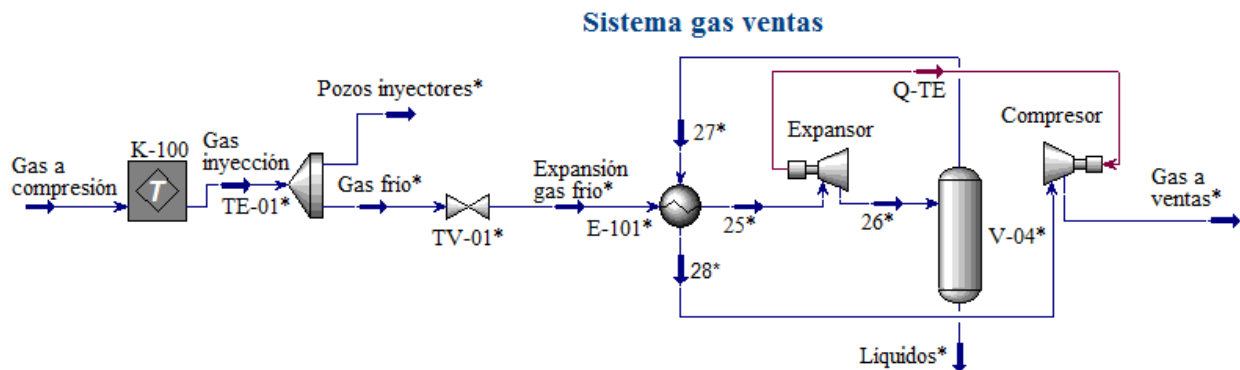


Tabla 37.

Resultados de la simulación turbo-expander con intercambiador gas-gas.

Variable	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Temperatura expansión gas frío [°F]	95.34	92.70	89.87
Flujo gas a ventas [MMscfd]	8.030	8.288	8.544
Presión gas ventas [psig]	1143	1204	1260
Temperatura gas ventas [°F]	115.1	102.4	91.72
Cricondentérmica gas ventas [°F]	-40.31	-28.83	-16.88
Temperatura entrada coraza E-102 (27*) [°F]	-43.45	-33.36	-22.83
Temperatura salida coraza E-102 (28*) [°F]	47.05	37.94	31.13
Temperatura formación de hidratos 26*	21.79	22.58	23.30
Estructura de hidratos formado	Tipo II	Tipo II	Tipo II
Presión de succión expansor	2390	2290	2190
Temperatura de descarga expansor	-42.93	-32.87	-22.36

HP disponibles Expansor	177.9	169.5	160.5
Presión corriente 27*	743	793	843
Presión de succión compresor	738	788	838
Volumen de flujo de líquidos [bbl/día]	1075	946.6	816.5
Temperatura Líquidos [°F]	-43.45	-33.36	-22.83
Presión Líquidos [psig]	743	793.0	857.7
Condensados estabilizados [Bbl/día]	246.25	226.54	206.05
Condensados estabilizados [Año/día]	89880.41	82686.41	75207.31
% Condensados estabilizados	22.91%	23.93%	25.24%
RVP @ 100°F	9.010	8.93	8.84
TVP @ 105°F	12.13	11.99	11.86
Gravedad API Oleoducto	51.65	51.62	51.59

De acuerdo con los resultados, es evidente que en el escenario 1, en el cual se tiene una mayor presión de expansión de gas frío, menor temperatura a la salida del intercambiador E-101 y menor presión de descarga del expansor, se presentó la mayor cantidad de líquidos recuperados y estabilizados, sin embargo en términos de % de líquidos estabilizados del total de condensados este escenario presenta la menor proporción, debido a que al condensar más volumen de forma proporcional lo hacen hidrocarburos más livianos, que se volatilizan a las condiciones del proceso de estabilización. El escenario 1 a pesar de tener mayor cantidad de líquidos, no cumple con la presión, temperatura y flujo de entrega. El escenario 2 cumple tanto con condiciones de presión y temperatura, pero no de flujo. El escenario 3, no cumple con la temperatura de entrega, mientras la presión se encuentra muy por encima de la requerida y el flujo no logra el establecido. En términos de TVP, si bien ningún escenario supera el límite, el escenario 1 se encuentra cerca al mismo, y ante una variación en el proceso se puede generar emanación de vapores en tanques.

5.3.1 Análisis de sensibilidad para optimizar la alternativa 3.

Teniendo en cuenta las anteriores consideraciones, se realiza un análisis de sensibilidad para encontrar el escenario óptimo que cumpla con las condiciones de entrega y permita una mayor recuperación de condensados.

Tabla 38.

Análisis de sensibilidad turbo-expander con intercambiador gas-gas.

