Evaluación de alternativas de procesamiento para recobro de C3+ en plantas con absorción por aceite liviano refrigerado que presenten deficiencias operativas por pérdida de carga volumétrica. Caso Estudio.

Carlos Eduardo Castaño Arias

Trabajo de grado para optar el Titulo de Magister de Petróleo y Gas con Énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos

Director

Helena Margarita Ribón Barrios.

Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Maestría de Petróleo y Gas con Énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos

Bucaramanga

2021

Dedicatoria

A mi esposa Erika y a mis hijos Juan e Isabella, que son el motor de mi vida. A mi compañero Carlos Godoy por sus valiosos consejos y orientaciones profesionales.

Agradecimientos

A Dios por su infinita sabiduría y bondad, por permitirme el conocimiento para el desarrollo de este trabajo.

A la compañía Petrosantander (Colombia) por permitirme la oportunidad y brindarme todo el apoyo requerido para cursar este estudio de Maestría.

Al Ing. Carlos Godoy por su constante apoyo y soporte técnico.

A la Directora, Profesores y Calificadores de la UIS por su apoyo y soporte técnico.

Contenido

Pág.

Introducción 15

1. Conceptos de tratamiento y producción De C3+ en plantas de aceite pobre refrigerado 17

1.1 Procesamiento De C3+ 17

1.2 Consideraciones En La Remoción De Hidrocarburos C3+ 18

1.3 Procesos De Recuperación de C3+ A Baja Temperatura 20

1.3.1 Composición del gas 21

1.4 Adaptabilidad Del Proceso A Facilidades Establecidas 23

2. Descripción Del Proceso 24

2.1 Planta De Procesamiento. Caso Estudio 24

2.2 Capacidad De Procesamiento y Recobro De Productos 24

2.2.1 Recobro De Productos Líquidos 26

2.3 Gas Residual 27

2.4 Sistemas de Procesamiento 27

2.4.1 Acondicionamiento del gas de entrada 28

2.4.2 Enfriamiento y refrigeración 30

2.4.3 Ciclo de refrigeración mecánica 30

2.4.4 Sistema de Inyección de glicol 31

2.4.5 Sistema de absorción 32

2.4.6 Estabilización del aceite rico 33

2.4.7 Destilación fraccionada del aceite rico 34

2.4.8 Destilación fraccionada del producto crudo 35

2.4.9 Requerimientos energéticos del proceso 36

2.5 Descripción Del Problema. 37

3. Modelo Diagnostico 40

3.1 Condiciones Actuales De Procesamiento 40

3.1.1 Caracterización cromatográfica del gas de entrada 40

3.1.2 Volumen de procesamiento actual 41

3.1.3 Producción de productos blancos 41

3.1.4 Caracterización cromatográfica del gas de ventas 42

3.1.5 Eficiencia de recobro de productos blancos 43

3.2 Enfriamiento Gas De Entrada 44

3.3 Inyección de Aceite Absorbente 45

3.4 Variables De Procesamiento Claves De Acuerdo Con Carga Volumétrica Actual 46

3.4.1 Temperatura de gas de entrada 46

3.4.2 Temperatura de fraccionamiento del aceite rico 47

4. Escenarios Y Modelos De Procesamiento Para Recobro De C3+ Adaptables Al Procesamiento Existente 50

4.1 Temperatura De Gas De Entrada 50

4.2 Simulación Del Método 1. Aero enfriador, Intercambiador De Calor (HT- Gas) Y Válvula De Expansión 52

4.2.1 Simulación del método 1 a diferentes temperaturas del gas de entrada 54

4.2.2 Consumo energético método 1..... 62

4.3 Simulación Del Método 2. Aeroenfriador, Intercambiador De Calor (HT Gas y HT-Chiller) Y Válvula De Expansión. 63

4.3.1 Consumo energético método 2..... 71

4.4 Simulación Del Método 3. Aeroenfriador, Intercambiador De Calor (HT Gas y HT-Chiller) Y Ciclo De Refrigeración Mecánica..... 73

4.4.1 Destilación fraccionada de los condesados..... 80

4.4.2 Consumo energético método 3..... 85

4.4.3 Inspección de integridad mecánica de los activos. 86

5. Evaluación Técnico-Económica De Los Modelos De Procesamiento Para Recobro De C3+ . 88

5.1 Análisis De Los Resultados De La Simulación De Proceso De Los Métodos Propuestos..... 88

5.2 Evaluación Técnica..... 88

5.3 Evaluación Económica De Los Métodos Simulados..... 91

5.3.1 Metodología Aplicada..... 93

5.3.2 Proyección financiera de los métodos evaluados..... 95

5.3.3 Proyección de ingresos 99

5.4 Metodología Guía Para Selección De Alternativas De Procesamiento 101

5.4.1 Identificación de inconvenientes operativos por baja carga 104

5.4.2 Pronósticos de producción y viabilidad operacional 104

5.4.3 Propuestas de nuevas metodologías y simulación numerica 105

5.4.4 Evaluaciones técnico-económicas de los métodos seleccionados 106

6. Conclusiones. 107

7. Recomendaciones 109

Referencias..... 110

Apéndices..... 112

Lista De Figuras

Pág.

Figura 1. *Absorción con aceite pobre refrigerado*..... 19

Figura 2. *Recuperación típica de GLP mediante proceso Joule – Thomson*..... 22

Figura 3. *Recuperación de GLP mediante turbo expansor*..... 22

Figura 4. *Bases De Diseño. Planta de procesamiento de gas Payoa.* 25

Figura 5. *Bases de diseño. Planta de procesamiento de gas.* 26

Figura 6. *Recobro de Productos blancos. Condiciones de diseño*..... 26

Figura 7. *Productos blancos obtenidos del gas* 27

Figura 8. *Planta de procesamiento por absorción con aceite pobre refrigerado.* 28

Figura 9. *Separador de doble barril con bafle extractor.*..... 29

Figura 10. *Ciclo de refrigeración mecánica.* 31

Figura 11. *Sistema de inyección de glicol.*..... 32

Figura 12. *Especificaciones de calidad del Gas Natural.*..... 34

Figura 13. *Destilación fraccionada de propano y butano* 36

Figura 14. *Requerimientos energéticos de la planta de procesamiento caso Estudio.*..... 37

Figura 15. *Cromatografías gas de entrada.*..... 41

Figura 16. *Reporte de producción. Planta de procesamiento de gas Payoa.* 42

Figura 17. *Reporte de cromatografía gas de ventas.* 43

Figura 18. *Eficiencia de recobro de productos blancos* 44

Figura 19. *Circuito de gas de entrada.* 45

Figura 20. *Especificación técnica disolvente 4.* 46

Figura 21. *Circuito de fraccionamiento* 48

Figura 22. *Reporte de datos operativos de los motocompresores del campo Payoa* 51

Figura 23. *Tabulación de datos operativos de los motocompresores del campo Payoa* 52

Figura 24. *Diagrama de fases. Corriente de gas de entrada* 53

Figura 25. *Método 1. Temperatura máxima (165°F) en el gas de entrada* 55

Figura 26. *Método 1. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura máxima 165°F* 56

Figura 27. *Método 1. Temperatura mayor frecuencia 150°F en el gas de entrada* 57

Figura 28. *Método 1. Diagrama de Fase GIN-03. Temperatura mayor frecuencia 150°F* 58

Figura 29. *Método 1. Temperatura mínima (145°F) en el gas de entrada* 59

Figura 30. *Método 1. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mínima de 145°F* 60

Figura 31. *Resumen datos de producción Simulación método 1* 61

Figura 32. *Composición molar corrientes resultantes método 1* 62

Figura 33. *Requerimiento energético. Método 1* 63

Figura 34. *Método 2. Temperatura máxima (165°F) en el gas de entrada* 64

Figura 35. *Método 2. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura máxima 165°F* 66

Figura 36. *Método 2. Temperatura mayor frecuencia 150°F en el gas de entrada* 67

Figura 37. *Método 2. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura de mayor frecuencia 150°F* 68

Figura 38. *Método 2. Temperatura mínima (145°F) en el gas de entrada* 69

Figura 39. *Método 2. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mínima de 145°F* 70

Figura 40. *Resumen datos de producción simulación método 2* 71

Figura 41. *Requerimiento energético. Método 2* 72

Figura 42. *Composición molar corrientes Método 2.* 72

Figura 43. *Método 3. Temperatura máxima (165°F) en el gas de entrada* 74

Figura 44. *Método 3. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura máxima 165°F* 75

Figura 45. *Método 3. Temperatura mayor frecuencia 150°F en el gas de entrada* 76

Figura 46. *Método 3. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mayor frecuencia 150°F* 77

Figura 47. *Método 3. Temperatura mínima (145°F) en el gas de entrada* 78

Figura 48. *Método 3. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mínima de 145°F* 79

Figura 49. *Resumen datos de producción simulación método 3* 80

Figura 50. *Tren de destilación fraccionada, método 3* 82

Figura 51. *Composición molar Corrientes Método 3.* 83

Figura 52. *Método 3. Modelamiento final.* 84

Figura 53. *Requerimiento energético. Método 3* 85

Figura 54. *Reporte valoración de integridad vasijas inspeccionadas planta de gas* 87

Figura 55. *Matriz de selección de impacto por criterios técnicos* 89

Figura 56. *Niveles de producción recobrados y características fiscas de las corrientes de gas* . 90

Figura 57. *Presupuesto de ejecución en dólares americanos* 91

Figura 58. *Premisas económicas referentes en la evaluación económica* 92

Figura 59 *Parámetros e indicadores aplicados en la evaluación económica* 94

Figura 60. *Declaración de gas 2020 MME* 94

Figura 61. *Evaluación financiera detallada método 2* 95

Figura 62. *Análisis de Ingresos. Método 2* 96

Figura 63. *Flujo de caja. Método 2* 96

Figura 64. *Evaluación financiera detallada método 3*..... 97

Figura 65. *Análisis de Ingresos. Método 3* 98

Figura 66. *Flujo de caja. Método 3*..... 98

Figura 67. *Proyección a 5 años ingresos netos métodos de recobro 2 y 3.*..... 100

Figura 68. *Diagrama de flujo de metodología para selección de nuevas alternativas. (primera parte)*..... 102

Figura 69. *Diagrama de flujo de metodología para selección de nuevas alternativas. (segunda parte)*..... 103

Lista De Apéndices

Pág.

Apéndice A. Reporte de simulación del método 2 elaborado por el software Hysys v11. 112

Apéndice B. Reporte de simulación del método 3 elaborado por el software Hysys v11. 117

Apéndice C. Calculo de regalías de gas y líquidos 123

Apéndice D. Reporte de variables operativas de los compresores de gas 125

Resumen

Título: "Evaluación de alternativas de procesamiento para recobro de C_{3+} en plantas con absorción por aceite liviano refrigerado que presenten deficiencias operativas por pérdida de carga volumétrica. Caso Estudio".*

Autor: Carlos Eduardo Castaño Arias**

Palabras Claves: Hidrocarburos C3+, aceite pobre refrigerado, ciclos de refrigeración mecánica, procesamiento de gas rico.

Descripción

En la actualidad aún subsisten plantas de gas que recobran hidrocarburos C3+ utilizando una de las tecnologías pioneras para los años sesenta y que hoy en día debido a la emergencia de nuevas tecnologías ha sido declarada obsoleta como lo es el aceite pobre refrigerado. En nuestro País aún hay en funcionamiento dos de ese tipo de plantas que fueron diseñadas bajo esa tecnología y que agregaron ciclos de refrigeración mecánica para optimizar sus procesos e incrementar los niveles de recobro C3+.

Sin embargo, debido al diseño de procesamiento de gas rico para la cual fueron especificadas estas plantas, en los últimos años se han venido presentado múltiples inconvenientes operativos, deficiencia energética, altos costos de operación y mantenimiento y baja rentabilidad debido a la declinación del volumen de gas que cargan estas plantas en la actualidad.

En la planta de gas caso estudio la carga volumétrica de gas rico ha descendido un 77% de la capacidad de diseño, ocasionando que en los equipos y procesos se generen condiciones de operación subestándar, baja eficiencia y un recobro de C3+ al límite del balance económico y operacional.

En el desarrollo de este trabajo de aplicación se evaluarán diferentes tecnologías de procesamiento y recobro de C3+ que puedan llegar a ser implementadas, aplicando metodologías de simulación de procesos que puedan plantear alternativas que logren viabilizar la continuidad operativa y financiera para este tipo de plantas.

Finalmente, realizando evaluaciones técnico-económicas a las metodologías y procesos propuestos se recomendarán las configuraciones más convenientes de acuerdo con las orientaciones y lineamientos operativos y de comercialización existentes.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Directora: Helena Margarita Ribón Barrios. Magister en Ingeniería de Hidrocarburos

Abstract

Title: "Evaluation of processing alternatives for recovering C3 + in plants with absorption by light refrigerated oil that present operating deficiencies due to volumetric pressure loss. Case Study".*

Autor: Carlos Eduardo Castaño Arias**

Key Words: C3 + hydrocarbons, refrigerated lean oil, mechanical refrigeration cycles, rich gas processing.

Description

Currently, there are still gas plants that recover C3 + hydrocarbons using one of the pioneering technologies for the sixties and that today due to the emergence of new technologies has been declared obsolete, such as refrigerated lean oil. In our country we still have two such plants in operation that were designed under this technology and that added mechanical refrigeration cycles to optimize their processes and increase C3 + recovery levels.

However, due to the rich gas processing design for which these plants were specified, in recent years there have been multiple operational drawbacks, energy deficiency, high operation and maintenance costs and low profitability due to the decline in gas volume that these plants carry today.

In the case study gas plant, the volumetric load of rich gas has decreased by 77% of the design capacity, causing the equipment and processes to generate substandard operating conditions, low efficiency and a recovery of C3 + at the limit of the balance economic and operational.

In the development of this application work, different C3 + processing and recovery technologies that may be implemented will be evaluated, applying process simulation methodologies that can propose alternatives that make operational and financial continuity feasible for this type of plants.

Finally, carrying out technical evaluations-economic processes to the methodologies and proposals, the most convenient configurations will be recommended in accordance with the existing operational and commercialization orientations and guidelines.

---

* Master Thesis

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Directora: Helena Margarita Ribón Barrios. Magister en Ingeniería de Hidrocarburos

Introducción

De acuerdo con el reporte presentado como declaración de producción de gas natural (Ministerio de Minas y Energía de Colombia, 2009), emitido por el Ministerio de Minas y Energía para la vigencia entre los años del 2019 al 2028, se evidencia que el potencial declarado por cada una de las fuentes de producción de gas natural en Colombia se encuentra en declive considerable.

En los campos maduros del Magdalena medio Santandereano que tienen activas en la actualidad plantas de gas que procesan C_{3+} por medio de aceites livianos y refrigeración mecánica con ciclo de propano, los volúmenes de gas rico que cargan actualmente dichos procesos no superan los 8 millones de pies cúbicos estándar día (Mpced) de gas natural.

Estas Plantas de procesamiento fueron diseñadas para tratar volúmenes de gas natural entre 60 y 45 Mpced y actualmente se encuentran operando a menos del 15% de su capacidad, lo cual ha generado múltiples problemas operacionales, equipos y procesos trabajando fuera de especificación, excesivos consumos energéticos y altos costos de operación y mantenimiento. Lo expuesto anteriormente ha conducido al cierre operacional de algunas plantas o a fijar límites técnico-económicos que pueden condicionar la viabilidad operativa de las mismas. Particularmente para la planta de procesamiento de gas del campo de producción Payoa (caso estudio), su volumen de carga rica de gas de entrada de diseño es de 39 Mpced y actualmente se procesan en promedio 8 Mpced, con lo cual se obtiene una producción promedio de 610 barriles por día (BPD) de C_{3+}, la anterior cifra viene siendo monitoreada constantemente debido al balance que debe existir entre costos de operación, mantenimiento e ingreso económico por la

comercialización de los productos finales, adicional a los problemas operativos descritos anteriormente.

Con el fin de analizar la situación actual específica para la planta caso estudio, se realiza la evaluación de diferentes alternativas tecnológicas de recobro de C_{3+}, considerando escenarios aplicados a la industria que permitan viabilizar su continuidad de una manera rentable, eficiente y segura frente a condiciones de baja carga o por fuera de parámetros de diseño. Se detallarán aplicaciones tecnológicas que puedan ser implementadas de manera individual o en conjunto, simulándolas desde el punto de vista de procesos, logrando identificar la viabilidad de recobros más efectivos y/o procesos más eficientes.

Se identificarán procesos y equipos que sean susceptibles a ser remplazados o eliminados, a fin de disminuir costos de operación y mantenimiento. La selección de nuevas tecnologías está condicionada a que puedan adaptarse a las facilidades existentes, a fin de que las inversiones requeridas para optimizar sean viables económicamente frente a los nuevos panoramas de producción y de esta manera la planta pueda operar de manera eficiente desde el punto de vista técnico y económico.

1. Conceptos de tratamiento y producción de C3+ en plantas de aceite pobre refrigerado

1.1 Procesamiento De C3+

Una de las primeras tecnologías implementada en el mundo para el tratamiento y procesamiento del gas natural, enfocado a la remoción de los hidrocarburos (C3 +) fue la absorción a base de aceite pobre, algunas de ellas con un sistema de refrigeración del gas lo suficientemente robusto para disminuir la temperatura por debajo de la ambiental y diseñadas para procesar volúmenes típicamente superiores a los 40 Mpced.

En Colombia, algunos campos que fueron grandes productores de gas en los años sesenta, como las formaciones de la Cira Infantas, Santos y Suerte del Campo Provincia y la formación de las Monas del Campo Payoa entre otras ubicadas en Santander, han venido depletando en las últimas décadas, lo que ha llevado a cerrar algunas de estas facilidades por su gran tamaño y baja carga.

En la actualidad, existen plantas de gas en operación, como las plantas de procesamiento de gas Provincia y Payoa, ubicadas en el Magdalena medio que aun operan bajo esta tecnología de aceite pobre refrigerado (Godoy Ruiz, 2017, pág. 56) y refrigeración mecánica. Estos procesos operan a menos del 30% de su capacidad de procesamiento, afrontando múltiples problemas operativos y en constante evaluación técnico-económica que puede llegar a condicionar su viabilidad operativa.

La absorción con aceite pobre se utilizó ampliamente por muchos años antes del desarrollo de procesos basados en turbo expansores y válvulas de expansión J-T que pudieron lograr

temperaturas de operación mucho más bajas y mayor recuperación de líquidos, sin necesidad de refrigeración en cascada o mezclas de refrigerantes (Ceballos De La Iglesia, 2012, pág. 269)

Este tipo de proceso basado en absorción con aceite pobre refrigerado y ciclo de refrigeración mecánica con propano se utilizó desde principios del siglo veinte y algunas plantas todavía hoy en día se encuentran en uso, afrontando múltiples problemas operativos y baja eficiencia energética, por lo que han llegado a ser catalogadas como inviables operativamente.

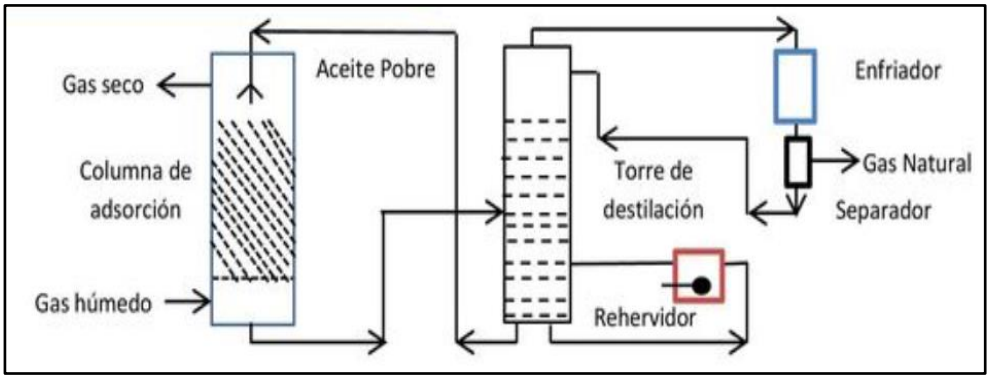
En la actualidad casi todas las plantas de aceite pobre que tratan gas natural bajo el principio anteriormente descrito han cerrado o han sido reemplazadas por plantas con procesos de refrigeración directa o turbo expansor. En resumen, los procesos que utilizan aceite pobre requieren alta circulación de este solvente y equipos de procesamiento con excesivos requisitos de energía los cuales no son los más adecuados para recobrar C3+.

1.2 Consideraciones En La Remoción De Hidrocarburos C3+

Una de las variables de mayor relevancia cuando se utiliza aceite pobre como medio absorbente, es el peso molecular del mismo. Teóricamente el peso molecular óptimo será el más bajo posible, el cual pueda ser retenido en la torre de absorción obteniendo las menores pérdidas (arrastre) del mismo en el gas residual. Las plantas de absorción de aceite pobre que funcionan sin refrigeración requieren de un aceite con un peso molecular más alto, generalmente en el rango de peso molecular de 150-200. Las plantas que incluyen sistemas de refrigeración pueden funcionar con aceite absorbente con peso molecular promedio de 100.

Figura 1.

Absorción con aceite pobre refrigerado



Nota: Adaptado de facilidades de superficie l. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/12198286/

Algunas plantas de recuperación de líquidos del gas natural (LGN) con aceite pobre como medio absorbente, diseñadas originalmente para operar a temperatura ambiente se han modificado para incluir un sistema de refrigeración que permite tanto al aceite como al gas refrigerarse antes de entrar a la torre de absorción. Esta disminución de temperatura aumenta el recobro y permite reducir el caudal de aceite y la posibilidad reducir considerablemente el peso molecular debido a que la tasa de vaporización se reduce en el gas residual. (GPSA, 2017, p.16-11). El aceite se mezcla con los LGN obtenidos en el fondo de la torre absorbedora, formando un aceite rico, el cual es recuperado y convertido nuevamente en aceite pobre en la torre fraccionadora. Algunas plantas de aceite refrigerado pueden recuperar suficientes fracciones de hidrocarburos pesados de la corriente de gas, con esto compensaran las pérdidas de aceite generadas en la torre absorbedora, logrando de esta manera reducir las pérdidas en el caudal de aceite de absorción. Si la corriente de gas contiene compuestos que hacen que el peso molecular del aceite de absorción exceda el diseño, un separador de aceite pobre instalado en una corriente paralela sobre la corriente principal de aceite

pobre circulante puede eliminar estos componentes pesados (GPSA, 2017, p.16-11). Es importante mantener el peso molecular del aceite de absorción en el valor de diseño debido a que los equipos de recirculación (bombas), intercambiadores de calor y el proceso de destilación están especificados para utilizar un fluido de peso molecular específico.