Condiciones análisis de sensibilidad						
Presión expansión gas frío: 2400 psig.						
Temperatura 25* [°F]: Salida intercambiador E-101 – Rango: 45, 50 – Paso: 2						
Presión 26* [psig]: Expansión expander – Rango 795, 805 – Paso: 2						
	Temperatura 25* [°F]	Presión 26* [psig]	Volumen de líquidos [bbl/día]	Presión entrega [psig]	Temperatura entrega [°F]	Condensados estabilizados [bbl/día]
1	45.00	795	1050.82	1189	112.57	239.83
2	45.00	797	1049.95	1191	112.49	239.57
3	45.00	799	1049.06	1193	112.41	239.31
4	45.00	801	1048.17	1195	112.33	239.04
5	45.00	803	1047.28	1198	112.25	238.78
6	45.00	805	1046.38	1200	112.17	238.52
7	47.00	795	1023.81	1197	110.10	236.52
8	47.00	797	1022.92	1199	110.02	236.26
9	47.00	799	1022.02	1201	109.95	236.00
10	47.00	801	1021.11	1204	109.87	235.73

11	47.00	803	1020.20	1206	109.80	235.47
12	47.00	805	1019.29	1208	109.72	235.20
13	49.00	795	997.43	1206	107.76	233.27
14	49.00	797	996.54	1208	107.69	233.00
15	49.00	799	995.62	1210	107.62	232.74
16	49.00	801	994.70	1212	107.55	232.48
17	49.00	803	993.78	1214	107.48	232.21
18	49.00	805	992.85	1216	107.41	231.94

El escenario seleccionado es el 8, para el cual se cumple las condiciones de entrega y se tiene un volumen de condensados estabilizados de 236.26 bbl/día. Ahora, bajo estas condiciones de operación, se ajusta el flujo de gas ventas a 10 MMscfd para cumplir el requerimiento volumétrico empleando una operación adjust, los resultados de la simulación se muestran en la tabla.

Figura 30.

Diagrama de flujo turbo-expander con intercambiador gas-gas modificado.

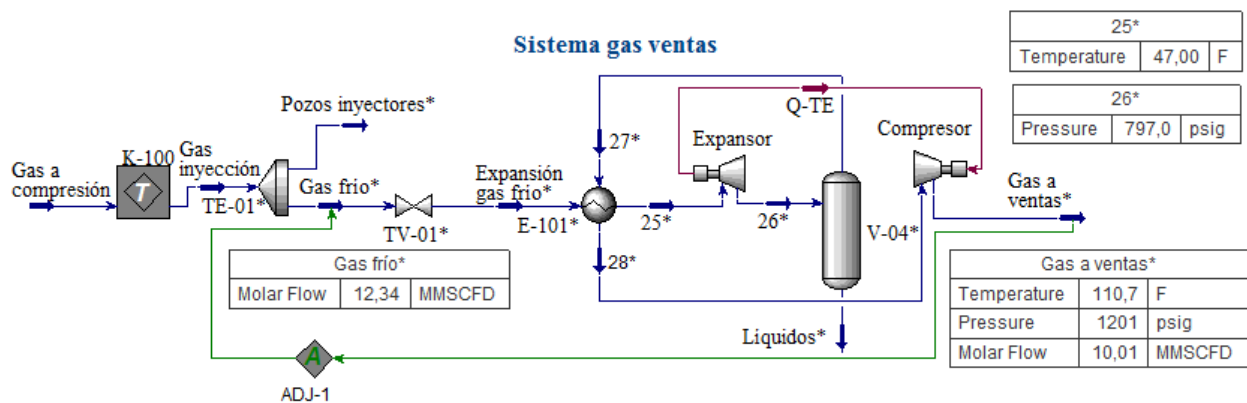


Tabla 39.

Resultados turbo-expander con intercambiador gas-gas modificado.

Variable	Escenario modificado
Temperatura expansión gas frío [°F]	95.34
Flujo gas a ventas [MMscfd]	10.0
Flujo gas frío [MMscfd]	12.34
Presión gas ventas [psig]	1201
Temperatura gas ventas [°F]	110.7
Cricondentérmica gas ventas [°F]	-33.02
Temperatura entrada coraza E-102 (27*) [°F]	-37.89
Temperatura salida coraza E-102 (28*) [°F]	45.10
Temperatura formación de hidratos 26*	22.54
Estructura de hidratos formado	Tipo II
Presión de succión expansor	797
Temperatura de descarga expansor	-37.39
HP disponibles Expansor	211.6
Presión corriente 27*	790
Presión de succión compresor	785
Volumen de flujo de líquidos [bbl/día]	1269
Temperatura Líquidos [°F]	-37.89
Presión Líquidos [psig]	790.0
Condensados estabilizados [Bbl/día]	293.48
Condensados estabilizados [Año/día]	107120.2
% Condensados estabilizados	23.13%
RVP @ 100°F [psia]	9.117
TVP @ 105°F [psia]	12.28

Gravedad API Oleoducto	51.71
-------------------------------	-------

Con las modificaciones realizadas se logra un aumento de 47.23 barriles incrementales, para un total de 293.48 barriles por día en la corriente de líquido, mientras se cumple con la presión, temperatura y flujo de entrega al gasoducto. El flujo inyectado a los pozos se ve reducido a 27.66 MMscfd con respecto a los 30 MMscfd, la estrategia de manejo del yacimiento no se ve afectada de acuerdo con información de la compañía. Por otro lado, el TVP aumento a 12.28, cercano al límite de 12.3. A continuación, se calcula los % de recuperación.

Tabla 40.

Flujo molar corrientes de entrada y salida

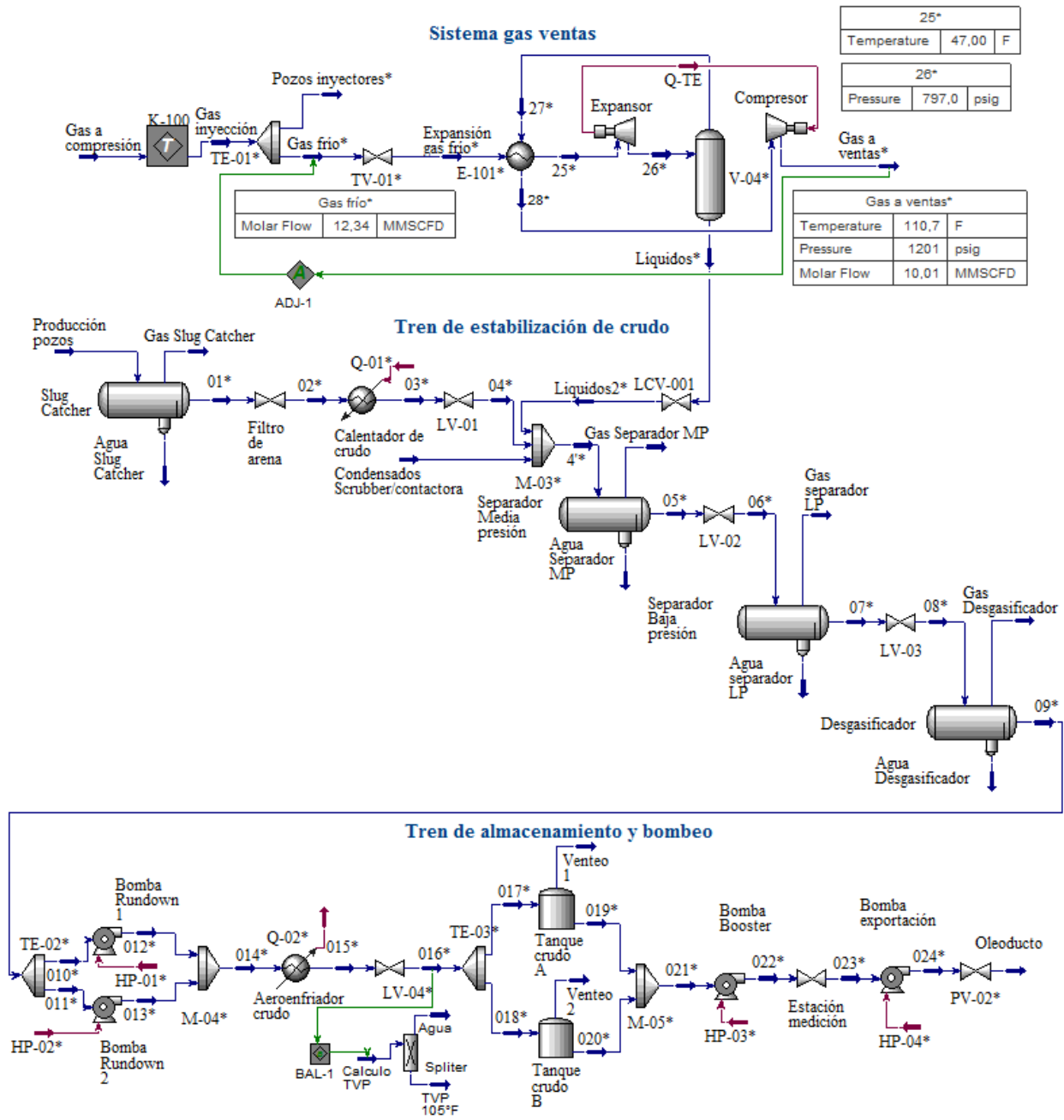
Componente	Flujo molar entrada [lbmol/hora]	Flujo molar gas venta [lbmol/hora]	Flujo molar líquidos [lbmol/hora]	% Recuperación
CO2	48.9857	36.9913	11.9944	24.49%
Nitrógeno	7.7553	7.4197	0.3356	4.33%
Metano	1081.6226	959.6295	121.9931	11.28%
Etano	120.5915	73.6724	46.9192	38.91%
Propano	50.6583	16.6409	34.0174	67.15%
i-Butano	11.9661	2.1450	9.8210	82.07%
n-Butano	14.4552	1.9436	12.5116	86.55%
i-Pentano	5.4033	0.3564	5.0469	93.40%
n-Pentano	3.4732	0.1725	3.3008	95.03%
C6*	7.6695	0.1618	7.5077	97.89%
C7-C10*	1.7840	0.0036	1.7805	99.80%

C11-14*	0.0033	0.0000	0.0033	99.99%
H2S	0.0027	0.0016	0.0011	41.65%
H2O	0.1139	0.0067	0.1072	94.10%

Por medio del turboexpander, se evidencia claramente el incremento en el aumento del % de recuperación de cada componente, con respecto a las tecnologías anteriores. De este modo, por medio de esta alternativa en total se logran 293.48 barriles incrementales por día, equivalente a 107,119.76 barriles anuales incrementales, manteniendo las condiciones de TVP en el límite de 12.3 psia.