1.3 Procesos De Recuperación de C3+ A Baja Temperatura

El control del punto de rocío y los sistemas de refrigeración mecánica son destinados a aplicaciones donde se deben eliminar suficientes hidrocarburos de manera que el gas pueda transportarse sin formación de líquidos y/o donde algunos de los componentes más pesados deban eliminarse para cumplir con una especificación de contenido máximo de poder calorífico (Castells, 2012, pág. 921), en estos casos el objetivo es cumplir con la especificación de ventas de gas natural y no la recuperación de líquidos.

En los casos en que los hidrocarburos licuables presentes en una corriente de gas sean más valiosos como producto líquido que como energía en el gas, se deben establecer métodos de recuperación de líquidos (King, 2003, pág. 35). Los procesos de absorción con aceite pobre fueron la técnica original utilizada para este objetivo, pero esta tecnología ha sido reemplazada por métodos de recobro más eficientes con menor requerimiento energético. Para lograr niveles de recuperación de C3+ más eficientes se debe proporcionar mayor enfriamiento del gas, lo que significa que se requieren temperaturas por debajo de –30 grados Fahrenheit (°F). Para lograr estas temperaturas se necesita una combinación de expansión y enfriamiento. Los tipos de procesos de expansión que se usan actualmente son:

1. Expansión Isoentálpica J-T a través de una válvula de control

2. Expansión Isentrópica a través de un turbo expansor

3. Variantes de cada sistema anterior con refrigeración mecánica suplementaria.

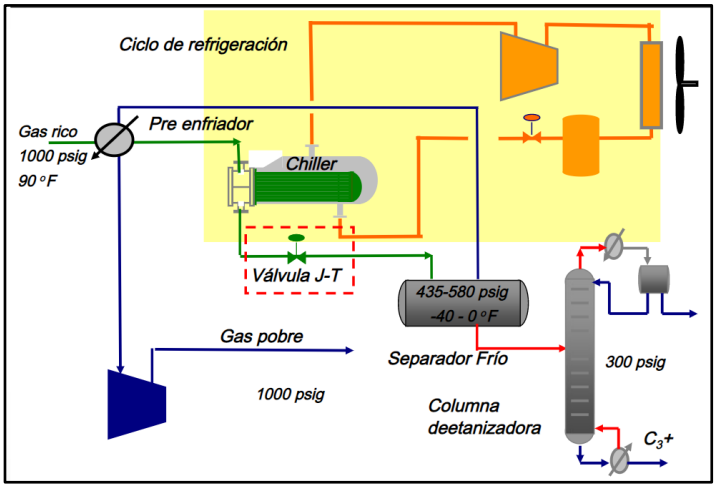
Los procesos con turbo expansores son los más utilizados; sin embargo, los de tipo de expansión J-T a veces se usan para niveles de recuperación más bajos en ubicaciones desatendidas o remotas y generalmente para caudales de gas inferiores a 20 Mpced. Los turbo expansores se utilizan para niveles más altos de recuperación de etano y propano con mayores caudales de flujo de gas de entrada (GPSA, 2017, p.16-11), donde los costos de equipos adicionales se justifican fácilmente por el valor de los líquidos recuperados. Actualmente han surgido nuevas tecnologías que se han implementado al proceso de recuperación de LGN y son categorizados como tecnologías emergentes (twister y tamiz molecular).

1.3.1 Composición del gas

La composición del gas es el factor de mayor efecto sobre la selección del proceso de recobro; esto es debido básicamente a la cantidad de C3+ que pueda ser licuado. Los gases pueden caracterizarse de acuerdo con los galones de hidrocarburo que puedan ser recuperados por cada mil pies cúbicos, esto se expresa comúnmente como GPM (Palacio & Martínez, 1994, pág. 85). Este factor generalmente se aplica a los hidrocarburos desde el propano hasta los elementos más pesados; pero gracias a los avances en las tecnologías de recobro algunos procesos logran incluir el etano. Otra consideración importante en la evaluación de procesos de recobro de C3+ son las especificaciones de transporte y calidad del gas natural.

Figura 2.

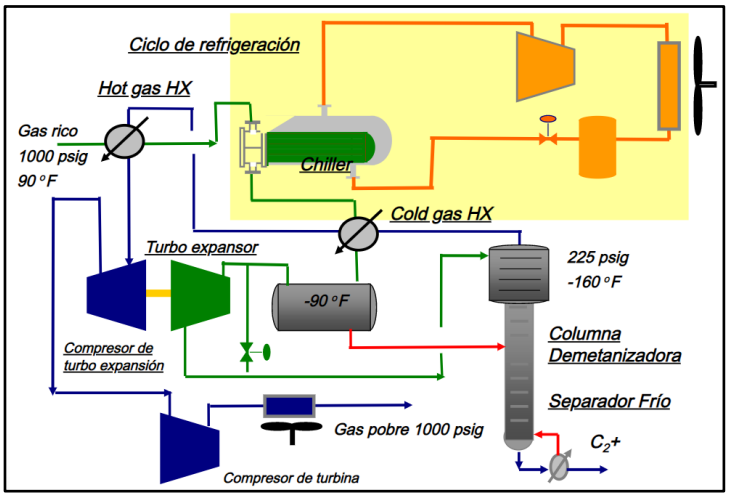
Recuperación típica de GLP mediante proceso Joule – Thomson



Nota: Adaptado de introducción al procesamiento de LGN, Repsol YPF. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/1109579/

Figura 3.

Recuperación de GLP mediante turbo expansor



Nota: Adaptado de introducción al procesamiento de LGN, Repsol YPF. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/1109579/

Las especificaciones de calidad del gas, entre otras condiciones establecen el valor del poder calorífico del gas entre 950 y 1150 BTU/pc (RUT, 2007, p.8). Por lo tanto, es necesario tener en cuenta la cantidad de cada componente de hidrocarburo necesario que pueden permanecer en el gas. La presencia de contaminantes tales como H_2S, CO_2 y H_2O e incluso sólidos en suspensión son parámetros determinantes pues en algunos casos no permiten una buena ejecución del proceso de recobro de C3+ y causan daños a la infraestructura.

1.4 Adaptabilidad Del Proceso A Facilidades Establecidas

Debido a la optimización de las plantas; ya sea por daños en la infraestructura, por problemas operacionales, por necesidad de mejoramiento o simplemente por límite de vida útil, se hace necesaria la evaluación de los procesos y así determinar qué tan favorable se hace cambiar y/o modernizar para lograr la mayor eficiencia posible (Calle Martínez, 2012, pág. 96). Para estos casos es necesario tener en cuenta las facilidades con las que operan o se realizan los procesos anteriores y posteriores al de la recuperación de LGN, es posible que para estos eventos este factor sea uno de los más importantes pues hay que encontrar la mejor opción que se ajuste a la planta en general y que de igual manera mejore el proceso de recobro de C3+, volviéndolo más eficiente y que genere una mayor rentabilidad optimizando la producción de LGN.

2. Descripción del proceso

2.1 Planta De Procesamiento. Caso Estudio

La planta de procesamiento de gas hace parte de la estación de recolección y tratamiento del campo de producción Payoa que opera actualmente bajo el contrato de asociación Carare Las Monas (Anh-Archivo Campos del Magdalena Medio Colombiano. , 2009) establecido con la Empresa Colombiana de Petróleos (ECP. S.A). Su función es procesar el gas rico proveniente de los campos Payoa, La Salina y Corazón; de estas corrientes de gas se obtienen componentes hidrocarburos C3+ que pueden licuarse a condiciones específicas de presión y temperatura. Después de remover los hidrocarburos de interés se obtiene finalmente un gas residual con un alto porcentaje de metano que por medio de un sistema de compresión es enviado a través del gasoducto a la refinería de Barrancabermeja.

Como resultado del procesamiento se obtienen productos blancos de alto valor comercial como el propano, butano y gasolina natural, siendo esta última utilizada por el sistema “blending” de inyección a la producción diaria de petróleo del campo. Por otra parte, el propano y butano es comercializado en su totalidad con una empresa de servicios públicos quiénes adquirieron a través de un contrato de compra venta la totalidad de los gases licuados (GLP) producidos en la planta.

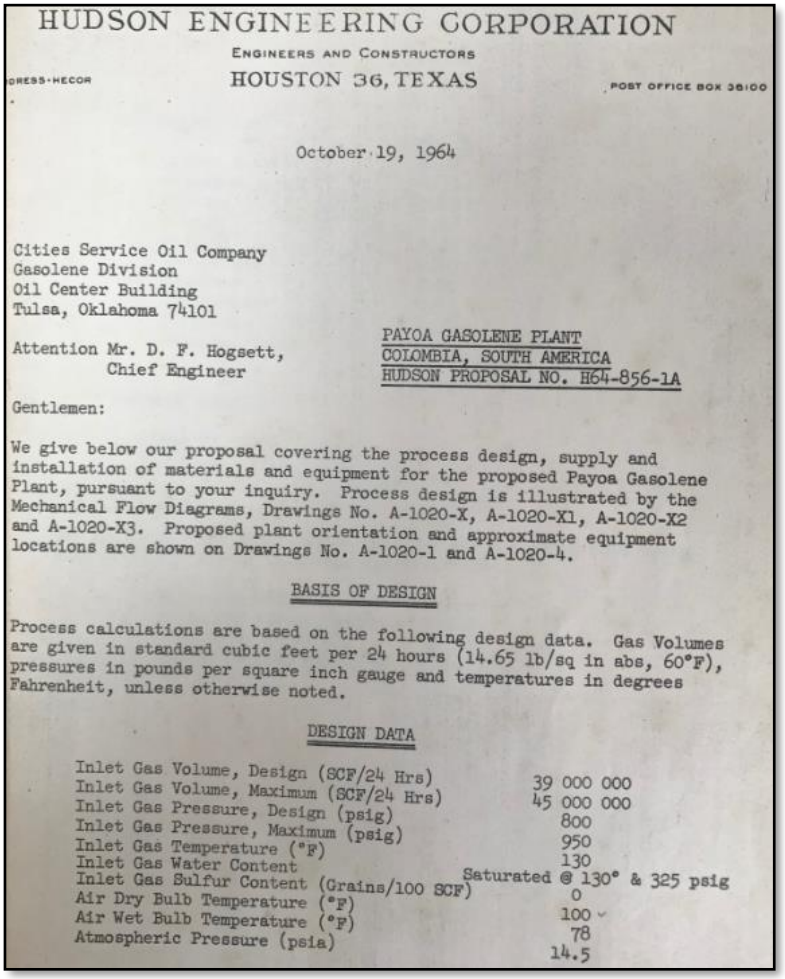
2.2 Capacidad De Procesamiento y Recobro De Productos

La Planta de procesamiento de gas fue construida en el año 1964, instalada y puesta en servicio en el año 1965. Originalmente esta planta fue diseñada para una procesar una carga volumétrica de 39 Mpced de gas rico de entrada con una temperatura de gas de 130 °F y una

presión de 850 libras por pulgada cuadrada (psi) como se indica en las bases de diseño mostradas en la figura 4. La composición química del gas que carga la planta en función de las bases de diseño se muestra en la tabla 1, adicional se indican las características del aceite absorbente (disolvente N°4. Varsol) que debe ser utilizado a fin de garantizar el mayor recobro y la compatibilidad total con las bases de diseño.

Figura 4.

Bases de diseño. Planta de procesamiento de gas Payoa



HUDSON ENGINEERING CORPORATION

ENGINEERS AND CONSTRUCTORS

HOUSTON 36, TEXAS

POST OFFICE BOX 36100

October 19, 1964

Cities Service Oil Company
Gasolene Division
Oil Center Building
Tulsa, Oklahoma 74101

Attention Mr. D. F. Hogsett,
Chief Engineer

PAYOA GASOLENE PLANT
COLOMBIA, SOUTH AMERICA
HUDSON PROPOSAL NO. H64-856-1A

Gentlemen:

We give below our proposal covering the process design, supply and installation of materials and equipment for the proposed Payoa Gasolene Plant, pursuant to your inquiry. Process design is illustrated by the Mechanical Flow Diagrams, Drawings No. A-1020-X, A-1020-X1, A-1020-X2 and A-1020-X3. Proposed plant orientation and approximate equipment locations are shown on Drawings No. A-1020-1 and A-1020-4.

BASIS OF DESIGN

Process calculations are based on the following design data. Gas Volumes are given in standard cubic feet per 24 hours (14.65 lb/sq in abs, 60°F), pressures in pounds per square inch gauge and temperatures in degrees Fahrenheit, unless otherwise noted.

DESIGN DATA

Inlet Gas Volume, Design (SCF/24 Hrs)	39 000 000
Inlet Gas Volume, Maximum (SCF/24 Hrs)	45 000 000
Inlet Gas Pressure, Design (psig)	800
Inlet Gas Pressure, Maximum (psig)	950
Inlet Gas Temperature (°F)	130
Inlet Gas Water Content	Saturated @ 130° & 325 psig
Inlet Gas Sulfur Content (Grains/100 SCF)	0
Air Dry Bulb Temperature (°F)	100
Air Wet Bulb Temperature (°F)	78
Atmospheric Pressure (psia)	14.5

Nota: Adaptado de Hudson Engineering Corporation, (1965).

Figura 5.

Bases de diseño. Planta de procesamiento de gas

Composición del gas	% Mol
Dióxido de carbono	0,01
Nitrógeno	0,35
Metano	81,80
Etano	8,86
Propano	5,25
Isobutano	0,60
N-butano	1,80
Isopentano	0,33
N-pentano	0,38
Hexano +	0,62
	100

Aceite absorbente	
Peso molecular	145
Volumen molecular (gal/mol)	22,09
Gravedad 60°F@API	48
Temperatura de ebullición (°F)	350

Nota: Adaptado de Hudson Engineering Corporation, (1965).

2.2.1 Recobro de productos líquidos

De acuerdo con las condiciones establecidas en el diseño y a la eficiencia de recobro generada en el proceso de absorción y destilación fraccionada, se indican los siguientes volúmenes de recobro para cada uno de los productos blancos producidos en la planta. En la Figura 6 se detallan los volúmenes de producción para las diferentes cargas de gas rico de entrada (volumen de diseño y máximo).

Figura 6.

Recobro de Productos blancos. Condiciones de Diseño

	Galones/día	
	39 Mpced	45 Mpced
Propano	51.182	51.900
Butano	29.161	33.250
Gasolina	20.215	23.310
Total	100.558	108.460

Nota: Adaptado de Hudson Engineering Corporation, (1965).

Con los datos mostrados en la figura 6 se puede calcular los GPM para cada uno de los productos blancos producidos. Estos resultados se muestran en la Figura 7.

Figura 7.

Productos blancos obtenidos del gas

	Carga Diseño 39 Mpced		Carga Maxima 45 Mpced	
	gal/d	GPM	gal/d	GPM
Propano	51.182	1,31	51.900	1,15
Butano	29.161	0,75	33.250	0,74
Gasolina	20.215	0,52	23.310	0,52
	100.558	2,58	108.460	2,41

Nota: Adaptado de Hudson Engineering Corporation, (1965).

2.3 Gas Residual

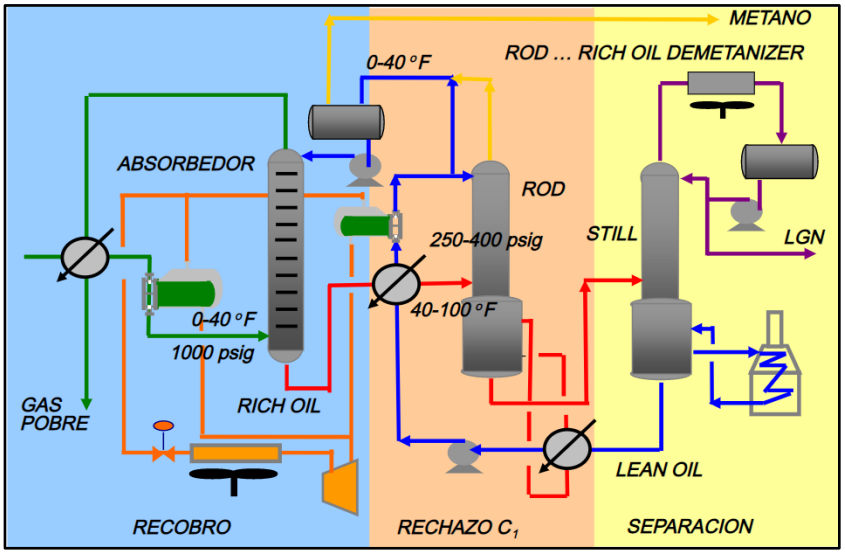
Para las cargas volumétricas procesadas en la planta, se calculó un gas residual a la salida de la torre de absorción de 33,2 Mpced para el caso de diseño y de 38,9 Mpced para la carga máxima. El poder calorífico varía entre 1065 y 1074 BTU/pc, mientras que el vapor de agua contenido en el gas no sobrepasa las 3 libras por millón de pie cubico (Lb/Mpc).

2.4 Sistemas De Procesamiento

La Planta de procesamiento de gas (caso estudio) se ha dividido en los sistemas mostrados por la Figura 8 para facilitar su descripción y poder realizar un modelo diagnóstico del estado actual de los equipos y operación a condiciones de baja carga volumétrica.

Figura 8.

Planta de procesamiento por absorción con aceite pobre refrigerado.



Nota: Adaptado de introducción al procesamiento de LGN, Repsol YPF. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/1109579/

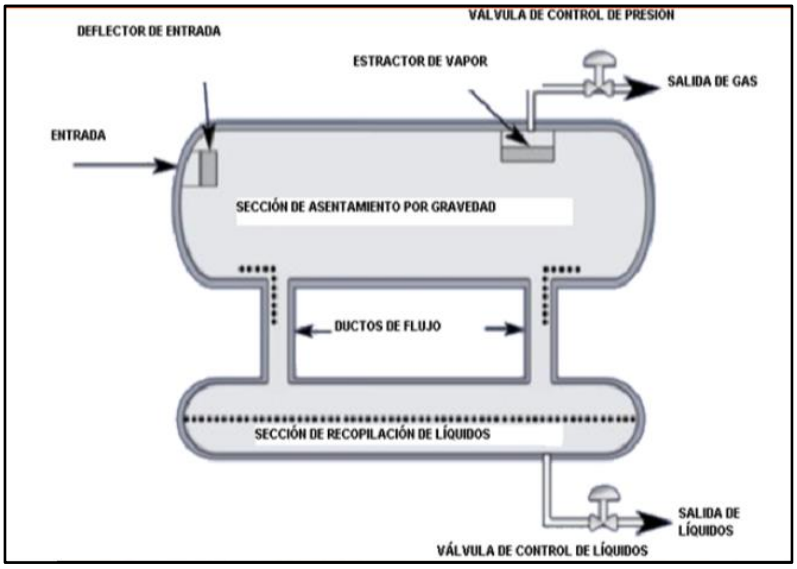
2.4.1 Acondicionamiento del gas de entrada

El gas rico que proviene de la descarga del sistema de compresión a 130°F es enviado a la torre de enfriamiento del tipo tiro inducido aire contracorriente, allí se alojan secciones de intercambiadores de calor del tipo tubería aleteada con un intercambio de calor de 2,4 MBTU/hr. En este intercambiador de calor el gas de entrada desciende su temperatura en 40°F para finalmente continuar su proceso, con una temperatura de salida de 90°F. Luego de disminuir su temperatura en el intercambiador de calor, el gas de entrada ingresa a un filtro separador de doble barril con un extractor de niebla tipo bafle alojado en su interior. Allí los bafles ayudan a que los líquidos (agua y condensados) caigan al barril inferior a través de tuberías de flujo. Pequeñas cantidades de líquido atrapado en el gas se liberan en el barril de almacenamiento de líquido y fluyen hacia arriba

a través de las tuberías de flujo o tubos igualadores. De esta manera, la acumulación de líquido es separada de la corriente del gas de forma tal que no haya opción de que gas con altas velocidades vuelva a disolverse en el líquido al pasar sobre la interfaz.

Figura 9.

Separador de doble barril con bafle extractor



Nota: Adaptado de introducción al procesamiento de LGN, Repsol YPF. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/1109579/

Los líquidos obtenidos en el separador son drenados hacia el sistema de acondicionamiento de condensados en donde por medio de tratamientos físicos y mecánicos son tratados para almacenamiento final.

2.4.2 Enfriamiento y refrigeración

Después de remover el agua libre y los hidrocarburos condensados, el gas continua su procesamiento e ingresa al intercambiador de calor HT-GAS que posee un trabajo de 2.5 MBTU/hr, a este intercambiador del tipo tubular (casco – tubo) de un solo paso de construcción mecánica tipo BEM (Campbell, 2002, P183) flujo de gas a contracorriente, ingresa el gas de entrada a la zona tubular del intercambiador a 90°F y desciende a 60°F debido que en el lado casco circula a contracorriente una corriente de gas frío (residual) que proviene de la salida de la torre de absorción a 18°F, luego del intercambio térmico esta corriente de gas de salida aumenta su temperatura en 62°F, es decir continua su recorrido finalmente a 80°F.

El gas que proviene del intercambiador de calor HT_GAS a 60°F ingresa al siguiente intercambiador de calor, llamado intercambiador Chiller el cual es también un intercambiador de calor del tipo tubular (casco – tubo), construcción mecánica tipo NKN, dos pasos por el lado tubular y casco de construcción mecánica tipo Kettle. Este intercambiador entrega un trabajo de 6.4 MBtu/hr, lo que permite una disminución del gas de entrada en – 65°F, el gas de entrada se encuentra ahora a -5°F para ingresar a la torre de absorción.