Figura 31.

Simulación sistema turbo-expander con intercambiador gas-gas modificado integrado con tren de estabilización de condensados.



6. Selección de la alternativa técnica para la recuperación de condensados

Para realizar una identificación y selección adecuada de la mejor alternativa tecnológica, tomando como referencia las alternativas modificadas resultado del análisis de sensibilidad para cada simulación, se deben abordar dos criterios: el técnico y el económico.

6.1 Comparación de alternativas por criterio técnico.

Desde el punto de vista técnico, existen tres categorías importantes que se deben revisar para realizar un análisis adecuado:

Condiciones de entrega gas ventas: La corriente sobre la cual se desea recuperar líquidos hace parte de un contrato de ventas del campo, bajo unas especificaciones de entrega, por lo cual la alternativa debe cumplirlas.

Presión de vapor: La seguridad del proceso es un punto clave en la planta, por lo cual los condensados generados al mezclarse con el crudo, no deben superar la presión de vapor por fuera de los límites permitidos, siendo más favorable la alternativa que mantenga en menor proporción esta variable, evitando emanación de vapores en tanques.

Recuperación de líquidos estabilizados: El objetivo final de la alternativa, es la producción de condensados estabilizados medibles en la corriente del oleoducto de la planta, de este modo, siendo más benéfica la alternativa que produzca mayor cantidad de barriles incrementales.

Teniendo en cuenta las tres consideraciones anteriores, y su importancia relativa en términos de ventas, seguridad del proceso y producción, se asigna un % ponderado a cada una, el cual se muestra en la tabla 41.

Tabla 41.

Criterios técnicos de selección de alternativas tecnológicas.

Condiciones de entrega gas ventas	35
Presión de vapor del crudo	35
Recuperación de líquidos estabilizados	30

Partiendo de los % ponderados para cada criterio, en la tabla 42 está la matriz de calificación de las diferentes alternativas numeradas, en donde se agrupan las variables dentro de cada criterio técnico con su respectivo % ponderado, acorde a las prioridades organizacionales de la compañía.

1. Alternativa 1 - Joule-Thomson con calentador en corriente gas ventas modificado.
2. Alternativa 2 - Refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.
3. Alternativa 3 - Planta turbo-expander con intercambiadores gas-gas modificado.

Tabla 42.

Matriz de calificación por criterios y variables técnicas.

Criterio técnico	%	Variables	Criterio de aceptación	%
Ventas:		Flujo de entrega [MMscfd]	10	11.7%
Condiciones de entrega	35%	Presión de entrega [psig]	1200	11.7%
		Temperatura de entrega [°F]	110	11.7%
Seguridad de procesos: Presión de vapor	35%	RVP @ 100°F [psia]	10.5	17.5%
		TVP @ 105°F [psia]	12.3	17.5%
		% Recuperación de Metano	0	10.0%
		% Recuperación de Etano	0	
		% Recuperación de Propano	100	
		% Recuperación de i-Butano	100	
Producción: Recuperación de líquidos estabilizados	30%	% Recuperación de n-Butano	100	
		% Recuperación de i-Pentano	100	10.0%
		% Recuperación de n-Pentano	100	
		% Recuperación de C6*	100	
		% Recuperación de C7-C10*	100	
		% Recuperación de C11-14*	100	
		Condensados estabilizados [bbl/día]	516.67	10.0%

Teniendo definida la matriz de calificación, en la tabla 43 se define la metodología para aginar la calificación a cada variable establecida, la cual está comprendida en el rango del 0 – 100%, para ello se establece la ecuación que aplica para cada variable.

Tabla 43.

Metodología de asignación de calificación para cada variable

Variab	Criterio de aceptación	Ecuación de calificación %
Flujo de entrega [MMscfd]	10	(0-10 MMscfd): % = 10*valor (10-20 MMscfd): % = -10*valor + 200
Presión de entrega [psig]	1200	(0-1200 psig): % = valor/12 (1200-2400 psig): % = -valor/12 + 200
Temperatura de entrega [°F]	110	(0-110 °F): % = 10*valor/11 (110-220 °F): % = -10*valor/11 + 200
RVP @ 100°F [psia]	<10.5	(Valor>10.5): % = 0 (Valor<10.5): % = 100-100*valor/10.5
TVP @ 105°F [psia]	<12.3	(Valor>12.3): % = 0 (Valor<12.3): % = 100-100*valor/12.3
% Recuperación de Metano	0	(0-100%): % = 100-100*valor
% Recuperación de Etano	0	
% Recuperación de Propano	100	
% Recuperación de i-Butano	100	
% Recuperación de n-Butano	100	
% Recuperación de i-Pentano	100	
% Recuperación de n-Pentano	100	(0-100%): % = 100*valor
% Recuperación de C6*	100	
% Recuperación de C7-C10*	100	
% Recuperación de C11-14*	100	
Condensados estabilizados [bbl/día]	516.67	(0-516.67): % = 100*valor/516.67*