Por el lado casco circula propano a -10°F y 16 psi, este propano es recirculado por un circuito de refrigeración mecánica y compresor reciprocante.

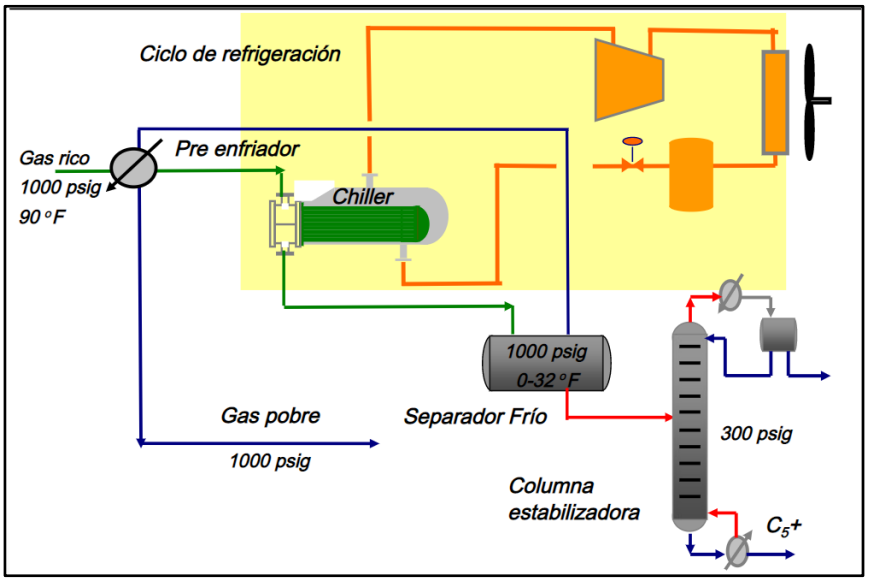
2.4.3 Ciclo de refrigeración mecánica

El circuito de circulación de propano mueve a través de dos compresores reciprocantes modelo IR SVG10 de 550 BHP cada uno, 44.500 Lb/hr de propano en total a través del casco del intercambiador chiller. Estos compresores succionan propano en fase gaseosa en su primera etapa a 30 psia y -10°F y la segunda etapa de compresión entrega la descarga final a 210 psia y 148°F.

Cada equipo de compresión tiene una potencia de consumo de combustible de 8.500 BTU/bhp-hr especificado a máxima velocidad y torque.

Figura 10.

Ciclo de refrigeración mecánica



Nota: Adaptado de introducción al procesamiento de LGN, Repsol YPF. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/1109579/

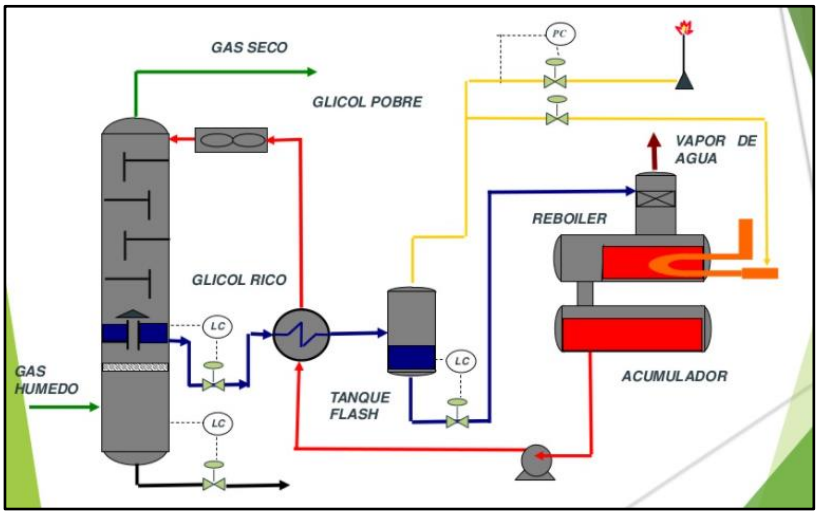
2.4.4 Sistema de inyección de glicol

Este sistema mediante una bomba de desplazamiento positivo entrega un caudal de 5 galones por minuto (gpm) de monoetilen glicol (MEG), fluido con propiedades higroscópicas y que inhibe la formación de hidratos debido a las bajas temperaturas a las que es sometido el gas por el enfriamiento en los intercambiadores de calor HT- gas y HT chiller. En este proceso se tienen cinco puntos de inyección distribuidos para los dos intercambiadores, tres puntos en el

chiller y dos puntos de reinyección en el HT-gas. Finalmente, después de este proceso el gas se entrega a la torre de absorción con una cantidad de vapor de agua inferior a las 3 Lb/Mpc.

Figura 11.

Sistema de inyección de glicol



Nota: Adaptado de ingeniería del gas natural. [en línea] Disponible en: https://www.slideshare.net/gersontorrez/ingeniera-del-gas-natural

2.4.5 Sistema de absorción

La carga de gas rico, libre de humedad ingresa a la torre de absorción a 950 psi y a -5°F, esta torre de 54” de diámetro y una altura de 38’ (pies) está conformada por 24 platos de sección perforada del tipo flujo sencillo los cuales en conjunto con el aceite absorbente son los encargados de remover los hidrocarburos de interés superiores a los propanos C3+, sin embargo por diseño, temperatura y presión se estima que un 30% del contenido molar del etano contenido en el sistema de gas de entrada es también recobrado por el sistema de absorción.

Por diseño el caudal de aceite pobre que debe inyectarse en la parte superior de la torre de absorción en contracorriente al ascenso del gas de carga (39 MPCED), corresponde a un caudal de 74 gpm y a -10°F. Con este caudal se estiman que las condiciones del gas residual que saldrá por el tope absorvedora deberá cumplir con las condiciones RUT mostradas por la Figura 12.

2.4.6 Estabilización del aceite rico

Del fondo de la torre de absorción se obtiene el aceite rico, mezcla de aceite absorbente (Varsol) e hidrocarburos C2+, esta carga en fondo es regulada por medio de un controlador de nivel y una válvula que genera un enfriamiento a razón de la expansión creada por el cambio de presión, ya que esta mezcla de solvente e hidrocarburo es enviada a un separador de vaporización instantánea operado a 350 psi cuya función es liberar el metano que fue absorbido por el aceite pobre. Seguido a este sistema se encuentra la torre desetanizadora que opera a 325 psi, compuesta por 22 platos, con una temperatura de fondo de 257°F y en tope de 40°F. Esta torre tiene como función despojar de etano la mezcla de aceite rico.

Figura 12.

Especificaciones de calidad del gas natural

ESPECIFICACIONES	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV) ***(Nota 1)***	42.8 MJ/m^3	1.150 BTU/ft^3
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) ***(Nota 1)***	35.4 MJ/m^3	950 BTU/ft^3
Contenido líquido ***(Nota 2)***	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H_2S máximo	6 mg/m^3	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m^3	1.0 grano/100PCS
Contenido CO_2, máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N_2, máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen ***(Nota 3)***	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 ***(Nota 4)***	1.6 mg/m^3	0.7 grano/1000 pc

Nota 1: Todos los datos referidos a metro cúbico ó pie cúbico de gas se referencian a Condiciones Estándar.

Nota 2: El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido, a las condiciones críticas de operación del Sistema de Transporte. La característica para medir la calidad será el "Cricondentherm" el cual será fijado para cada caso en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas.

Nota 3: Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO_2, nitrógeno y oxígeno.

Nota: Adaptado de CREG 017 8 de marzo de 2017

2.4.7 Destilación fraccionada del aceite rico

El aceite rico sale de la torre desetanizadora a 325 psi y 250°F. En fondo mediante control de nivel y válvula, el fluido es enviado a la torre de fraccionamiento que opera a 140 psi y 560°F. En esta torre se almacena el aceite que se recircula con una bomba a 170 psi y es enviado en dos corrientes al proceso; una a los rehervidores de cada una de las torres de destilación y otra corriente hacia los hornos de calentamiento. Estos últimos en su interior poseen haces tubulares en sus zonas de radiación y convección que permiten transferir calor de los quemadores de gas natural del tipo pared radiante al fluido en su interior, logrando absorber la energía necesaria para convertir el caudal de aceite en una mezcla bifásica (líquido y vapor).

Esta mezcla es recirculada nuevamente a la torre de fraccionamiento en donde la fase vapor está compuesta por los hidrocarburos C3+ que fueron recobrados por el sistema de absorción y la fase liquida corresponde al aceite pobre que fue regenerado y debe ser nuevamente recirculado al sistema de absorción previo enfriamiento. La fase vapor es condensada en la torre de enfriamiento y almacenada en el acumulador de producto crudo, nombre que recibe en el proceso la mezcla de los hidrocarburos C3+ que deberán ser destilados selectivamente para comercialización independiente.

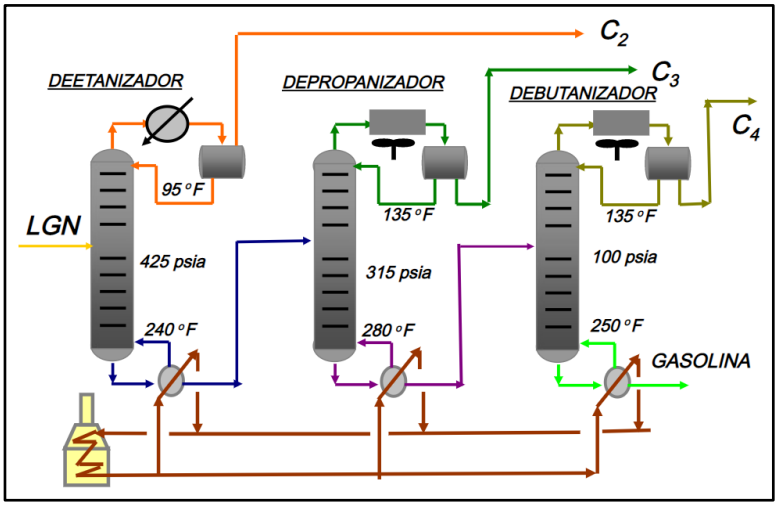
2.4.8 Destilación fraccionada del producto crudo

En la figura 9 se muestra el procesamiento aguas abajo para el producto crudo que se encuentra almacenado en el acumulador. Este producto es succionado y descargado a 350 psi por una bomba del tipo centrifuga que entrega en dos corrientes, a la torre fraccionadora como reflujo un caudal de 32 gpm y a la torre de destilación de propano un caudal de 70 gpm.

La torre despropanizadora (DC3) y desbutanizadora (DC4) operan a 315 y 115 psi respectivamente, 33 platos para la DC3 y 32 platos para la DC4, con temperaturas de 253°F y 261°F. La energía para las destilaciones fraccionadas es suministrada por dos rehervidores de 6.218 MBtu/hr para la despropanizadora y 1.871 MBtu/hr para la desbutanizadora.

Figura 13.

Destilación fraccionada de propano y butano



Nota: Adaptado de introducción al procesamiento de LGN, Repsol YPF. [en línea] Disponible en: https://slideplayer.es/slide/1109579/

2.4.9 Requerimientos energéticos del proceso

En la Figura 14 se muestran los principales requerimientos energéticos de la planta de procesamiento como lo son los intercambiadores de calor, condensadores, compresores de propano de refrigeración y hornos de calentamiento.

Figura 14.

Requerimientos energéticos de la planta de procesamiento caso estudio.

Requerimiento Energético		
Descripción	Tipo	MBTU/hr
Gas-Gas	Carcaza y Tubo	2,5
Intercambiador Chiller	Carcaza y Tubo	6,4
Re hervidor Torre Desetanizadora	Carcaza y Tubo	5,6
Re hervidor Torre Despropanizadora	Carcaza y Tubo	6,218
Re hervidor Torre Desbutanizadora	Carcaza y Tubo	1,871
Enfriador gas de entrada	Tubo aleteado - aire tiro forzado	4,8
Condensador aceite rico fraccionador	Tubo aleteado - aire tiro forzado	6,0
Condensador Propano de producción	Tubo aleteado - aire tiro forzado	5,6
Condensador Propano - Refrigerante	Tubo aleteado - aire tiro forzado	9,780
Condensador de Butano	Tubo aleteado - aire tiro forzado	2,863
Regenerador de Glicol	Carcaza y Tubo	0,5
Torre Fraccionadora	Destilación Fraccionada	7,467
Hornos	Cabina con sección de convección	21,6
Compresores Refrigerantes	Compresores reciprocantés dos etapas	9,061

2.5 Descripción Del Problema.

Debido a la declinación de la curva de producción de los campos y a la pérdida de energía de las formaciones productoras, los volúmenes de gas rico que cargan las plantas que procesan hidrocarburos C_{3+} por medio de aceites livianos refrigerados han experimentado caídas progresivas que han conducido a operaciones deficientes, no rentables e inseguras. Tal es el caso de las plantas de procesamiento de gas de los campos de producción Payoa, Provincia y el Centro, ubicadas en el Valle del Magdalena Medio Santandereano. Actualmente para estos procesos la carga de gas rico se ha disminuido a más de la mitad de su valor de diseño, generando múltiples problemas

operacionales, equipos y procesos trabajando fuera de especificaciones, elevados consumos energéticos, altos costos de operación y mantenimiento.

Lo expuesto anteriormente ha conducido a la suspensión definitiva de las plantas o a fijar límites técnico-económicos que pueden condicionar la viabilidad operativa de las mismas. Particularmente para la planta de gas del campo de producción Payoa (caso estudio), el recobro y procesamiento de hidrocarburos C_{3+} fue diseñado para un volumen de entrada de gas rico de 39 Mpced, de los cuales actualmente solo se están procesando en promedio día 9 Mpced, equivalentes a una carga del 23% de la capacidad nominal. Esta situación ha generado múltiples inconvenientes al procesamiento, como la generación de bajas temperaturas en el gas de entrada, registrando temperaturas inferiores a los -20°F dado el diseño del sistema de refrigeración, dimensionamiento de los intercambiadores de calor y a la eficiencia del sistema de compresión del ciclo de refrigeración mecánica con propano refrigerante. La condición anterior afecta la estructura mecánica de los intercambiadores de calor debido a su límite operacional por su construcción en acero al carbón, adicional estas bajas temperaturas también pueden propiciar la formación de hidratos en el gas debido a que la temperatura de operación de diseño es de -5°F.

Entre otros inconvenientes presentados en la operación de la planta de gas Payoa se puede citar el bajo volumen de hidrocarburo C3+ producido que actualmente se cuantifica en 450 BPD equivalente solo al 26% del recobro estipulado en el diseño y un factor de producción de la planta promedio de 2,15 GPM. Estos bajos niveles de producción en la planta sumado a fallas de pozos productores, mantenimientos de pozos y equipos de compresión periféricos, ocasionan que la carga de C3+ no sea suficiente para las torres de destilación fraccionada, permitiendo que los rehervidores generen altas temperaturas en las torres por bajo nivel de líquido en fondo, ocasionando ciclos de vaporización no controlados que conllevan inconvenientes operativos como

la pérdida de calidad de los productos para comercialización, desbalance general del proceso, presiones de vapor del GLP por fuera de especificación y en casos más críticos niveles muy bajos que pueden afectar la seguridad del proceso y por ende deba generase un apagado de emergencia en la planta.

3. Modelo diagnostico

3.1 Condiciones Actuales De Procesamiento

La planta de procesamiento se encuentra cargada con un volumen de gas rico de 9 Mpced en promedio, en funcionamiento desde el año 1965 con un recobro típico actual de 2,15 GPM. Esto ha permitido su viabilidad económica y continuidad, aunque la disminución de la carga en un 77% ha generado inconvenientes y condiciones subestándares en equipos y procesos que han dificultado su operación. La capacidad instalada aún mantiene su diseño original con un alto consumo energético típico de este tipo de procesamientos.

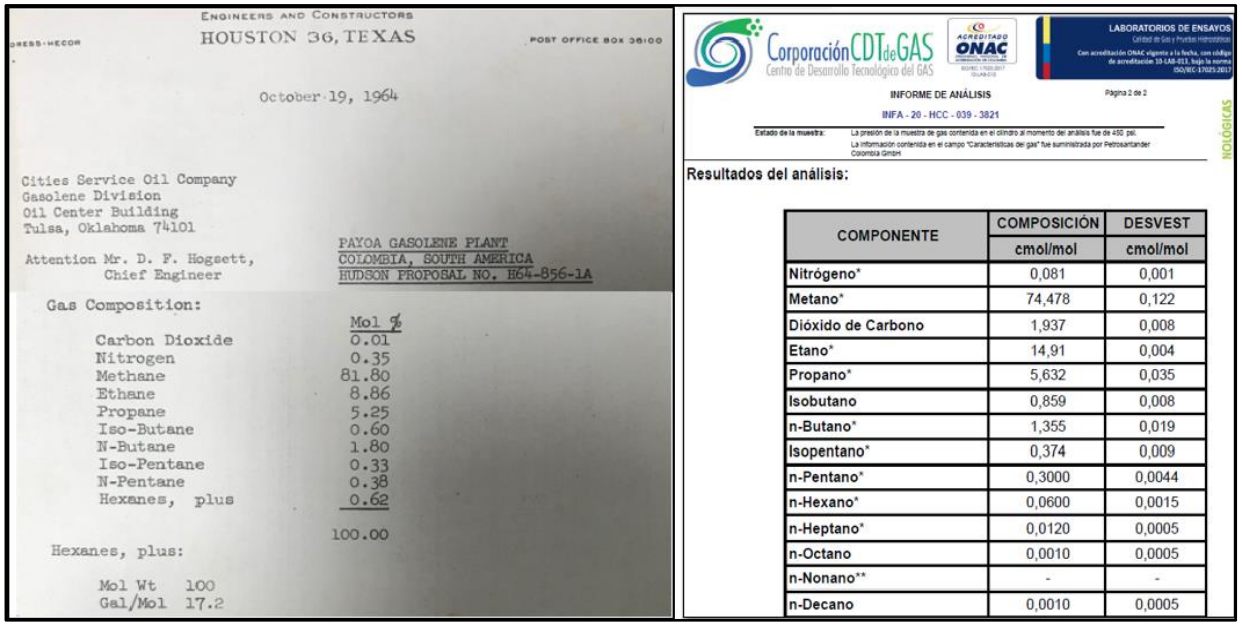
3.1.1 Caracterización cromatográfica del gas de entrada

Una de las principales características del campo de producción Payoa, es que la composición química del gas que carga la planta mantiene una composición rica en cuanto a hidrocarburos superiores al propano, esto es una ventaja debido a que a pesar de que el volumen ha disminuido drásticamente en los análisis cromatográficos permanecen características de un gas con una riqueza alta en hidrocarburos recobrables con un GPM superior a 2,0.

En las Figura 15 se compara la composición molar del gas de entrada de acuerdo con análisis cromatográficos realizados en el mes de octubre de 1964 y julio del año 2020.

Figura 15.

Cromatografías gas de entrada



ENGINEERS AND CONSTRUCTORS
HOUSTON 36, TEXAS
POST OFFICE BOX 36100

October 19, 1964

Cities Service Oil Company
Gasolene Division
Oil Center Building
Tulsa, Oklahoma 74101

Attention Mr. D. F. Hogsett,
Chief Engineer

PAYOA GASOLENE PLANT
COLOMBIA, SOUTH AMERICA
HUDSON PROPOSAL NO. H64-856-1A

Gas Composition:

	Mol %
Carbon Dioxide	0.01
Nitrogen	0.35
Methane	81.80
Ethane	8.86
Propane	5.25
Iso-Butane	0.60
N-Butane	1.80
Iso-Pentane	0.33
N-Pentane	0.38
Hexanes, plus	0.62
	100.00

Hexanes, plus:

Mol Wt 100
Gal/Mol 17.2

Corporación CDT de GAS
Centro de Desarrollo Tecnológico del GAS

INFORME DE ANÁLISIS
INFA - 20 - HCC - 039 - 3821

Resultados del análisis:

COMPONENTE	COMPOSICIÓN cmol/mol	DESVEST cmol/mol
Nitrógeno*	0,081	0,001
Metano*	74,478	0,122
Dióxido de Carbono	1,937	0,008
Etano*	14,91	0,004
Propano*	5,632	0,035
Isobutano	0,859	0,008
n-Butano*	1,355	0,019
Isopentano*	0,374	0,009
n-Pentano*	0,3000	0,0044
n-Hexano*	0,0600	0,0015
n-Heptano*	0,0120	0,0005
n-Octano	0,0010	0,0005
n-Nonano**	-	-
n-Decano	0,0010	0,0005

Nota: Adaptado de informes de análisis cromatográfico gas de entrada, Planta Payoa.

3.1.2 Volumen de procesamiento actual

Al mes de agosto del año 2020 la planta de procesamiento de gas viene siendo cargada con 9 Mpced en promedio, de los cuales se obtiene un recobro C3+ con un GPM de 2,15. El gas de ventas que se entrega por medio de gasoducto a la refinería de Ecopetrol S.A ubicada en Barrancabermeja se encuentra en 6,8 Mpced.

3.1.3 Producción de productos blancos

La planta de procesamiento produce 450 BPD de productos blancos, distribuidos entre 53 de gasolina natural, 170 de butano y 228 de propano.

Figura 16.

Reporte de producción, Planta de procesamiento de gas Payoa.

	PETROSANTANDER (COLOMBIA)					
	PLANTA DE GAS CAMPO PAYOA				26	ago-20
	REPORTE DIARIO DE PRODUCCION					
					TIQUETE No	238
	GASOLINA	BUTANO	PROPANO	GALONES	BARRILES	
BOMBEADO	0	0	11.857	11.857	282	
ALMACENADO	40.075	11.260	7.303	58.638	1.396	
PRODUCIDO	2.215	7.125	9.579	18.919	450	
RVP	0	0	0			
TFE (°F)		0	0			
ACUMULADO MENSUAL		GALONES	BARRILES			
LPG VENTAS		111.635	2.658			
	GAS ENTRADA		8.786.402	[SCFD]		
	RECICLO GAS ETANO		1.337.890			
	CONSUMO GAS TRATADO		583.135	[SCFD]		
	EXTRACCION		636.549	[SCFD]		
	GPM		2,15			
GAS VENTAS	6.811.963	[SCFD]		PODER CALORÍFICO	1.076,54	[BTU/SCF]
	CALIDAD GAS VENTAS				VOLUMEN	ENERGÍA
HUMEDAD	HCDP	PODER CALORIFICO		CO2		
[lb H2O/MMSCF	[°f]	[BTU/SCF]		[%]	[SCFD]	[MMBTU]
1,56	38,42	1.076,54		1,549	6.811.963	7.333,35

Nota: Adaptado de reporte de producción, Payoa. Agosto (2020).

3.1.4 Caracterización cromatográfica del gas de ventas

El gas de ventas se entrega por gasoducto a la refinería de ECP S.A a 780 psi y a 80°F. La composición cromatográfica es mostrada en la Figura 17.

Figura 17.

Reporte de Cromatografía gas de ventas

```
Totalflow Laptop Daily Report                                        page 1
Printed date: 08/30/2020

Station ID: TOTALFLOW
Device ID : CR OFICIAL                Location:      Location of Stream 3




Date/Time: 26/08/2020 00:00:00
  Daily Period Seq #       :       106      N2                      :    0.1969
  CO2                      :    1.5200      C1                      :   87.7644
  C2                       :    9.7043      C3                      :    0.6746
  nC4                      :    0.0263      iC4                     :    0.0147
  nC5                      :    0.0070      IC5                     :    0.0084
  nC6                      :    0.0000      nC7                     :    0.0000
  nC8                      :    0.0000      nC9                     :    0.0000
  nC10                     :    0.0000      C6+                     :    0.0717
  neoC5                    :    0.0000      C4+                     :    0.0000
  Ideal CV                 : 1077.2729      Relative Density        :    0.6246
  Wet Btu(Inferior CV)     : 1058.2410      Compressibility         :    0.9976
  Superior Wobbe           : 1361.4668      Normal Density          :    0.7616
  Dry Btu(Superior CV)     : 1075.9969      GPM                     :    2.7933
```

Nota: Adaptado de Payoa. (Julio 2020). Planta de procesamiento de gas.

3.1.5 Eficiencia de recobro de productos blancos

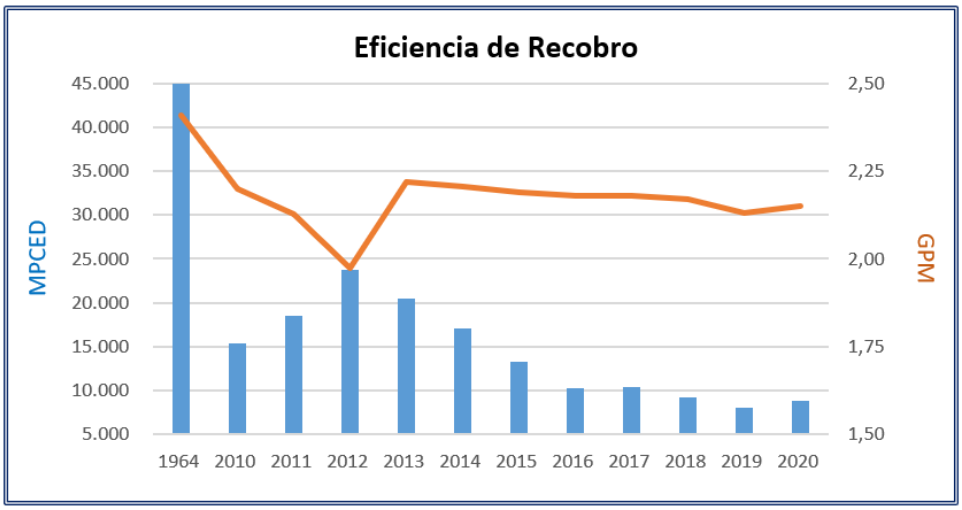
Con base en las cromatografías de gas mostradas en la figura 15 se analiza que la composición de hidrocarburos superiores al C3+ en la corriente de gas de entrada ha permanecido estable manteniendo características de gas rico, lo que ha permitido a través del tiempo que el recobro de líquidos hidrocarburos se mantenga con factores superiores a 2 galones por cada mil de pies cúbicos que cargan la planta de procesamiento.

En la figura 18 se muestra la tabulación realizada a los volúmenes anuales promedio de gas de entrada, partiendo desde el valor de diseño de máxima carga correspondiente a 45Mpced con el que se obtenían 108.460 gls y un factor de 2.41GPM establecidos para el año de 1964. Gracias a la riqueza en hidrocarburos C3+ de la composición del gas que carga actualmente la planta, el factor GPM se ha mantenido en niveles promedio superiores al 2%, permitiendo que se puedan plantear escenarios alternativos de procesamiento y recobro de líquidos aun con la disminución de

los volúmenes de gas generados por la declinación en la producción del gas de las formaciones productoras.

Figura 18.

Eficiencia de recobro de productos blancos



Nota: Adaptado departamento de producción, Payoa

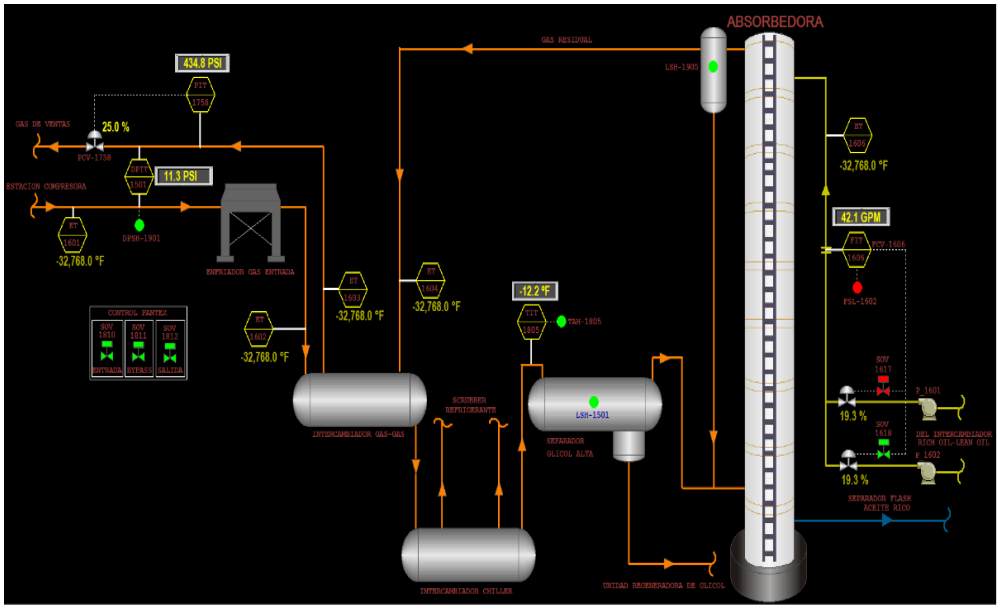
3.2 Enfriamiento De Gas De Entrada

Debido al descenso de la carga de gas de entrada en un 77% y con 9 Mpced, la planta en la actualidad solo mantiene encendido un compresor del sistema de refrigeración mecánica, comprimiendo un volumen de propano de 6,2015 Mpced.

El enfriamiento generado por el ciclo de propano sumado a la transferencia de calor de los intercambiadores gas de entrada y gas-gas, logran que la temperatura del gas de entrada descienda a un valor de -12°F (Amidpour y Hamedi, 2017, p.265). Finalmente, a esta temperatura el gas de carga ingresa por la parte inferior a la torre de absorción.

Figura 19.

Circuito de gas de entrada



Nota: Adaptado de Payoa. Planta de procesamiento de gas.

3.3 Inyección De Aceite Absorbente

El aceite que se utiliza como absorbente es suministrado por la refinería de ECP S.A, su nombre comercial es disolvente N°4 (Varsol) y sus características son similares al especificado en las bases de diseño mostradas en la tabla 1. Este aceite es inyectado en el tope de la torre absorbedora con un caudal de 32 gpm sin presentar pérdidas considerables, indicando que el peso molecular es el adecuado por no ser arrastrado en la corriente de gas residual. En la Figura 20 se muestran las especificaciones de calidad de este disolvente.

Figura 20.

Especificación técnica disolvente 4

ecopetrol
ENERGÍA PARA EL FUTURO

GERENCIA REFINERIA BARRANCABERMEJA
DEPARTAMENTO DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS

Página 1 de 1

CERTIFICADO DE CALIDAD

PRODUCTO: DISOLVENTE No. 4
NÚMERO DE MUESTRA: 1911250451
FECHA DE VOBO: 25/11/2019 23:05
ALMACENAMIENTO: K3110

VOBO: SI

ANÁLISIS	UNIDAD	RESULTADO	ESPECIFICACIÓN	MÉTODO
COLOR SAYBOLT	N/A	+30	+ 21 Minimo	ASTM D 156-15 COLOR SAYBOLT(METODO MANUAL)
CORROSION LAMINA COBRE (3h/100ºC)	CLASIFICACION	1A	1 Maximo	ASTM D 130-19 CORROSION A LAMINA DE COBRE
DESTILACION				
PUNTO INICIAL DE EBULLICION	°C	152.6	143.3 Mínimo	ASTM D 1078 DESTILACION LIQUIDOS ORGANI.
50% vol RECOBRADO	°C	166.9	REPORTAR	ASTM D 1078 DESTILACION LIQUIDOS ORGANI.
PUNTO SECO	°C	208.5	215.6 Máximo	ASTM D 1078 DESTILACION LIQUIDOS ORGANI.
GRAVEDAD API/DENSIDAD A 15 °C				
GRAVEDAD API A 15.6 °C	Grados API	47.9	REPORTAR	ASTM D 4052-18a DENSIDAD DIGITAL
DENSIDAD A 15 °C	kg/m3	788.6	REPORTAR	ASTM D 4052-18a DENSIDAD DIGITAL
INDICE DE BROMO	mg Br2/100g	411	REPORTAR	ASTM D 2710 INDICE DE BROMO
INDICE DE REFRACCION A 20°C	N/A	1.4375	REPORTAR	ASTM D 1218 IND Y DISP REFRAC DE HC LIQ
VALOR KAURI-BUTANOL	N/A	40.4	29 Mínimo - 45 Máximo	ASTM D 1133 VALOR KAURI-BUTANOL
PUNTO DE INFLAMACION	°C	38.9	32.2 Mínimo	ASTM D 56-16a. PUNTO INFLAMACION TAG CERR.
VISTO BUENO TANQUES				
VoBo	No Aplica	Si	REPORTAR	VISTO BUENO
COMENTARIO	No Aplica	NINGUNO	REPORTAR	VISTO BUENO

Nota: Adaptado de Ecopetrol. (sf). Disolvente 4. Línea de producto: Industriales Disolventes alifáticos. [en línea] Disponible en: https://nuevoportal.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo_de_Productos/pdf/Ecopetrol%20Disolvente%204%20VSM-01.pdf

3.4 Variables De Procesamiento Claves De Acuerdo Con Carga Volumétrica Actual

3.4.1 Temperatura de gas de entrada

Es una de las variables que más afecta la operación del procesamiento. Esta puede convertirse en una condición subestándar debido a que, con la disminución del volumen de gas de carga, la temperatura ha descendido a valores de -12°F (por diseño en -5°F). Junto con la disminución de carga pueden presentarse situaciones adicionales como fallas en pozos productores

de gas, fallas en los sistemas de compresión, workover y wellservices programados, generando una mayor afectación al volumen producido de gas, por ende, la temperatura también disminuye a valores inferiores a los -12°F, situación que puede afectar la estructura y la integridad del acero al carbón, material con el cual están construidos los equipos mayores de la planta.

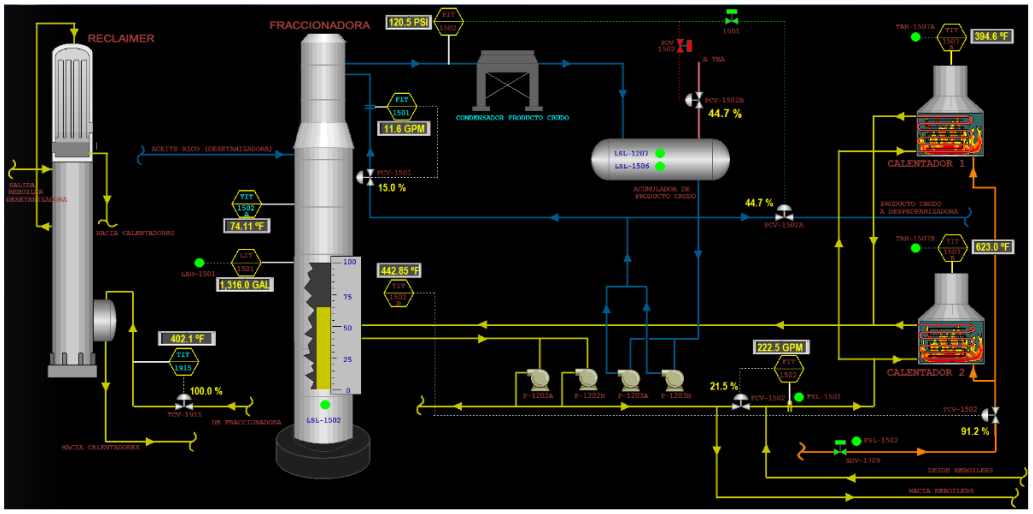
Las temperaturas por debajo de -20°F originan en el acero al carbón una afectación conocida como fragilidad por frio, la cual permite que se alteren los límites de fuerza mecánica y tensión estructural de estos equipos, posibilitando la formación de afectaciones conocidas como fracturas frágiles en el acero, condición que genera riesgo en la integridad de los equipos y la seguridad de la operación.

3.4.2 Temperatura de fraccionamiento del aceite rico

Por diseño a la torre fraccionadora ingresan 144 gpm de aceite rico desetanizado, compuesto por 74 gal de aceite absorbente y 70 gal de C3+. De la destilación fraccionada de este aceite rico se obtienen 100.558 gal de hidrocarburo C3+ a 560°F sin presentarse arrastre de absorbente, estableciéndose las condiciones de temperatura y presión del fraccionamiento que nos permiten operar sin contaminaciones de aceite absorbente en los hidrocarburos destilados.

Figura 21.

Circuito de fraccionamiento



Nota: Adaptado de Payoa. Planta de procesamiento de gas.

A condiciones de baja carga no es posible mantener 560°F en la torre fraccionadora debido a que el aceite rico descendió en un 65%, ingresando a la torre un caudal de 45 gpm compuesto por 23 gal de aceite absorbente y 22 gal de C3+. Con las anteriores variables se estableció una temperatura en fondo de la torre de 440°F, temperatura en la cual se obtiene una ventana operativa para que con 9 Mpced de entrada, los productos destilados en tope no arrastren aceite absorbente. Al igual que la temperatura de refrigeración, la temperatura de fraccionamiento se ha convertido en una variable de difícil control operacional, ya que cuando se procesan volúmenes inferiores a los 9 Mpced, disminuye el caudal de aceite rico que ingresa como carga a la torre de fraccionamiento, esto conlleva a perdida de nivel de producto al interior de la torre, provocando un aumento súbito en la temperatura del fraccionamiento que alcanza el punto de ebullición del varsol, destilándose este último como fase vapor junto con los hidrocarburos C3+.

Esta condición no deseada en el procesamiento es la más frecuente y es la que más atención requiere de la operación debido a que puede presentarse repentinamente dependiente de eventos operacionales de campo. El aceite absorbente como contaminante de los C3+ no genera problemas de calidad dado que por su alto peso molecular este aceite permanece en fondo y no se destila selectivamente con el propano ni con el butano ya que se mantiene en cadena con la gasolina natural resultante de los fondos del proceso de destilación del butano. Finalmente, esta gasolina natural es inyectada mediante un mezclador estático al petróleo crudo producido diariamente en el campo. El aceite destilado en la torre de fraccionamiento y arrastrado por los C3+ debe ser reposicionado desde el tanque de almacenamiento por el sistema de inyección, con el fin de que la torre de fraccionamiento recupere su nivel de operación seguro por encima de los 1.000 gal.

4. Escenarios y modelos de procesamiento para recobro de C3+ adaptables al procesamiento existente

Como se ha venido describiendo, dado los múltiples problemas operativos generados al procesamiento por baja carga, es necesario evaluar alternativas de recobro C3+ que puedan ser adaptadas al proceso utilizando la capacidad instalada, optimizando los procesos aplicando metodologías de reingeniería, apoyados en simulaciones de proceso y evaluaciones técnico-económicas. Lo anterior con el fin de brindar métodos que permitan una continuidad operativa a este tipo de plantas aún bajo escenarios de baja carga, logrando un aseguramiento y rentabilidad económica. Para la simulación numérica, se utilizará el simulador de procesos Aspen HYSYS V11 de la compañía Aspen Technology Inc.

4.1 Temperatura De Gas De Entrada A La Planta

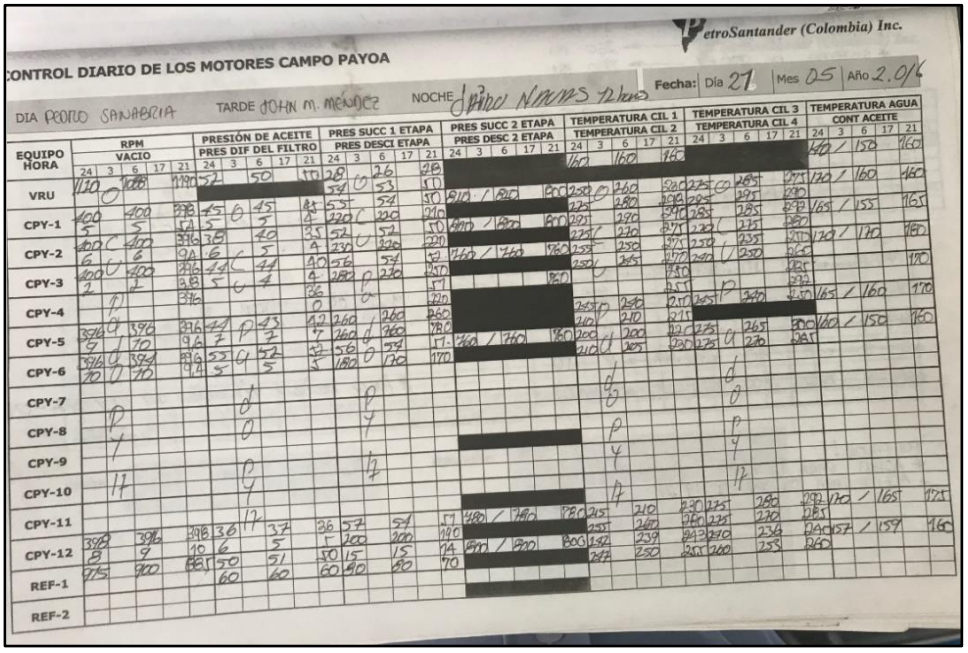
Una de las variables que mayor incidencia tiene en el volumen de hidrocarburos que se recobra cuando se realiza la simulación de diferentes metodologías de procesamiento es la temperatura del gas que ingresa. Para efectos de lograr evaluar diferentes comportamientos y analizar la tendencia de esta variable a través del tiempo y en diferentes horas del día, el departamento de mantenimiento nos suministró el formato de reporte denominado “control diario de los motores campo Payoa”, en donde los operadores toman los datos operativos del sistema de compresión, entre estos la temperatura del gas que ingresa a la planta de procesamiento. Un ejemplo de este reporte es el mostrado por la figura 22.

Estos datos son registrados por los operadores a las 0, 3, 6, 17 y 21:00 horas del día y en ellos entre otros se puede obtener la temperatura en el cabezal general de descarga del tren de compresión, que es la variable de ingreso al aeroenfiador de gas de entrada de la torre de enfriamiento. Para efectos de seleccionar los datos más representativos que nos permitan conocer la tendencia de esta temperatura a través del tiempo y a diferentes horas del día, se realizó una tabla de datos en donde se registraron las temperaturas para diferentes fechas y volúmenes de gas de entrada.

En la figura 23 se muestran los valores tabulados y se seleccionan los valores que serán utilizados en las simulaciones de los métodos como valor mínimo, máximo, promedio y el valor que se presenta con mayor frecuencia (moda).

Figura 22.

Reporte de datos operativos de los motocompresores del campo Payoa



Nota: Adaptado de Payoa. Departamento de Mantenimiento.

Figura 23.

Tabulación de datos operativos de los motocompresores del campo Payoa

		Horas del día Temperatura (°F)				
FECHA	Mpced	24 Hr	3 Hr	6 Hr	17 Hr	21 Hr
21-05-16	12.742	160	"0"	160	"0"	160
31-12-17	10.659	165	160	160	160	150
19-04-18	10.623	150	145	145	"0"	150
31-08-18	9.638	160	160	160	"0"	"0"
02-12-18	9.025	150	150	"0"	150	150
08-12-18	9.436	155	150	"0"	150	150
07-03-19	9.396	"0"	"0"	"0"	150	"0"
01-04-20	9.001	150	"0"	"0"	155	145
10-02-21	9.142	150	145	145	"0"	"0"

Temperaturas gas de entrada (°F)			
Mínima	Máxima	Promedio	Moda
145	165	153	150

Nota: Adaptado de Payoa. Departamento de Mantenimiento.