* Con base en GPM C3+ para 10 MMscfd

Con la metodología para asignar la calificación a cada variable, en la tabla 44 se muestra las variables de proceso para todas las tres alternativas con respectiva calificación, a partir de la cual se calcula el promedio ponderado para cada una para luego ser sumadas y de este modo, comparar cada tecnología.

Tabla 44.

Comparación técnica de alternativas y calificación.

Comparación técnica de alternativas						
Variable	Alternativa 1		Alternativa 2		Alternativa 3	
	Valor	Calif.	Valor	Calif.	Valor	Calif.
Flujo de entrega [MMscfd]	10.0	100.0	10.0	100.0	10.0	100.0
Presión de entrega [psig]	1200.0	100.0	1200.0	100.0	1201.0	99.9
Temperatura de entrega [°F]	110.0	100.0	110.0	100.0	110.7	99.4
RVP @ 105°F [psia]	8.4	19.7	8.7	17.57	9.1	13.2
TVP @ 105°F [psia]	11.3	8.5	11.6	5.77	12.3	0.2
% Recuperación de Metano	1.1	98.87	6.3	93.7	11.3	88.7
% Recuperación de Etano	3.4	96.58	16.3	83.7	38.9	61.1
% Recuperación de Propano	7.4	7.4	29.5	29.5	67.2	67.2
% Recuperación de i-Butano	12.2	12.2	41.4	41.4	82.1	82.1
% Recuperación de n-Butano	15.0	15.0	47.0	47.0	86.6	86.6
% Recuperación de i-Pentano	23.5	23.5	59.7	59.7	93.4	93.4
% Recuperación de n-Pentano	27.3	27.3	64.3	64.3	95.0	95.0
% Recuperación de C6*	41.3	41.3	76.4	76.4	97.9	97.9
% Recuperación de C7-C10*	78.4	78.4	93.9	93.9	99.8	99.8
% Recuperación de C11-14*	97.8	97.8	99.4	99.4	100.0	100.0
Condensados estabilizados [bbl/día]	58.7	11.4	152.0	29.4	293.5	56.8
Formación de hidratos	No	-	Si	-	Si	-

Tabla 45.

Resumen de criterios para las tres alternativas.

Criterio técnico	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
% Condiciones de entrega a ventas	35.0	35.0	34.9
% Presión de vapor	4.9	4.1	2.3
% Recuperación de líquidos estabilizados	14.7	18.2	22.2
Total	54.6	57.3	59.4

De acuerdo con los resultados de la tabla 44 y 45, la alternativa 3 de la Planta turbo-expander con intercambiadores gas-gas modificado es la que obtiene el mayor puntaje, por lo cual por los criterios técnicos es la seleccionada. Es importante resaltar, que en términos de condiciones de entrega todas las alternativas presentan puntajes iguales. Por otro lado, en cuanto a seguridad de procesos, la alternativa 3 presentó el puntaje menos favorable, lo cual va de la mano con que presenta el mayor puntaje en recuperación de condensados, es decir un aporte más significativo de componentes livianos al crudo que incrementan la presión de vapor en mayor proporción que en las otras alternativas, a pesar de que no se sale de especificaciones esta alternativa si se encuentra en el límite permitido en términos de TVP, con 12.28 psia.

Por otro lado, una variable que, aunque no hace parte de la matriz de calificación es de importancia, es la formación de hidratos a las condiciones de presión de cada alternativa. Para la alternativa 1, de acuerdo a los resultados de la simulación no se presenta formación de hidratos en el sistema, mientras que para la alternativa 2 y 3, debido a las bajas temperaturas manejadas a las presiones de proceso se formarán hidratos tipo II, por lo cual la implementación de esta alternativa requerirá de un sistema adicional de inyección y regeneración de inhibidor de hidratos.

6.2 Comparación de alternativas por criterio económico.

Empleando criterios técnicos, se puede seleccionar la alternativa 3 como la más indicada. En esta sección, partiendo de las simulaciones en Aspen Hysys 11.0 para las tres alternativas modificadas para cada una de las tecnologías y con el software Aspen Process Economic Analyzer, se realiza un estimado Clase V del presupuesto de los proyectos para instalar los equipos requeridos que permitan la recuperación de los condensados, los cuales se muestran en las tablas 46, 47 y 48.

Para las alternativas 2 y 3, se considera la instalación de un sistema de inyección y regeneración de monoetilenglicol (MEG) para la inhibición de la formación de hidratos, por lo cual se agrega un presupuesto estimado adicional de \$300,000 USD en la inversión del año 0 de estas dos alternativas, de acuerdo con información suministrada por la compañía.