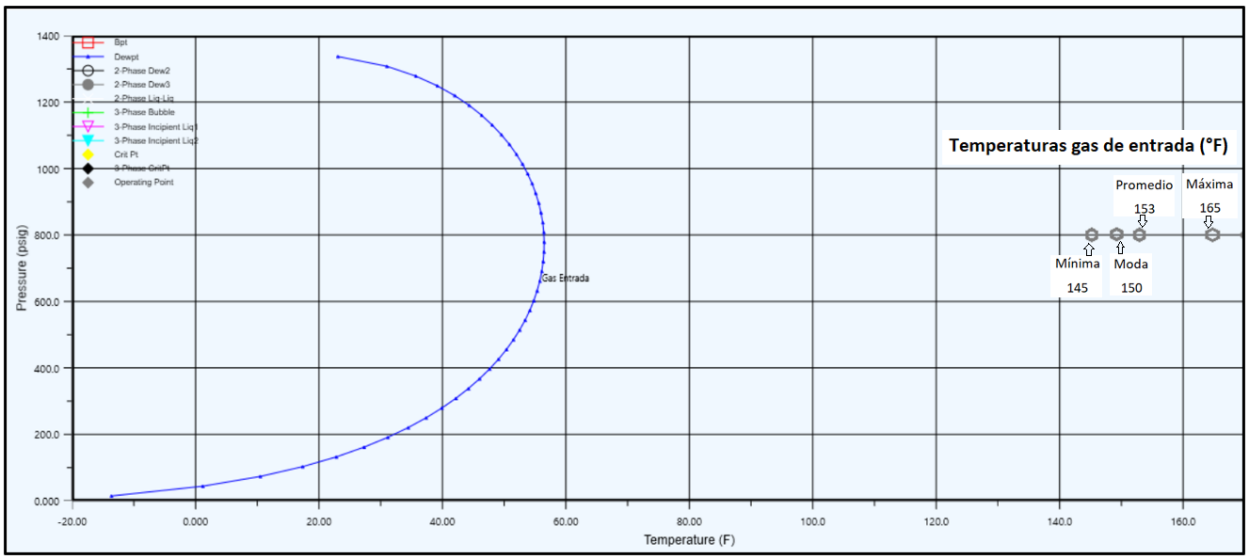
De la figura 23 se obtiene de la tabulación de los datos una temperatura mínima de 145°F, máxima de 165°F, promedio de 153°F y de mayor frecuencia (moda) 150°F.

4.2 Simulación Del Método 1. Aero enfriador, Intercambiador De Calor (HT- Gas) Y Válvula De Expansión

El objetivo de este método es refrigerar el gas de entrada que proviene del sistema de compresión a 800 psi para ingresar a los aeroenfriadores ubicados en la torre de enfriamiento. En la figura 24 se muestra el diagrama de fase para la corriente de gas de entrada en donde se puede observar la curva de punto de rocío y los puntos de operación determinados por las temperaturas establecidas en la figura 23.

Figura 24.

Diagrama de fases. Corriente de gas de entrada



Nota: Adaptado de simulación método 1

Aguas abajo de los aeroenfriadores el gas ingresa a un intercambiador de calor gas- gas quien circula en su lado casco una corriente fría de gas residual que sale del separador de gas de entrada. En línea con el proceso, luego del intercambiador de calor, se genera una expansión a la corriente de gas mediante una válvula (JT-01) que reduce la presión de 794 psi a 400 psi, el delta 394 psi genera un descenso en la temperatura del gas de entrada que ingresa al separador de gas de entrada, logrando condensar una fracción de hidrocarburos (C5+).

El separador de gas de entrada es un filtro separador de doble barril encargado de recolectar en fondo los hidrocarburos condensados, los cuales mediante un sistema de control de nivel y válvula son enviados al separador flash del sistema de tratamiento de condesados que opera a 50 psi para drenar los hidrocarburos livianos que se encuentren presentes, como son el metano, etano, propano y algunas trazas de butanos. Finalmente, del fondo del separador flash por medio de

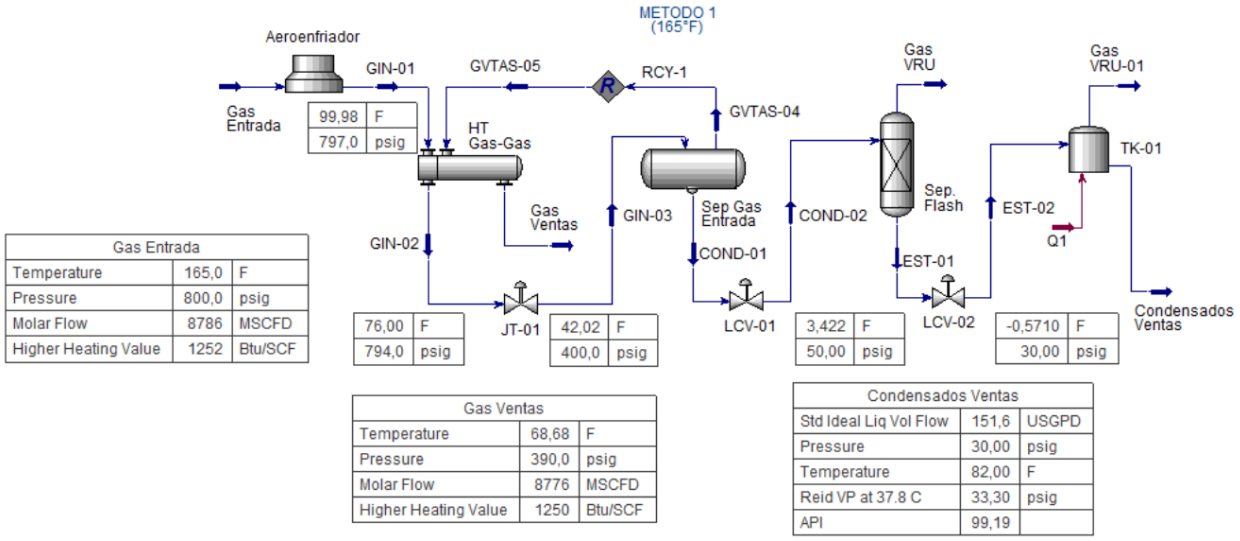
controlador de nivel y válvula los condesados son enviados a un tanque de almacenamiento presurizado a 30 psi para la distribución final.

4.2.1 Simulación del método 1 a diferentes temperaturas del gas de entrada

Se realiza la simulación del método 1 teniendo en cuenta la variación de la temperatura de entrada indicada en la figura 23, iniciaremos aplicando a la corriente la máxima temperatura de gas de entrada, luego el promedio, moda y mínima. El objetivo es visualizar mediante los diagramas de fase y por efecto del enfriamiento progresivo propuesto por el método, como el punto de operación inicial se va acercando a la curva de punto de rocío y finalmente las curvas de calidad obtenidas de acuerdo con la expansión generada por la válvula que opera bajo el efecto Joule-Thomson. A continuación, en las figuras de la 25 a la 30 se mostrarán los diagramas de flujo de proceso para cada caso en donde se podrán visualizar la perdida gradual de la temperatura del gas que ingresa como carga y los volúmenes de hidrocarburo recobrados junto con algunas de sus propiedades físicas más relevantes.

Figura 25.

Método 1. Temperatura máxima (165°F) en el gas de entrada

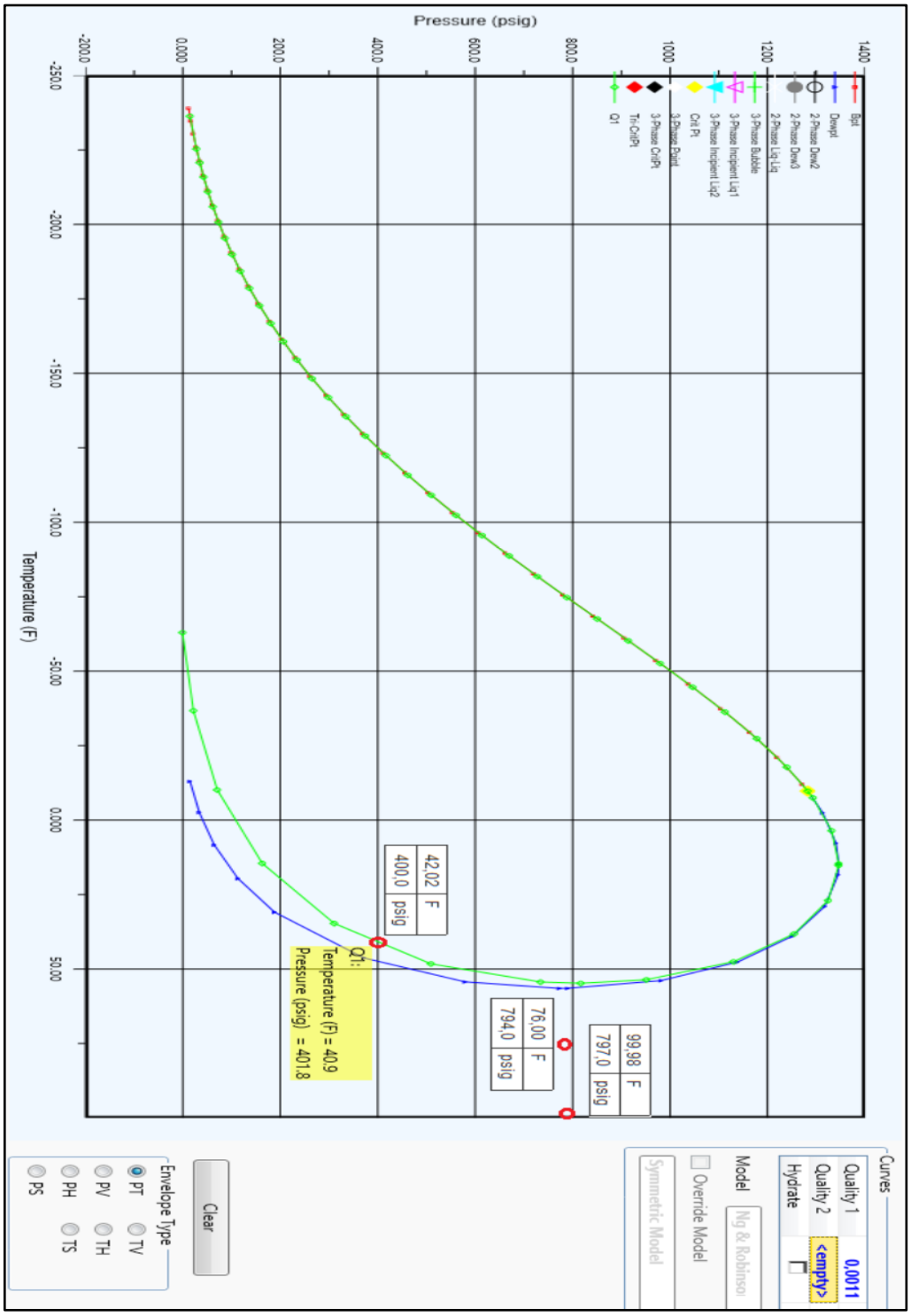


Nota: Adaptado de simulación método 1

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor máximo (165°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en el intercambiador gas-gas y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 42,02°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q1 de solo 0,11% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 151,6 GPD de condensados estabilizados almacenados a una presión de 30 psi.

Figura 26.

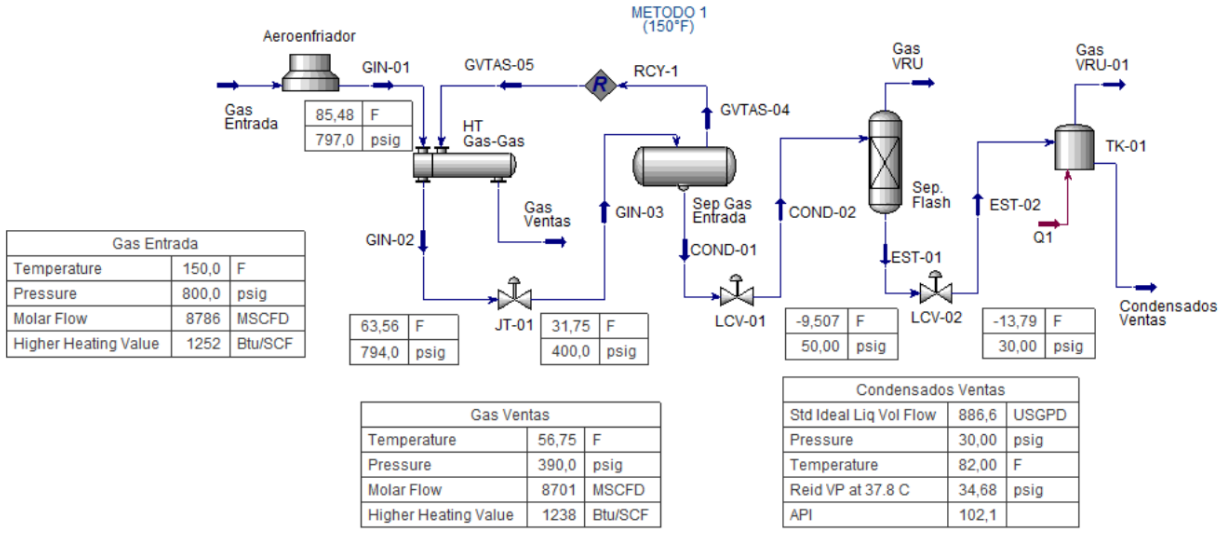
Método 1. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura máxima 165°F



Nota: Adaptado de simulación método 1

Figura 27.

Método 1. Temperatura mayor frecuencia 150°F en el gas de entrada

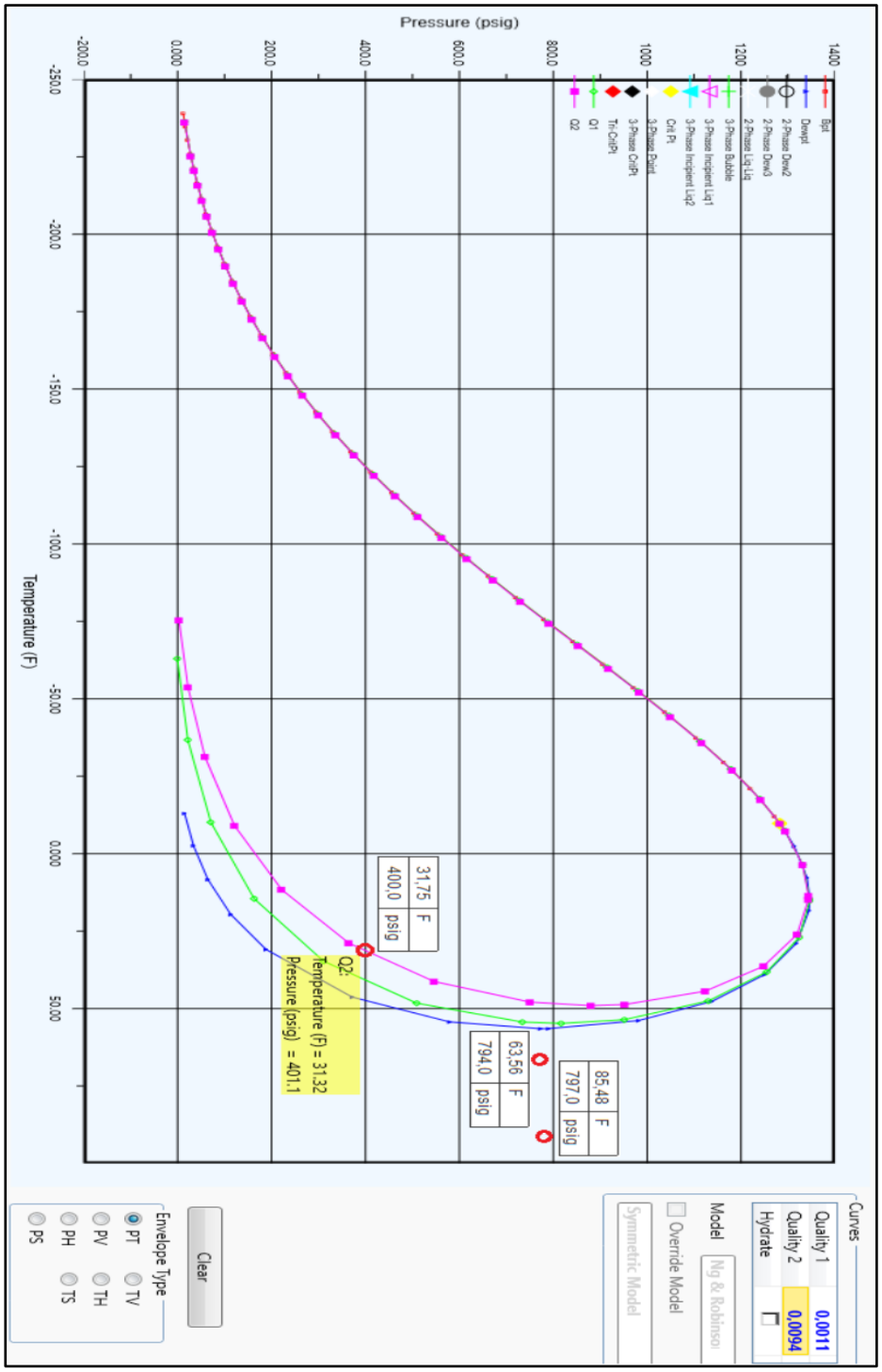


Nota: Adaptado de simulación método 1

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor de mayor frecuencia (150°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en el intercambiador gas-gas y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 31.75°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q2 de 0,94% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 886,6 GPD de condensados estabilizados almacenados a una presión de 30 psi. En la figura 28 se muestra como la línea de calidad Q1 de 0,11% generada por el caso de 165°F logra desplazarse a la línea de calidad Q2 de 0.94%, debido a la disminución de la temperatura del gas de entrada en -10.27°F.

Figura 28.

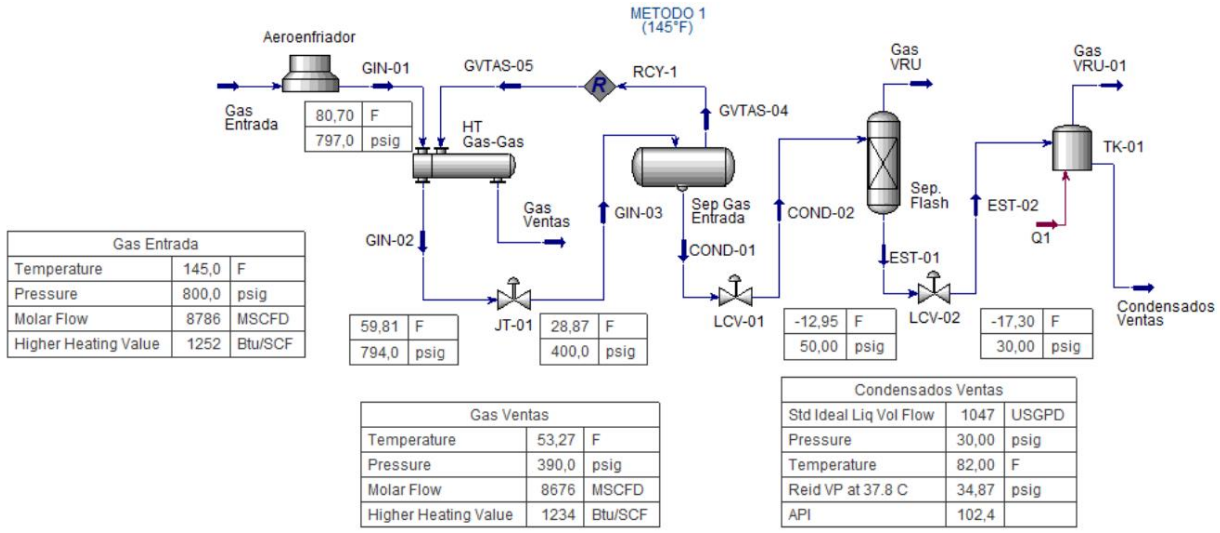
Método 1. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mayor frecuencia 150°F



Nota: Adaptado de simulación método 1

Figura 29.

Método 1. Temperatura mínima (145°F) en el gas de entrada

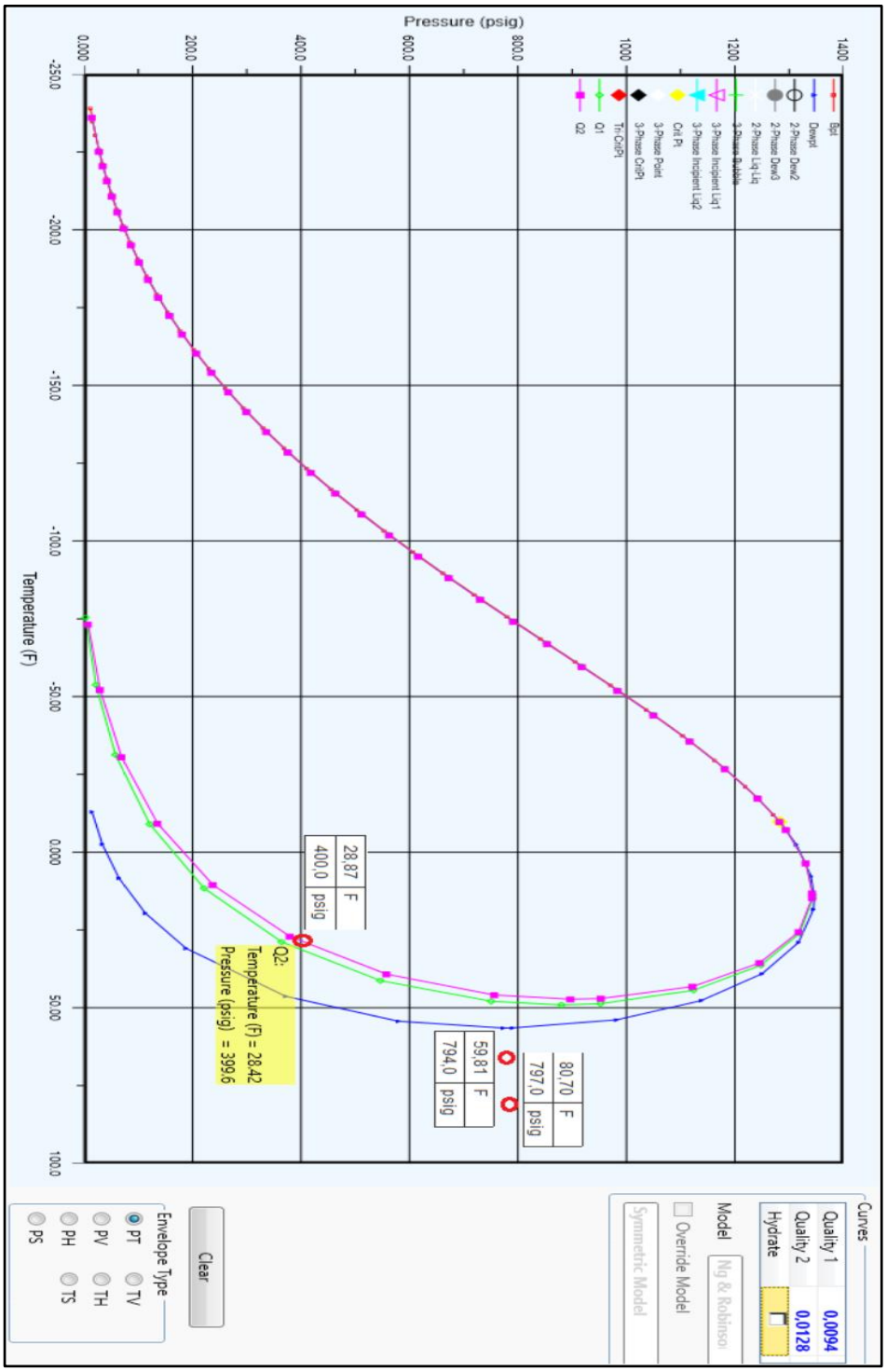


Nota: Adaptado de simulación método 1

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor mínimo (145°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en el intercambiador gas-gas y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 28.87°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q2 de 1,28% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 1047 GPD de condensados estabilizados almacenados a una presión de 30 psi. En la figura 28 se muestra como la línea de calidad Q1 de 0,94% generada por el caso de 150°F logra desplazarse a la línea de calidad Q2 de 1.28%, debido a la disminución de la temperatura del gas -5°F.

Figura 30.

Método 1. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mínima de 145°F



Nota: Adaptado de simulación método 1

De la simulación del método 1, con una entrada de gas de 8.786 Mpced al sistema se obtienen dependiendo de la temperatura del gas de entrada entre 152 y 1047 GPD de condensados, estabilizados a 30 psi con una gravedad API promedio de 101° característicos de un disolvente 1A (gasolina natural) y una presión de vapor entre 31 y 34 psia, lo que indica la presencia de algunos hidrocarburos livianos. Este condensado se inyectará directamente mediante un mezclador estático a la corriente de crudo cuando se esté en línea con el despacho de crudo hacia la refinería de Barrancabermeja. Para efectos de las evaluaciones técnico-económicas este condensado se cuantificará económicamente al mismo precio de comercialización de crudo con la refinería de Barrancabermeja. En la figura 31 se muestra un resumen de los resultados obtenidos para las simulaciones del método 1 de acuerdo con las temperaturas tabuladas para el gas de entrada.

Figura 31.

Resumen datos de producción simulación método 1

	Gas de Entrada						Gas Ventas	
METODO	Volumen Mpced	Poder Calorífico Btu/pc	Temperaturas de gas de entrada (°F)	Temperaturas de gas aguas abajo válvula JT (°F)	Fase liquida aguas abajo válvula JT (%)	Volumen de condensados (USGPD)	Volumen Mpced	Poder Calorífico Btu/pc
Aero enfriador, Intercambiador de Calor (HT- Gas) Y Válvula De Expansión	8.786	1.252	165	42,02	0,11%	151,6	8.776	1.250
	8.786	1.252	153	33,69	0,76%	758,3	8.720	1.241
	8.786	1.252	150	31,75	0,94%	886,6	8.701	1.238
	8.786	1.252	145	28,87	1,28%	1.047	8.676	1.234

La corriente de gas ventas se entrega con un caudal entre 8.776 a 8.676 Mpced a 400 psi, entregado al gasoducto Payoa – GRB, que conduce los volúmenes de gas de los campos Payoa y Provincia, este gasoducto recorre una distancia hasta la refinería de Barrancabermeja de 60 kilómetros (km), y se encuentra en servicio desde el año 1965. Como condición de calidad particular contractual y por tener como destino final un complejo petroquímico, no hay límite en

la especificación de poder calorífico y punto de rocío de hidrocarburo. El gas ventas se entrega con un poder calorífico superior entre 1.250 y 1.234 Btu/pc y para efectos de las evaluaciones técnico-económicas la energía suministrada se cuantificará en dólares por millón de Btu (USD/MBtu) de acuerdo con el contrato de venta con la refinería de ECP S.A.

Figura 32.

Composición molar corrientes resultantes método 1

Flowsheet Case (Main) - Solver Active | Workbook

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

Name	Comp Mole Frac (CO2)	Comp Mole Frac (Nitrogen)	Comp Mole Frac (Methane)	Comp Mole Frac (Ethane)	Comp Mole Frac (Propane)	Comp Mole Frac (i-Butane)	Comp Mole Frac (n-Butane)	Comp Mole Frac (i-Pentane)	Comp Mole Frac (n-Pentane)	Comp Mole Frac (n-Hexane)	Comp Mole Frac (n-Heptane)	Comp Mole Frac (n-Octane)	Comp Mole Frac (n-Decane)
GIN-02	0,0194	0,0008	0,7448	0,1491	0,0563	0,0086	0,0136	0,0037	0,0030	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000
GVTAS-05	0,0195	0,0008	0,7488	0,1490	0,0553	0,0082	0,0126	0,0031	0,0024	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
Gas Ventas	0,0195	0,0008	0,7488	0,1490	0,0553	0,0082	0,0126	0,0031	0,0024	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
Gas VRU	0,0243	0,0002	0,4523	0,3190	0,1500	0,0190	0,0266	0,0049	0,0033	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
COND-02	0,0090	0,0001	0,1475	0,1598	0,2059	0,0734	0,1602	0,0938	0,0964	0,0407	0,0105	0,0013	0,0014
EST-01	0,0023	0,0000	0,0125	0,0892	0,2306	0,0974	0,2195	0,1331	0,1376	0,0586	0,0152	0,0019	0,0021
EST-02	0,0023	0,0000	0,0125	0,0892	0,2306	0,0974	0,2195	0,1331	0,1376	0,0586	0,0152	0,0019	0,0021
Gas VRU-01	0,0043	0,0000	0,0236	0,1591	0,3469	0,1101	0,2117	0,0731	0,0609	0,0096	0,0009	0,0000	0,0000
Condensados Ve...	0,0001	0,0000	0,0003	0,0131	0,1039	0,0837	0,2279	0,1985	0,2213	0,1121	0,0308	0,0039	0,0044
** New **	<empty>	<empty>	<empt...	<emp...	<empt...	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>

ProductBlock_Condensados Ventas
TK-01

Fluid Pkg All

Nota: Adaptado de simulación método 1

4.2.2 Consumo energético método 1

En la Figura 32 se muestra el consumo energético generado por la simulación de proceso del método 1. Los motores que conducen los ventiladores de la torre de enfriamiento son de 20 HP y tienen un consumo nominal de corriente de 26.1 amperios (Amp) con una tensión trifásica nominal de alimentación de 440 voltios de corriente alterna (vac) y un factor de potencia estimado

por el departamento de mantenimiento de 0.86. Con los anteriores datos y teniendo en cuenta dos ventiladores para este aeroenfriador resulta una potencia de 821.1 KW/hr

Figura 33.

Requerimiento energético. Método 1

Descripción	Tipo	Duty MBTU/hr
Enfriador gas de entrada	Tubo aleteado - aire tiro forzado	0,5081
	Motor Eléctrico 20HP (KW/Hr)	821,1
TK-01 Condensados	Transferencia térmica ambiental	0,030
Intercambiador Gas-Gas	Carcaza y Tubo	0,291

4.3 Simulación Del Método 2. Aeroenfriador, Intercambiador De Calor (HT Gas y HT-Chiller) Y Válvula De Expansión.

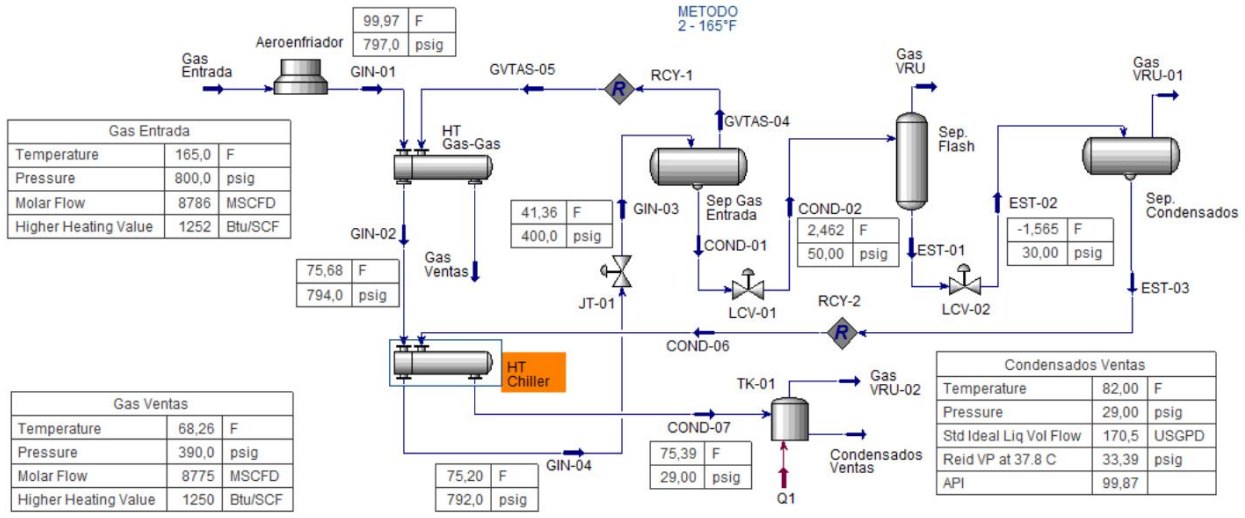
Luego del enfriamiento generado por los aeroefriadores e intercambiador gas-gas, el gas de entrada ingresa al lado tubular del intercambiador chiller del tipo tubo – carcaza de construcción kettle para hacer intercambio con los hidrocarburos almacenados en el separador de condensados que son inyectados a la carcasa de este intercambiador; el objetivo de este escenario es aprovechar la energía que suministra la corriente de condensados ya que se encuentran a una temperatura entre -1,46°F y -19,39°F dependiendo de la temperatura del gas de entrada. En línea con el proceso, luego del intercambiador de calor se genera una expansión a la corriente de gas mediante la válvula (JT-01) que reduce la presión de 792 psi a 400 psi, el delta de 392 psi genera un descenso en la temperatura del gas de entrada entre 27,16°F y 41,16°F para ingresar al separador de gas de entrada logrando condensar los hidrocarburos más pesados C5+. Igual que en la simulación del método 1,

los hidrocarburos se almacenan en el separador de gas de entrada y son enviados al separador flash del sistema de tratamiento de condesados a 50 psi, de allí los condesados son enviados al separador de condensados que opera a 30 psi al lado carcaza del intercambiador de calor HT Chiller, en donde se realiza transferencia térmica con el gas que ingresa como carga a procesamiento y finalmente los condensados son enviados a un tanque de almacenamiento presurizado a 29 psi para la distribución final.

De la simulación del método 2, con una entrada 8,786 Mpced se obtienen entre 165,8 y 1.127 GPD de condensadas ventas con características mostradas en la Figuras del 34 al 39 para cada método con su de temperatura de gas de entrada. La disposición final y la cuantificación económica es la misma que la indicada en el método 1.

Figura 34.

Método 2. Temperatura máxima (165°F) en el gas de entrada

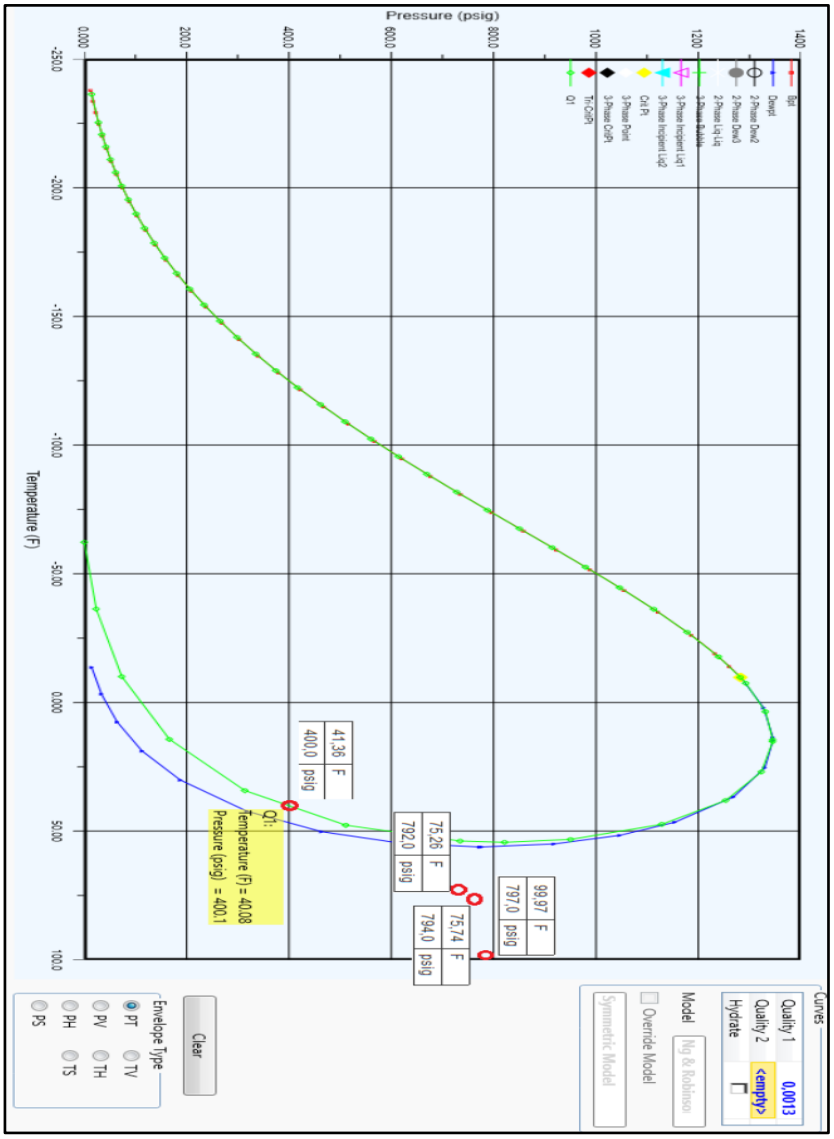


Nota: Adaptado de simulación método 2

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor máximo (165°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en los intercambiador gas-gas, chiller y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 41,36°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q1 de solo 0,13% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 170,5 GPD de condensados estabilizados almacenados a una presión de 29 psi.

Figura 35.

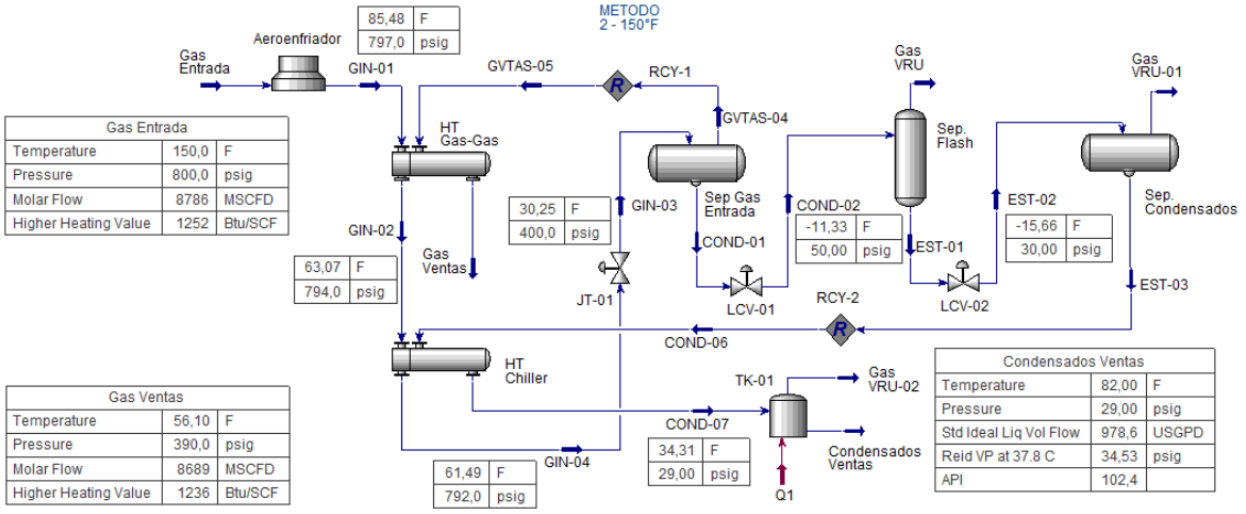
Método 2. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura máxima 165°F



Nota: Adaptado de simulación método 2

Figura 36.

Método 2. Temperatura mayor frecuencia 150°F en el gas de entrada

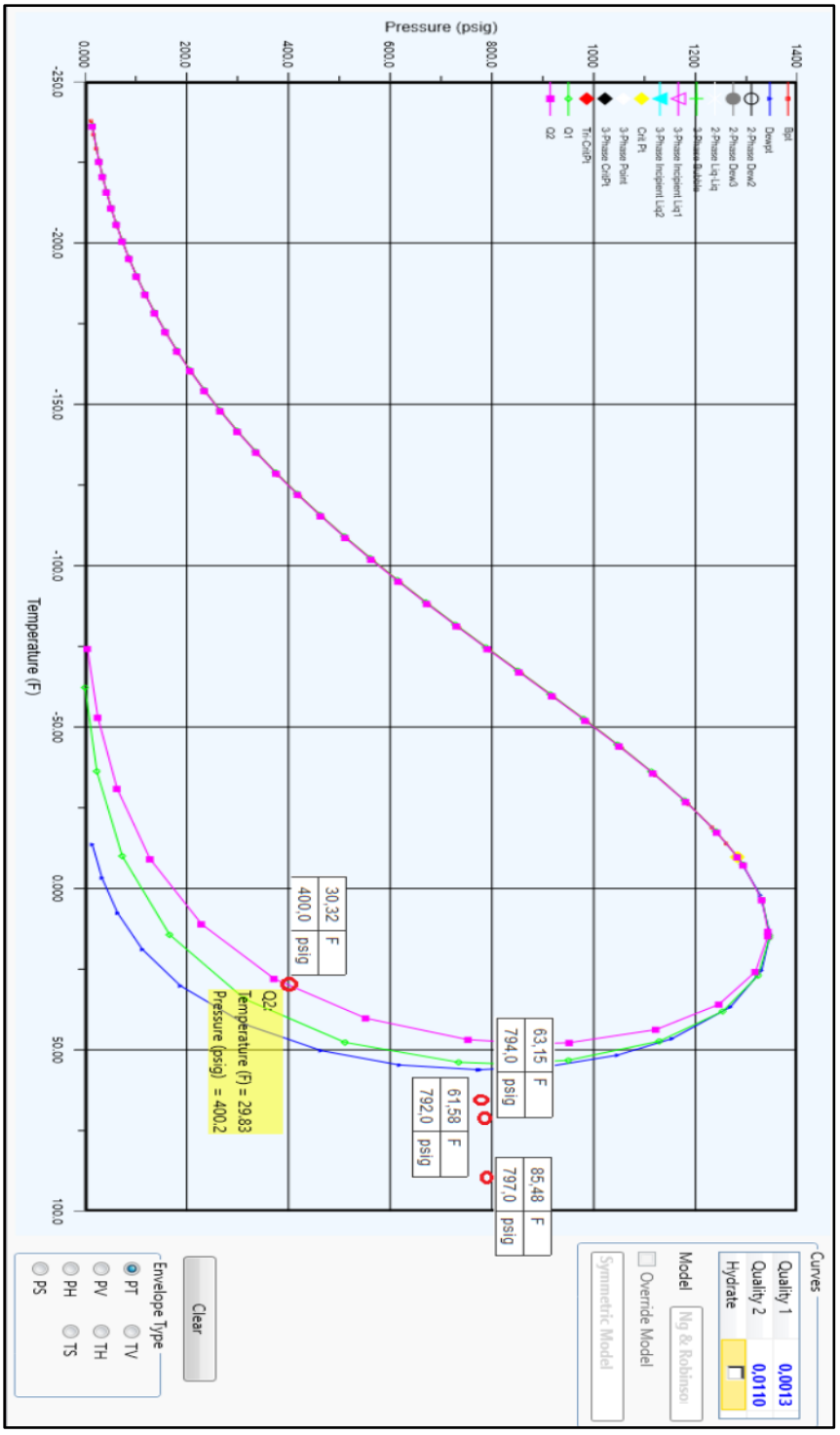


Nota: Adaptado de simulación método 2

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor de mayor frecuencia (150°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en los intercambiadores gas-gas, chiller y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 30,32°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q2 de 1,10% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 976,3 GPD de condensados estabilizados almacenados a una presión de 29 psi. En la figura 37 se muestra como la línea de calidad Q1 de 0,13% generada por el caso de 165°F logra desplazarse a la línea de calidad Q2 de 1.10%, debido a la disminución de la temperatura del gas de entrada en -11,04°F.

Figura 37.