Tabla 46.

Presupuesto estimado Joule-Thomson con calentador en corriente gas ventas modificado.

Costos equipos requeridos – Joule Thomson		
Nombre equipo	Costo equipo [USD]	Costo instalación [USD]
E-100	\$ 13,700.00	\$ 138,400.00
Resumen presupuesto del proyecto - Joule Thomson		
Costo equipos [USD]	\$	13,700.00
Costo instalación [USD]	\$	138,400.00
Costo total capital [USD]	\$	152,100.00
Costo total capital ajustado [USD]*	\$	197,730.00
Costo total operación [USD/año]**	\$	15,210.00
Costo total utilitarios [USD/año]***	\$	35,520.05

***Incluye otros costos, costos indirectos, impuestos, etc.**

**** Incluye costos de mantenimiento y operación**

***** Incluye el costo de la energía eléctrica.**

Tabla 47.

Presupuesto estimado Refrigeración mecánica con propano y preenfriamiento modificado.

Costos equipos requeridos - Loop de propano		
Nombre equipo	Costo equipo [USD]	Costo instalación [USD]
Condensador	\$ 13,500.00	\$ 83,900.00
J-T	\$ 10,000.00	\$ 10,000.00
Compresor	\$ 882,600.00	\$ 1,016,000.00
E-101	\$ 22,000.00	\$ 104,900.00
E-102	\$ 12,000.00	\$ 124,800.00
Resumen presupuesto del proyecto - Loop de propano		
Costo equipos [USD]		\$ 940,100.00
Costo instalación [USD]		\$ 1,339,600.00
Costo total capital [USD]		\$ 2,279,700.00
Costo total capital ajustado [USD]*		\$ 3,714,040.00
Costo total operación [USD/año]**		\$ 691,418.00
Costo total utilitarios [USD/año]***		\$ 138,837.77
*Incluye otros costos, costos indirectos, impuestos, etc.		
** Incluye costos de mantenimiento y operación.		
*** Incluye el costo de la energía eléctrica.		

Tabla 48.

Presupuesto estimado Planta turbo-expander con intercambiadores gas-gas modificado.

Costos equipos requeridos - Planta turboexpander		
Nombre equipo	Costo equipo [USD]	Costo instalación [USD]
Expansor	\$ 224,500.00	\$ 341,300.00
E-100	\$ 49,900.00	\$ 308,600.00
V-04*	\$ 32,100.00	\$ 153,100.00
Compresor	\$ 992,300.00	\$ 1,117,100.00
Resumen presupuesto del proyecto - Planta turboexpander		
Costo equipos [USD]		\$ 1,298,800.00
Costo instalación [USD]		\$ 1,920,100.00
Costo total capital [USD]		\$ 3,218,900.00
Costo total capital ajustado [USD]*		\$ 4,225,720.00
Costo total operación [USD/año]**		\$ 713,552.00
Costo total utilitarios [USD/año]***		\$ 38,585.20
*Incluye otros costos, costos indirectos, impuestos, etc.		
** Incluye costos de mantenimiento y operación.		
*** Incluye el costo de la energía eléctrica.		

Teniendo los costos estimados para la implementación se procede a calcular 4 indicadores económicos que permiten tomar decisiones al momento de evaluar proyectos, los cuales son: valor presente neto (VPN), tasa interna de retorno (TIR), eficiencia del capital (CE) y Payback (Retorno de la inversión).

Para calcular estos indicadores se requiere conocer inicialmente los ingresos proyectados para cada alternativa, para lo cual se emplean los barriles de condensados estabilizados de la tabla

44, se asume un precio de venta del crudo de \$40 USD y una disponibilidad de los sistemas del 95% contemplando mantenimientos y paradas no planeadas. Por otro lado, el opex y capex de cada iniciativa se toman de las tablas 46, 47, 48. Para el cálculo del VPN, se asume la tasa de descuento empleada por la organización del 10%. El tiempo horizonte de los proyectos es de 5 años.

Tabla 49.

Consideraciones económicas

Consideraciones económicas							
Precio	\$40.00	Disponibilidad	95%	Tasa	10.00%	Tiempo	5
referencia				descuento		[años]	
[usd/bbl]							

Los resultados del cálculo de los criterios económicos se muestran en las tablas 50, 51 y 52.

Tabla 50.

Criterios Alternativa 1 modificada.

Alternativa 1 modificada		
Años	Ingresos	Opex/Capex
0	\$ -	\$(197,730.00)
1	\$814,307.70	\$(50,730.05)
2	\$814,307.70	\$(50,730.05)
3	\$814,307.70	\$(50,730.05)
4	\$814,307.70	\$(50,730.05)

5	\$814,307.70	\$(50,730.05)
	VPN	\$ 2,696,830.06
Criterios	TIR	386%
económicos	CE	1364%
	Payback	1.0

Tabla 51.