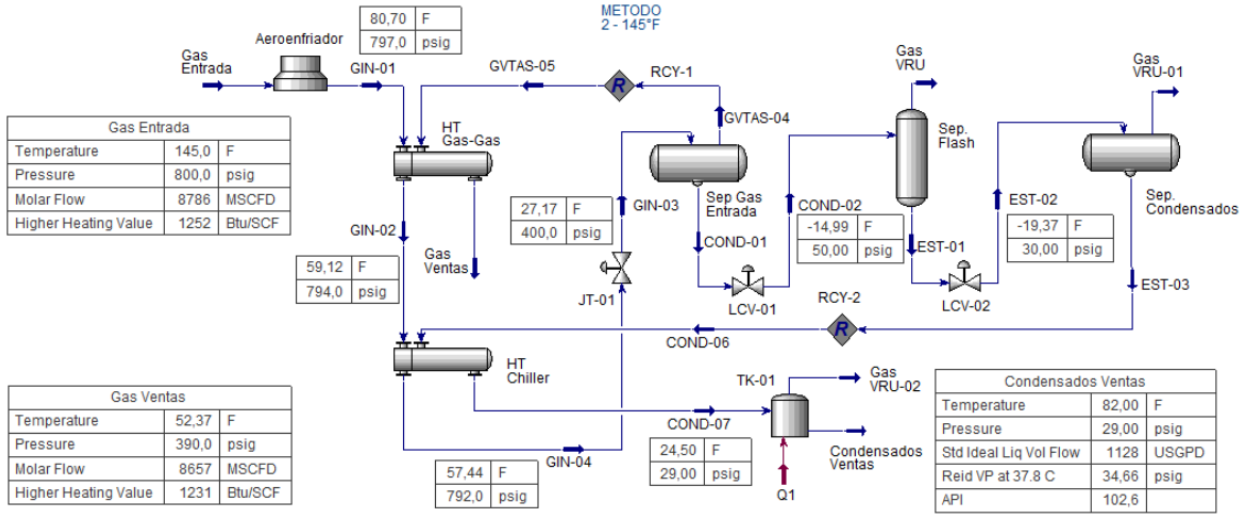
Método 2. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura de mayor frecuencia 150°F



Nota: Adaptado de simulación método 2

Figura 38.

Método 2. Temperatura mínima (145°F) en el gas de entrada

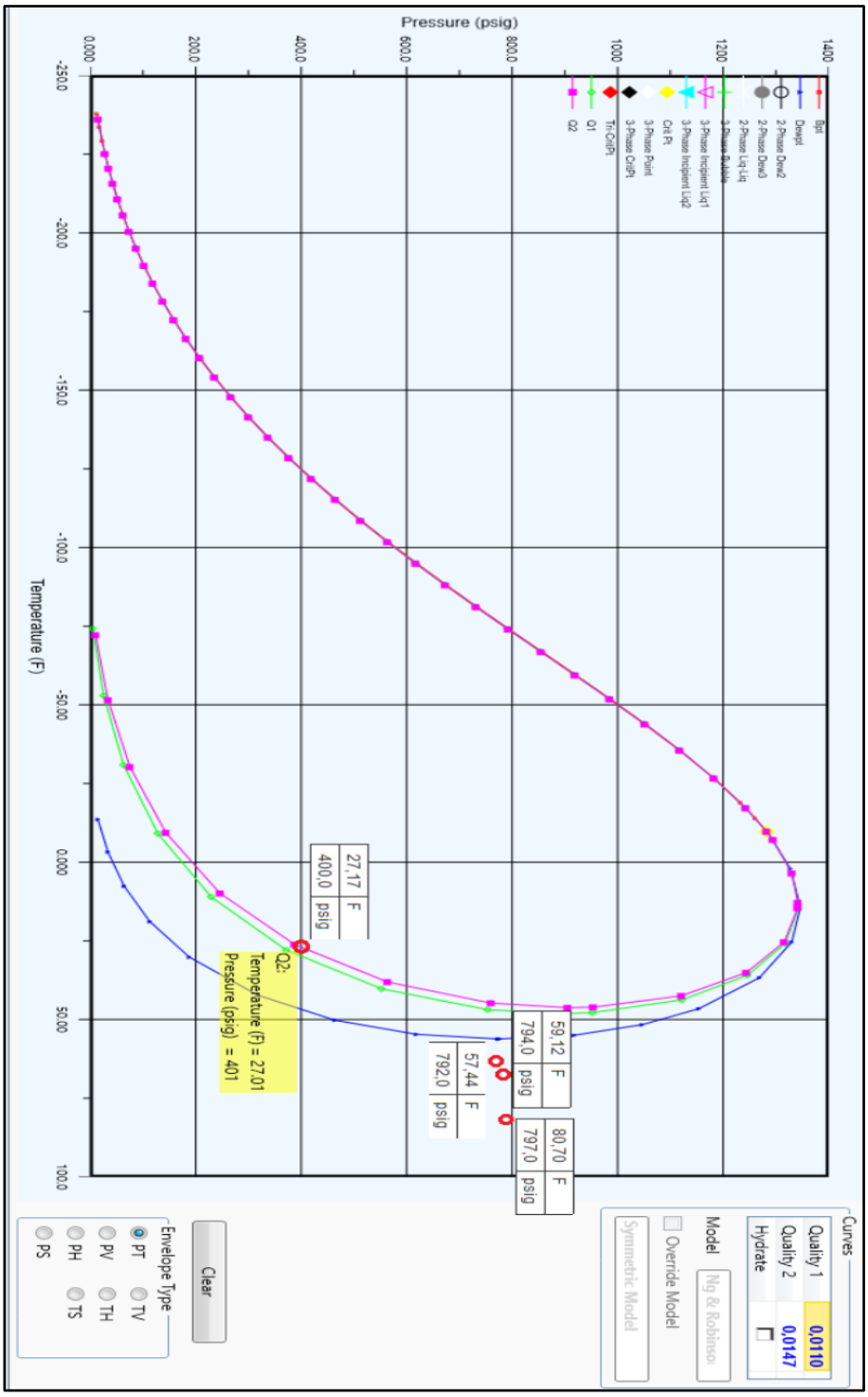


Nota: Adaptado de simulación método 2

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor mínimo (145°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en los intercambiador gas-gas, chiller y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 27.17°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q2 de 1,47% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 1128 GPD de condensados estabilizados almacenados a una presión de 29 psi. En la figura 39 se muestra como la línea de calidad Q1 de 1,10% generada por el caso de 150°F logra desplazarse a la línea de calidad Q2 de 1.47%, debido a la disminución de la temperatura del gas en -3,08°F.

Figura 39.

Método 2. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mínima de 145°F



Nota: Adaptado de simulación método 2

De la simulación del método 2, con una entrada de gas de 8.786 Mpced al sistema se obtienen dependiendo de la temperatura del gas de entrada entre 165,8 y 1127 GPD de condensados, estabilizados a 29 psi con una gravedad API promedio de 101° característicos de un disolvente 1A (gasolina natural) y una presión de vapor entre 31 y 34 psia, lo que indica la presencia de algunos hidrocarburos livianos. Para el condensado se realiza igual disposición final que lo detallado en el método 1. En la figura 40 se muestra un resumen de los resultados obtenidos para las simulaciones del método 2 de acuerdo con las temperaturas tabuladas para el gas de entrada.

Figura 40.

Resumen datos de producción simulación método 2

	Gas de Entrada						Gas Ventas	
METODO	Volumen Mpced	Poder Calorífico Btu/pc	Temperaturas de gas de entrada (°F)	Temperaturas de gas aguas abajo válvula JT (°F)	Fase liquida aguas abajo válvula JT (%)	Volumen de condensados (USGPD)	Volumen Mpced	Poder Calorífico Btu/pc
Aeroenfriador, Intercambiador de Calor (HT Gas y HT-Chiller) Y Válvula De Expansión	8.786	1.252	165	41,36	0,12	165,8	8.775	1.250
	8.786	1.252	153	32,19	0,91	856,9	8.708	1.239
	8.786	1.252	150	30,31	1,11	977	8.691	1.236
	8.786	1.252	145	27,16	1,47	1.127	8.657	1.231

En ventas de gas se obtiene un caudal entre 8.657 y 8.775 Mpced a 400 psi entregados al gasoducto Payoa – GRB, con un poder calorífico superior entre 1.231 y 1.250 BTU/pc.

4.3.1 Consumo energético método 2

En las Figura 41 y 42 se muestra el consumo energético requerido por el método 2 y la composición molar de las corrientes resultantes de la simulación del método 2.

Figura 41.

Requerimiento energético. Método 2

Descripción	Tipo	Duty MBTU/hr
Enfriador gas de entrada	Tubo aleteado - aire tiro forzado	0,508
	Motor Eléctrico 20HP (KW/Hr)	821,1
TK-01 Condensados	Transferencia térmica ambiental	0,014
Intercambiador Gas-Gas	Carcaza y Tubo	0,298
Intercambiador Chiller	Carcaza y Tubo	0,029

Figura 42.

Composición molar corrientes método 2

Flowsheet Case (Main) - Solver Active | Workbook

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

Name	Comp Mole Frac (CO2)	Comp Mole Frac (Nitrogen)	Comp Mole Frac (Methane)	Comp Mole Frac (Ethane)	Comp Mole Frac (Propane)	Comp Mole Frac (i-Butane)	Comp Mole Frac (n-Butane)	Comp Mole Frac (i-Pentane)	Comp Mole Frac (n-Pentane)	Comp Mole Frac (n-Hexane)	Comp Mole Frac (n-Heptane)	Comp Mole Frac (n-Decane)
Gas VRU	0,0253	0,0002	0,4987	0,3041	0,1270	0,0157	0,0219	0,0040	0,0027	0,0002	0,0000	0,0000
COND-02	0,0092	0,0001	0,1501	0,1640	0,2114	0,0746	0,1618	0,0914	0,0924	0,0356	0,0084	0,0011
EST-01	0,0032	0,0000	0,0193	0,1115	0,2430	0,0967	0,2143	0,1242	0,1260	0,0488	0,0115	0,0015
EST-02	0,0032	0,0000	0,0193	0,1115	0,2430	0,0967	0,2143	0,1242	0,1260	0,0488	0,0115	0,0015
Gas VRU-01	0,0272	0,0000	0,2976	0,4205	0,1903	0,0231	0,0317	0,0056	0,0037	0,0003	0,0000	0,0000
EST-03	0,0021	0,0000	0,0067	0,0974	0,2454	0,1001	0,2226	0,1296	0,1316	0,0510	0,0121	0,0015
GIN-04	0,0194	0,0008	0,7448	0,1491	0,0563	0,0086	0,0136	0,0037	0,0030	0,0006	0,0001	0,0000
COND-06	**0,0021**	**0,0000**	**0,0067**	**0,0974**	**0,2454**	**0,1001**	**0,2226**	**0,1296**	**0,1316**	**0,0510**	**0,0121**	**0,0015**
COND-07	0,0021	0,0000	0,0067	0,0974	0,2454	0,1001	0,2226	0,1296	0,1316	0,0510	0,0121	0,0015
Gas VRU-02	0,0036	0,0000	0,0116	0,1607	0,3508	0,1115	0,2154	0,0746	0,0618	0,0091	0,0008	0,0000
Condensados Ventas	0,0001	0,0000	0,0002	0,0132	0,1053	0,0848	0,2320	0,2026	0,2243	0,1067	0,0271	0,0035

ProductBlock_Condensados Ventas
TK-01

Fluid Pkg: All

Nota: Adaptado de simulación método 2

4.4 Simulación Del Método 3. Aeroenfriador, Intercambiador De Calor (HT gas y HT-chiller) y Ciclo De Refrigeración Mecánica

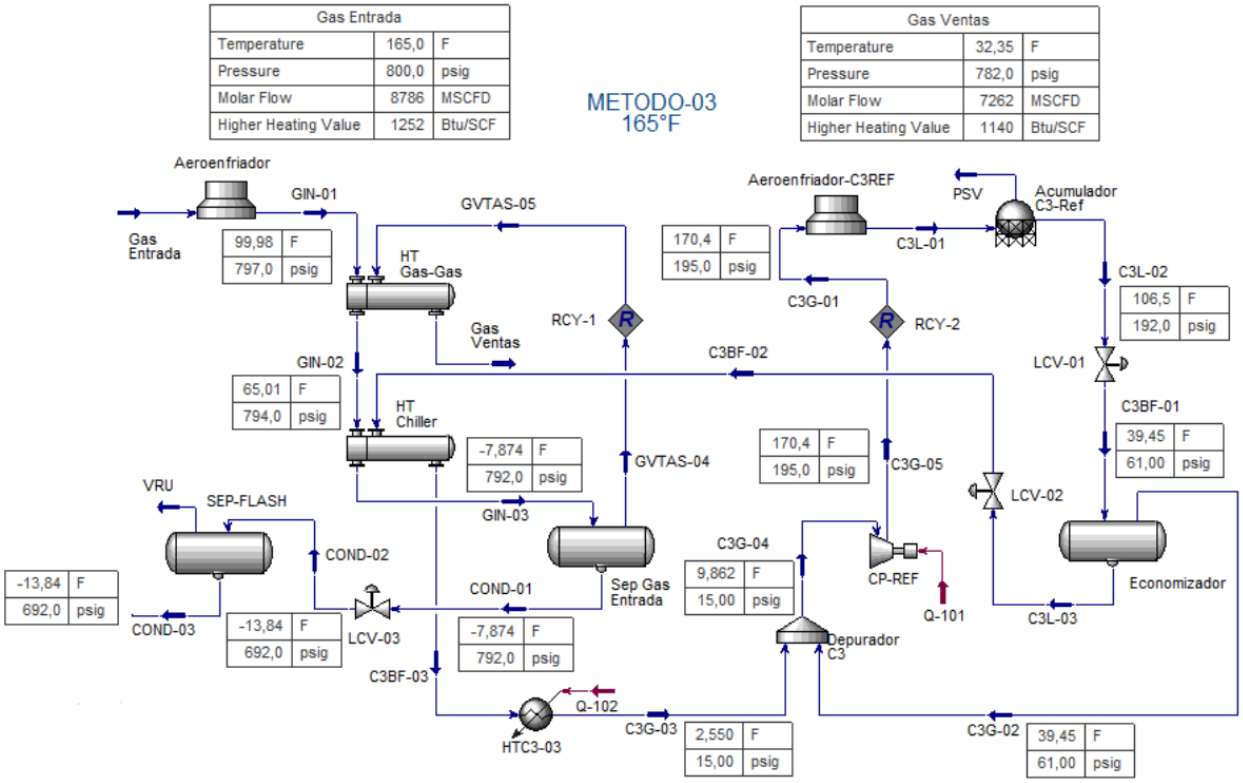
En este método la corriente de gas de entrada es enfriada al igual que en los anteriores métodos por aeroenfriador e intercambiador gas-gas, luego el gas de entrada ingresa al lado tubular del intercambiador de calor chiller para hacer intercambio con el propano de refrigeración alojado en el casco y que se encuentra en circulación mediante el ciclo de refrigeración mecánica.

El gas de entrada ingresa al chiller a una temperatura entre 52,66 y 65.01°F y luego del intercambio con el propano sale por el lado tubular del intercambiador chiller entre - 9.11 y -7,88°F. La energía suministrada por la corriente de gas de entrada es la que permite al propano en fase líquida alojado en el lado carcaza del intercambiador chiller cambiar de fase (calor latente) y continuar el ciclo hacia el sistema de compresión. La disminución de temperatura del gas de entrada debido al intercambio de calor en el chiller es la que genera la condensación de los hidrocarburos C2+ para ser enviados al separador de gas de entrada en donde los componentes hidrocarburos livianos se disponen como corriente de gas residual al intercambiador gas-gas para continuar el proceso a la corriente de gas ventas. A continuación, se realiza la simulación del método 3 con una corriente de gas de entrada igual al volumen de los dos casos anteriores (8,786 Mpced) obteniendo entre 11.901 y 13.093 GPD de hidrocarburos C3+ ventas con características mostradas en las figuras de la 43 al 48 para cada método con su de temperatura de gas de entrada.

De igual forma que los métodos anteriores iniciaremos las simulaciones con el máxima valor de temperatura de gas de entrada (165°F) en donde se obtiene que por efecto del enfriamiento generado en los intercambiador gas-gas, chiller y en la válvula de expansión JT-01, se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de 41,36°F.

Figura 43.

Método 3. Temperatura máxima (165°F) en el gas de entrada

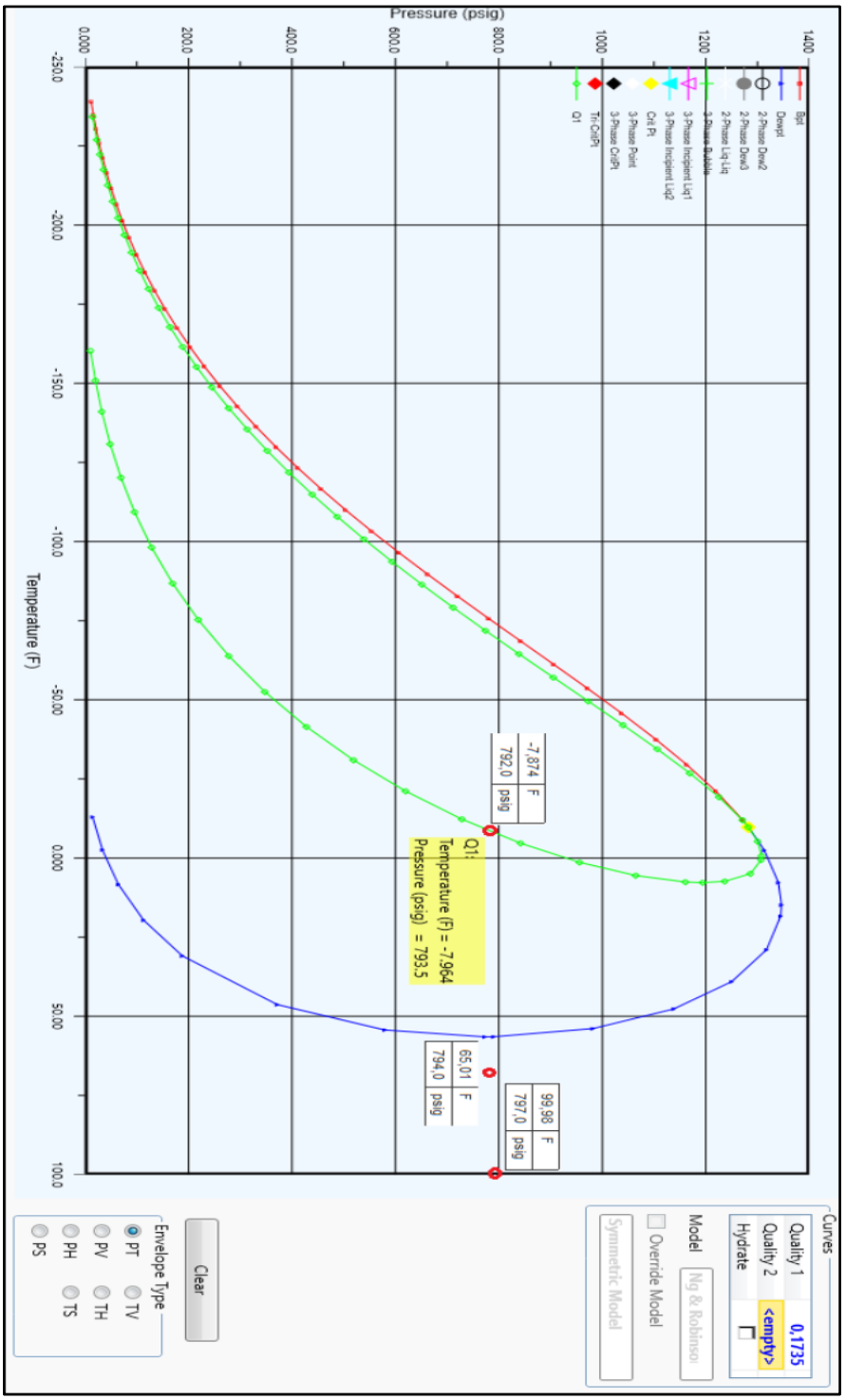


Nota: Adaptado de simulación método 3

Con la reducción de temperatura generado por el enfriamiento progresivo a la corriente de gas de entrada se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q1 de 17,35% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 11.901GPD de hidrocarburos C3+. A la salida del separador bifásico flash tenemos la mezcla de hidrocarburos recobrados por este método a una temperatura de -13,84°F a una presión de 692 psi, los cuales serán enviados al tren de destilación fraccionada que inicia con la torre desetanizadora, despropanizadora y desbutanizadora; quien entrega en fondo la gasolina natural que será dispuesta al sistema de mezcla con el crudo producido.

Figura 44.

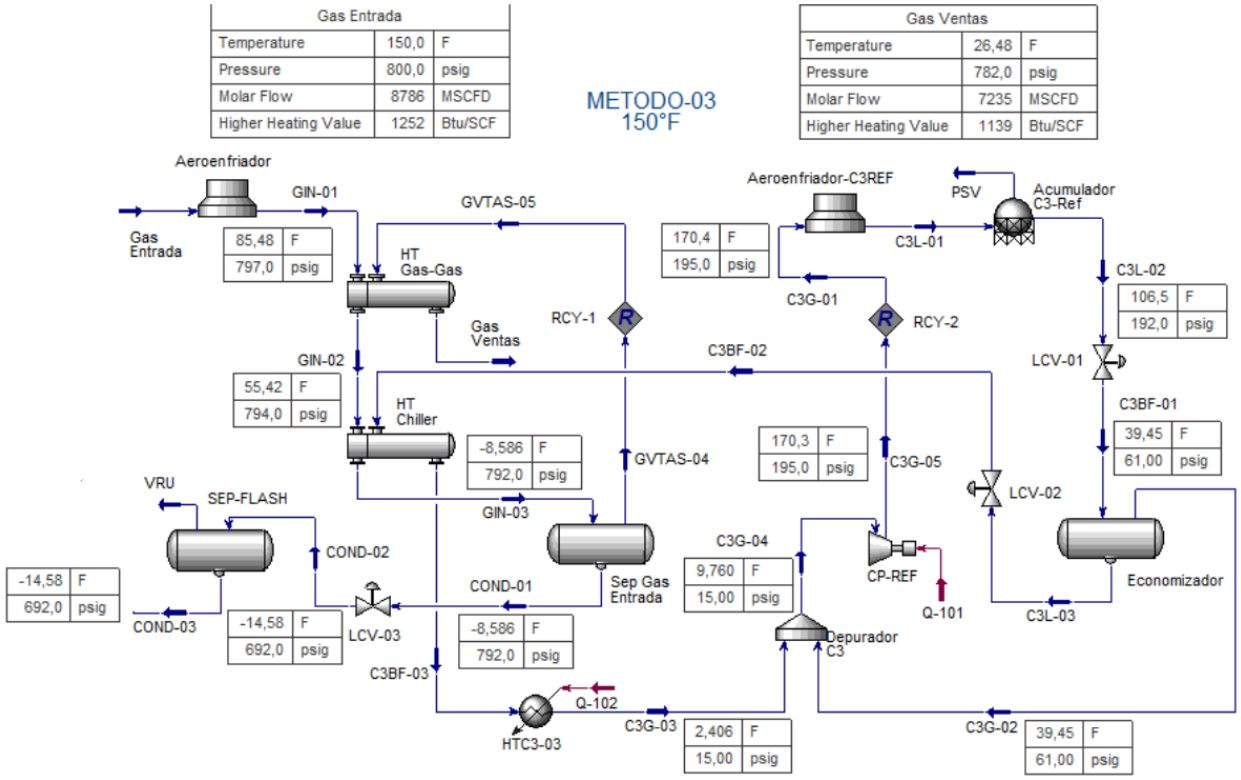
Método 3. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura máxima 165°F



Nota: Adaptado de simulación método 3

Figura 45.