Criterios Alternativa 2 modificada.

Alternativa 2 modificada		
Años	Ingresos	Opex/Capex
0	0	\$(3,714,040.00)
		+\$ (300,000.00) *
1	\$2,108,378.70	\$(830,255.77)
2	\$2,108,378.70	\$(830,255.77)
3	\$2,108,378.70	\$(830,255.77)
4	\$2,108,378.70	\$(830,255.77)
5	\$2,108,378.70	\$(830,255.77)
	VPN	\$ 831,051.51
Criterios	TIR	18%
económicos	CE	21%
	Payback	4.0

* Corresponde al costo del sistema de inhibición de formación de hidratos.

Tabla 52.

Criterios Alternativa 3 modificada.

Alternativa 3 modificada		
Años	Ingresos	Opex/Capex
0	\$ -	\$(4,225,720.00) +\$(300,000.00) *
1	\$4,070,567.60	\$(1,413,725.20)
2	\$4,070,567.60	\$(1,413,725.20)
3	\$4,070,567.60	\$(1,413,725.20)
4	\$4,070,567.60	\$(1,413,725.20)
5	\$4,070,567.60	\$(1,413,725.20)
	VPN	\$ 5,545,803.02
Criterios	TIR	51%
económicos	CE	123%
	Payback	2.0

* Corresponde al costo del sistema de inhibición de formación de hidratos.

De acuerdo con los criterios económicos calculados para cada una de las alternativas, en primera instancia se puede inferir que la alternativa 2 es la menos atractiva de las 3, presenta el menor valor presente neto (\$ 831,051.51), TIR más pequeño (18%), menor eficiencia de capital (21%) y mayor periodo de retorno de la inversión (4 años). Por otro lado, entre la alternativa 1 y 3, el valor presente neto indicaría que la alternativa a seleccionar sería la 3, debido a que es el mayor (\$5,545,803.02) con respecto al VPN de la alternativa 1 (\$ 2,696,830.06). Sin embargo, revisando el criterio del TIR, la alternativa a seleccionar sería la que presenta mayor TIR, es decir la 1 con un 386% con respecto al 51% de la alternativa 3. De este modo, existe una contradicción

entre el criterio del TIR y el VPN, en estos casos de acuerdo con Andrade, Antonio (2011) es importante indicar que entre estos dos criterios siempre prevalece el VPN, debido a que expresa el incremento neto en la riqueza, en cambio el TIR es una comparación relativa y está ligada al tamaño del proyecto.

De este modo, cuando los proyectos son de distinto capital, como en el caso de la alternativa 1 \$(197,730.00) y la 3 \$ (4,525,720.00) se debe calcular el TIR incremental, el cual se realiza hallando los flujos de caja incrementales al hacer la diferencia entre el flujo de caja del proyecto 3 menos el flujo de caja del proyecto 1, incluyendo la inversión inicial. A partir de los flujos incrementales de caja, se calcula el TIR incremental y se compara con la tasa de descuento de la empresa, en este caso de 10%, si el TIR incremental es mayor que la tasa de descuento entonces se indica la conveniencia de realizar el proyecto más grande, en este caso el 3. De lo contrario, si el TIR incremental es menor que la tasa de descuento, se selecciona el proyecto más pequeño debido a que el incremental no es el suficientemente atractivo.

En la tabla se calcula el flujo de caja para los proyectos 1 y 3, resultado de la diferencia entre los ingresos y los costos, OPEX y CAPEX. A partir de la diferencia se calcula el flujo incremental del proyecto 3 menos el proyecto 1, y finalmente se calcula el TIR incremental.

Tabla 53.

Flujo incremental.

Años	Flujo Alternativa 3	Flujo Alternativa 1	Flujo incremental (3-1)
0	\$ (4,525,720.00)	\$ (197,730.00)	\$ (4,327,990.00)
1	\$ 2,656,842.40	\$ 763,577.65	\$ 1,893,264.75
2	\$ 2,656,842.40	\$ 763,577.65	\$ 1,893,264.75

3	\$	2,656,842.40	\$	763,577.65	\$	1,893,264.75
4	\$	2,656,842.40	\$	763,577.65	\$	1,893,264.75
5	\$	2,656,842.40	\$	763,577.65	\$	1,893,264.75
TIR incremental						33%

De acuerdo a la tabla, el TIR incremental calculado es del 33%, mayor a la tasa de descuento de la organización 10%, por lo cual es más atractiva la inversión en el proyecto 3. De este modo, la alternativa 3, de instalar una planta turboexpander con intercambiado de calor gas-gas modificada, es la mejor opción a nivel técnico y económico para la recuperación de condensados estabilizados.

7. Conclusiones

De acuerdo con las simulaciones, la tecnología que permite el mayor recobro de condensados es la planta turboexpander, con la cual se alcanza una recuperación total del 56.8% del GPM C₃₊ teórico, que corresponde a 293.5 barriles estabilizados por día, frente al 11.4% del proceso Joule Thomson y 29.4% de criogenia con propano. Esto se asocia a las características del equipo que permiten lograr menores temperaturas durante la expansión y por ende mayor condensación.

La tecnología turboexpander, requiere la mayor inversión de capital y tiene los costos de operación más elevados en comparación con las otras alternativas, sin embargo, al presentar mejor

eficiencia de recuperación de condensados el valor presente neto del proyecto de \$5,545,803.02 y TIR de 51%, lo convierte en la opción que produce más beneficios económicos netos y que justifican la inversión.

Según los criterios económicos, la tecnología Joule Thomson requiere la menor inversión, \$(197,730.00), y tiene menos costos de operación asociados en comparación con las otras alternativas. Por lo cual su TIR es del orden de 386%, eficiencia de capital en 5 años de 1364%, retorno de la inversión de 1 año y valor presente neto de \$ 2,696,830.06, siendo una alternativa de implementación de corto plazo y para un presupuesto limitado.

La tecnología de refrigeración con propano se encuentra en el punto intermedio de eficiencia de recuperación de condensados, entre Joule Thomson y Turboexpander, sin embargo, su elevada inversión y altos costos de mantenimiento, hacen del proyecto el menos atractivo económicamente para el volumen de aproximadamente 10 MMSCFD a tratar, e incluso posicionado la alternativa Joule Thomson de menor eficiencia de recuperación, con mayor valor presente neto.

8. Recomendaciones

Se recomienda realizar el dimensionamiento detallado de la unidad de inhibición de hidratos que requieren las alternativas 2 y 3, para poder realizar una estimación de costos con mayor nivel de certeza y evaluar nuevamente los criterios económicos de la mejor opción para recuperar condensados estabilizados.

Se recomienda desarrollar la simulación de los trenes de compresión integrada con los sistemas de recuperación de condensados y trenes de estabilización, para poder cuantificar el volumen incremental de gas manejado en cada separador producto del flasheo de los condensados. Una vez determinado el flujo adicional, evaluar si los compresores de proceso tienen la capacidad para manejarlo o de ser posible establecer los ajustes requeridos.

Se recomienda construir la simulación y evaluación económica para instalar una planta de fraccionamiento de condensados a la cual direccionar los líquidos producidos en cada alternativa, en lugar de al tren de estabilización de crudo, para de este modo no afectar la presión de vapor del crudo, incrementar el % de estabilización de condensados y producir por separado GLP (C₃ y C₄) y NGL (C₅+).

Se recomienda realizar la evaluación de los criterios económicos después de impuestos de la alternativa seleccionada teniendo en cuenta factores como la depreciación e impuesto a la renta, para definir con mayor precisión cada uno de estos valores.

Referencias

- Andrade, Antonio. (2011). Análisis de las contradicciones entre el Valor Presente Neto (VPN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). Contadores y Empresas, 163 59-61.
- Beggs, D. (1984) Gas Production Operations. Tulsa, USA: Oil & Gas Consultants International Inc.
- Bian, H., Xu, W., Li, X. y Qian, Y. (2011). A Novel Process for Natural Gas Liquids Recovery from Oil Field Associated Gas with Liquefied Natural Gas Cryogenic Energy Utilization. Chinese Journal of Chemical Engineering, 19(3) 452-461.
- Campbell, J. (1992) Gas Conditioning and Processing. Oklaohma, USA: Campbell Petroleum Series.
- Guo, B., y Ghalambor, A. (2005). Natural gas engineering hanbook. Texas, USA: Gulf Publishing Company.
- Haydary, J. (2019). Chemical process design and simulation: Aspen Plus and Aspen HYSYS Applications. Hoboken, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Mokhatab, S., Poe, W. y Mak, J. (2019). Handbook of natural gas transmission and processing: principles and practices. Massachusetts, USA: Gulf Professional Publishing.
- Mokhatab, S., Poe, W., y Speight, J. (2006). Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, USA: Gulf Professional Publishing.
- Sanjuán, F. J. M. (2020, 26 agosto). Curtosis. Economipedia. Recuperado de <https://economipedia.com/definiciones/curtosis.html>

- Samir, A., ALI, N., y ALI, S. (2019). Gas Condensate Stabilization Methods: Optimum Operating Conditions. *International Journal of Recent Technology and Engineering*, 8 (3) 1643-1648.
- Stewart, M. (2014). *Surface production operations: design of gas handling systems and facilities*. Waltham, USA: Gulf Professional Publishing.
- Stewart, M. y Arnold, K. (2008). *Surface production operations: design of oil handling systems and facilities*. Burlington, USA: Gulf Professional Publishing.
- U.S. Energy Information Administration. (2019). *Annual Energy Outlook 2019: with projections to 2050*. Recuperado de: www.eia.gov/aeo.
- Vivek, C. (2006). *Fundamentals of Natural Gas an International Perspective*. Oklahoma, USA: PennWell.
- Yoon, S., Binns, M., Park, S. Y Kim, J. (2017). Development of energy-efficient processes for natural gas liquids recovery. *Energy* (128) 768-775.