Método 3. Temperatura mayor frecuencia 150°F en el gas de entrada



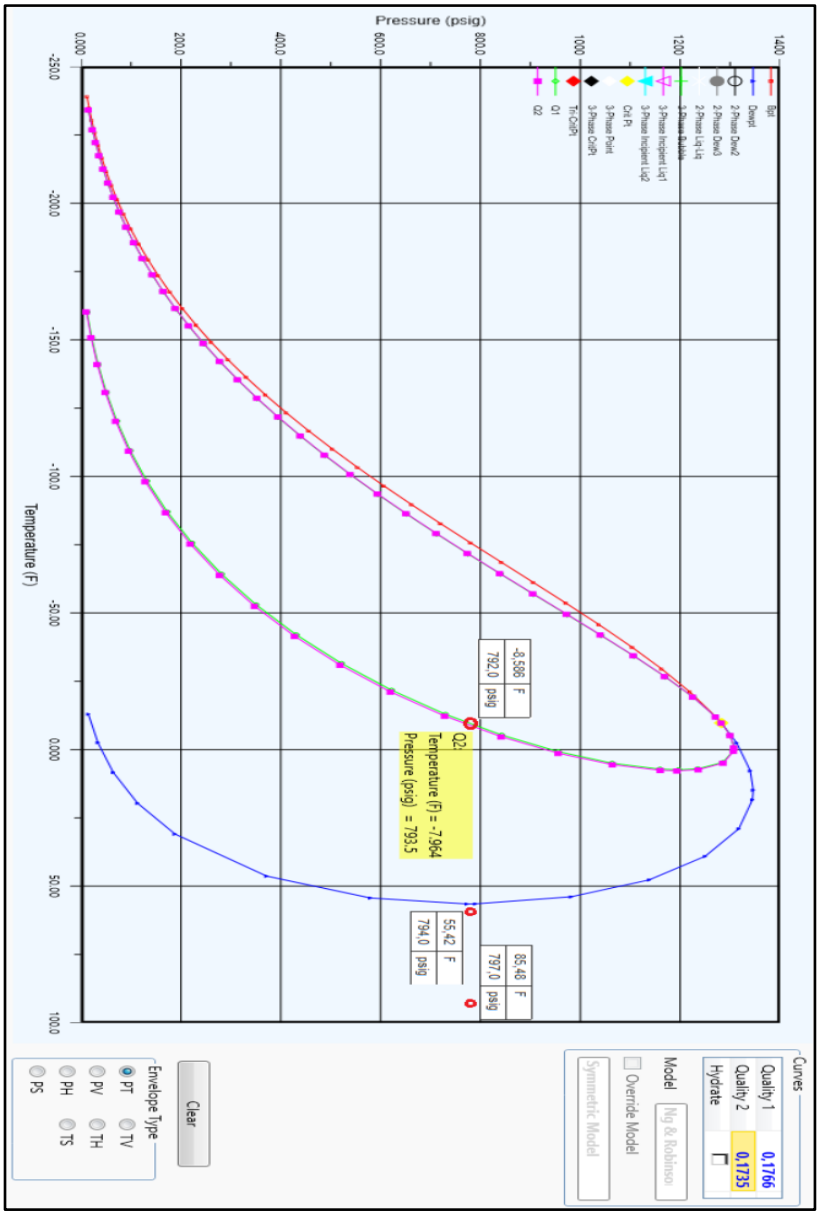
Nota: Adaptado de simulación método 3

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor de mayor frecuencia (150°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en los intercambiadores gas-gas y chiller (ciclo de refrigeración mecánica con propano), se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de -8,59°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q2 de 17,66% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 12,590 GPD de hidrocarburos C3+. En la figura 46 se muestra como la línea de calidad Q1 de 17,35% generada por el caso de 165°F logra desplazarse

a la línea de calidad Q2 de 17.66%, debido a la disminución de la temperatura del gas de entrada en -0,71°F.

Figura 46.

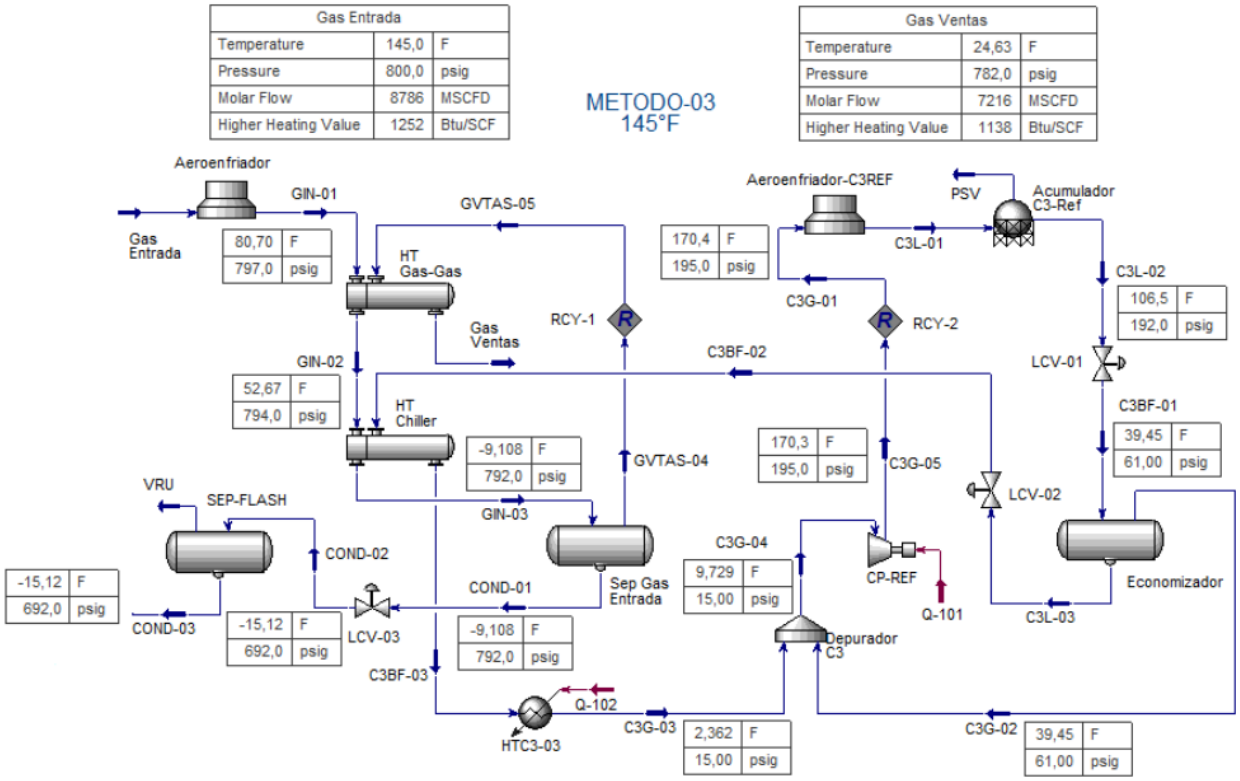
Método 3. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mayor frecuencia 150°F



Nota: Adaptado de simulación método 3

Figura 47.

Método 3. Temperatura mínima (145°F) en el gas de entrada



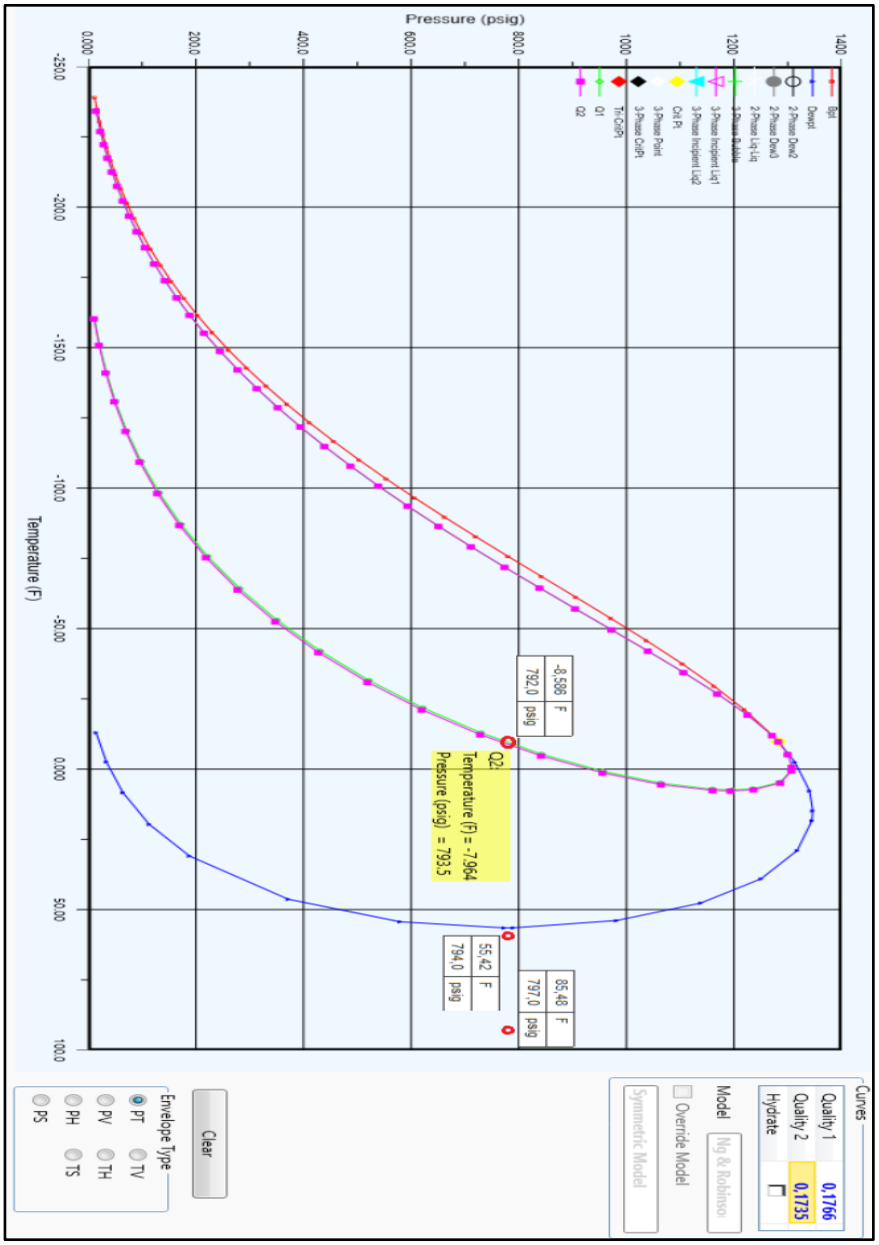
Nota: Adaptado de simulación método 3

Para este caso en donde la temperatura de gas de entrada se encuentra en su valor mínimo (145°F) se observa que por efecto del enfriamiento generado en los intercambiador gas-gas y chiller (ciclo de refrigeración mecánica con propano), se logra reducir la temperatura en la corriente de ingreso al separador de gas de enterada a un valor de -9,11°F. Con este diferencial de temperatura se consigue que el punto de operación para la corriente GIN-03 se ubique en el diagrama de fase con una línea de calidad Q2 de 17,89% respecto de la curva de punto de rocío obteniendo un recobro volumétrico de 13.093 GPD de hidrocarburos C3+. En la figura 48 se

muestra como la línea de calidad Q1 de 17,56% generada por el caso de 150°F logra desplazarse a la línea de calidad Q2 de 17.89%, debido a la disminución de la temperatura del gas en -0,52°F.

Figura 48.

Método 3. Diagrama de fase GIN-03. Temperatura mínima de 145°F



Nota: Adaptado de simulación método 3

De la simulación del método 3, con una entrada de gas de 8.786 Mpced al sistema se obtienen dependiendo de la temperatura del gas de entrada entre 11.901 y 11.063 GPD de hidrocarburos C3+. En la figura 49 se muestra un resumen de los resultados obtenidos para las simulaciones del método 3 de acuerdo con las temperaturas tabuladas para el gas de entrada.

Figura 49.

Resumen datos de producción simulación método 3

	Gas de Entrada						Gas Ventas	
METODO	Volumen Mpced	Poder Calorífico Btu/pc	Temperaturas de gas de entrada (°F)	Temperaturas de gas aguas abajo HT Chiller (°F)	Fase liquida aguas abajo HT Chiller (%)	Volumen de condensados C3+ (USGPD)	Volumen Mpced	Poder Calorífico Btu/pc
Aero enfriador, Intercambiador de Calor (HT- Gas) Y Válvula De Expansión	8.786	1.252	165	-7,874	17,35%	11.901	7.262	1.140
	8.786	1.252	153	-8,305	17,54%	12.315	7.245	1.140
	8.786	1.252	150	-8,586	17,66%	12.590	7.232	1.139
	8.786	1.252	145	-9,108	17,89%	13.093	7.214	1.138

4.4.1 Destilación fraccionada de los condesados

Del separador de gas de entrada los hidrocarburos licuados son enviados al separador flash para remover componentes livianos (C2-) de allí a 692 psi y entre -13,84°F y -15.12°F se dirigen a la torre de destilación desetanizadora para retirar el etano. Esta torre opera a 325 psi y a 195.1°F, destilando por tope un caudal de 1.010 Kpced en fase gaseosa compuesto en su mayoría por metano y etano. Debido a que esta corriente se entrega a -7.99 °F se aprovechara esta energía para hacer intercambio térmico con la gasolina producida en fondo por la torre desbutanizadora.

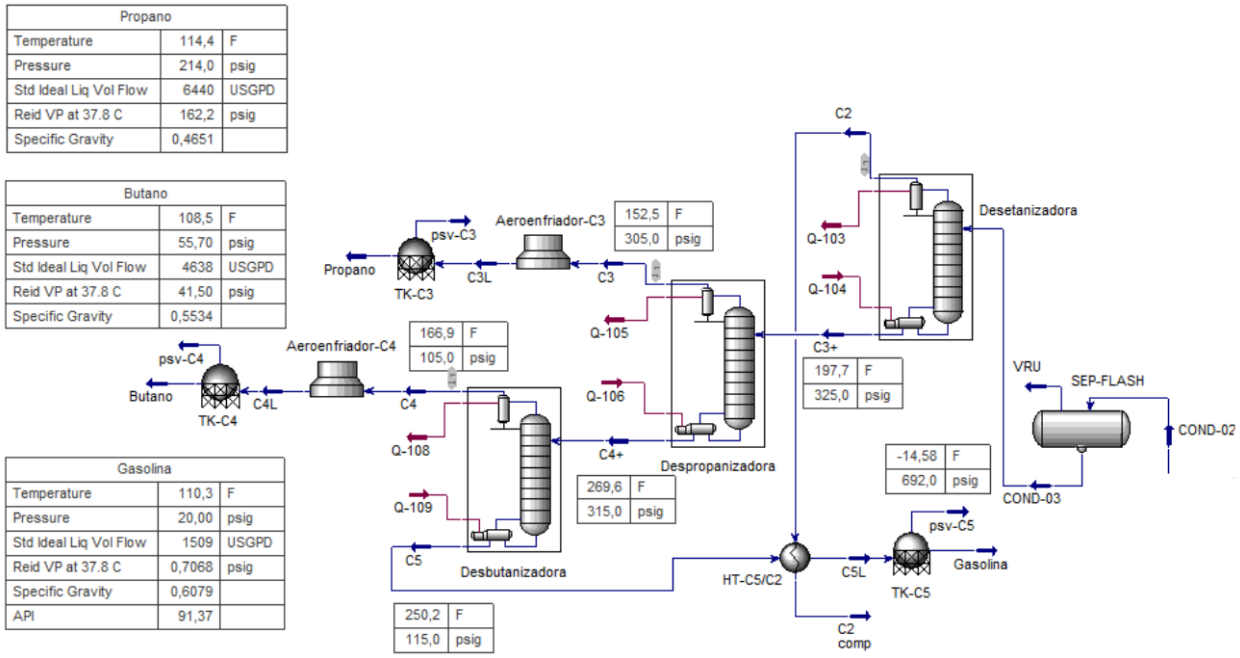
La mezcla de GLP contenido en el fondo de la desetanizadora es enviada como carga a la torre despropanizadora a 305 psi y a 265,3°F que entrega por tope un caudal de 230.3 Mpced en fase gaseosa compuesto en su mayoría por propano y algunas trazas de isobutano. Para lograr almacenar este propano, esta corriente ingresa a un aeroenfriador que reduce de 144,6°F a 115°F

lográndolo licuar. Finalmente, este propano es almacenado en tanque a 190 psi y 106°F con una producción de 6.049 GPD. El C4+ obtenido en el fondo de la despropanizadora es enviado como carga a la torre desbutanizadora que opera a 115 psi y a 242,8° que destila por tope 143.3 Mpced, compuesto en su mayoría por butano, isobutanos y algunas trazas de isopentanos. Para lograr almacenar este butano esta corriente se licua reduciendo su temperatura con aeroenfriador de 152,7°F a 108,5°F. En fase líquida este butano es almacenado en tanque a 55,7 psi y 108,5°F con una producción de 4.573 GPD. En el fondo de la torre desbutanizadora hay gasolina natural a 242,8°F quien en un intercambiador de calor realiza transferencia térmica con el etano destilado para decrementar su temperatura a 110,3°F y almacenarse en tanque presurizado a 20 psi con una producción de 2170 GPD.

En la Figura 50 se muestra el procesamiento propuesto por los métodos simulados. Finalmente, para el método 3 se obtiene un caudal de venta de gas que varía entre 7,214 y 7262 Mpced a 782 psi entregados al gasoducto Payoa – GRB, con un poder calorífico entre 1.138 y 1.140 Btu/pc indicándonos que a pesar de que se cumple la condición RUT para el máximo poder calorífico, los valores se encuentran muy cercanos por lo que no se puede considerar un escenario de venta de gas en condiciones de transporte para posibles clientes particulares

Figura 50.

Tren de destilación fraccionada, método 3



Nota: Adaptado de simulación método 3

Para este escenario tenemos un caudal de venta de gas de 7,214 Mpced a 782 psi también entregado al gasoducto Payoa – GRB, con un poder calorífico de 1.138 BTU/pc. La composición molar para cada una de las corrientes resultantes de los métodos evaluados es indicada en la figura 51. El diagrama de proceso completo para esta metodología 3 para este escenario es mostrado por la Figura 52 en donde se incluyen los equipos considerados para los intercambios de calor, ciclo de refrigeración mecánica con propano y tren de destilación fraccionada.

Figura 51.

Composición molar corrientes método 3

Flowsheet Case (Main) - Solver Active | Workbook

Material Streams | Compositions | Energy Streams | Unit Ops

Name	Comp Mole Frac (CO2)	Comp Mole Frac (Nitrogen)	Comp Mole Frac (Methane)	Comp Mole Frac (Ethane)	Comp Mole Frac (Propane)	Comp Mole Frac (i-Butane)	Comp Mole Frac (n-Butane)	Comp Mole Frac (i-Pentane)	Comp Mole Frac (n-Pentane)	Comp Mole Frac (n-Hexane)	Comp Mole Frac (n-Heptane)	Comp Mole Frac (n-Octane)	Comp Mole Frac (n-Decane)
Gas Entrada	**0,0194**	**0,0008**	**0,7448**	**0,1491**	**0,0563**	**0,0086**	**0,0136**	**0,0037**	**0,0030**	**0,0006**	**0,0001**	**0,0000**	**0,0000**
GIN-01	0,0194	0,0008	0,7448	0,1491	0,0563	0,0086	0,0136	0,0037	0,0030	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000
GVTAS-04	0,0192	0,0009	0,8181	0,1246	0,0298	0,0028	0,0036	0,0005	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COND-01	0,0203	0,0002	0,4083	0,2613	0,1779	0,0351	0,0596	0,0182	0,0152	0,0032	0,0005	0,0001	0,0001
GIN-02	0,0194	0,0008	0,7448	0,1491	0,0563	0,0086	0,0136	0,0037	0,0030	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000
GVTAS-05	**0,0192**	**0,0009**	**0,8181**	**0,1246**	**0,0298**	**0,0028**	**0,0036**	**0,0005**	**0,0003**	**0,0000**	**0,0000**	**0,0000**	**0,0000**
Gas Ventas	0,0192	0,0009	0,8181	0,1246	0,0298	0,0028	0,0036	0,0005	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
GIN-03	0,0194	0,0008	0,7448	0,1491	0,0563	0,0086	0,0136	0,0037	0,0030	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000
C3L-02	0,0000	0,0000	0,0000	0,0120	0,9326	0,0512	0,0040	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C3L-03	0,0000	0,0000	0,0000	0,0066	0,9263	0,0618	0,0051	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C3G-02	0,0001	0,0000	0,0000	0,0256	0,9485	0,0243	0,0014	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C3G-01	**0,0000**	**0,0000**	**0,0000**	**0,0120**	**0,9326**	**0,0512**	**0,0040**	**0,0001**	**0,0001**	**0,0000**	**0,0000**	**0,0000**	**0,0000**
C3L-01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0120	0,9326	0,0512	0,0040	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
PSV	0,0002	0,0000	0,0000	0,0314	0,9409	0,0258	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

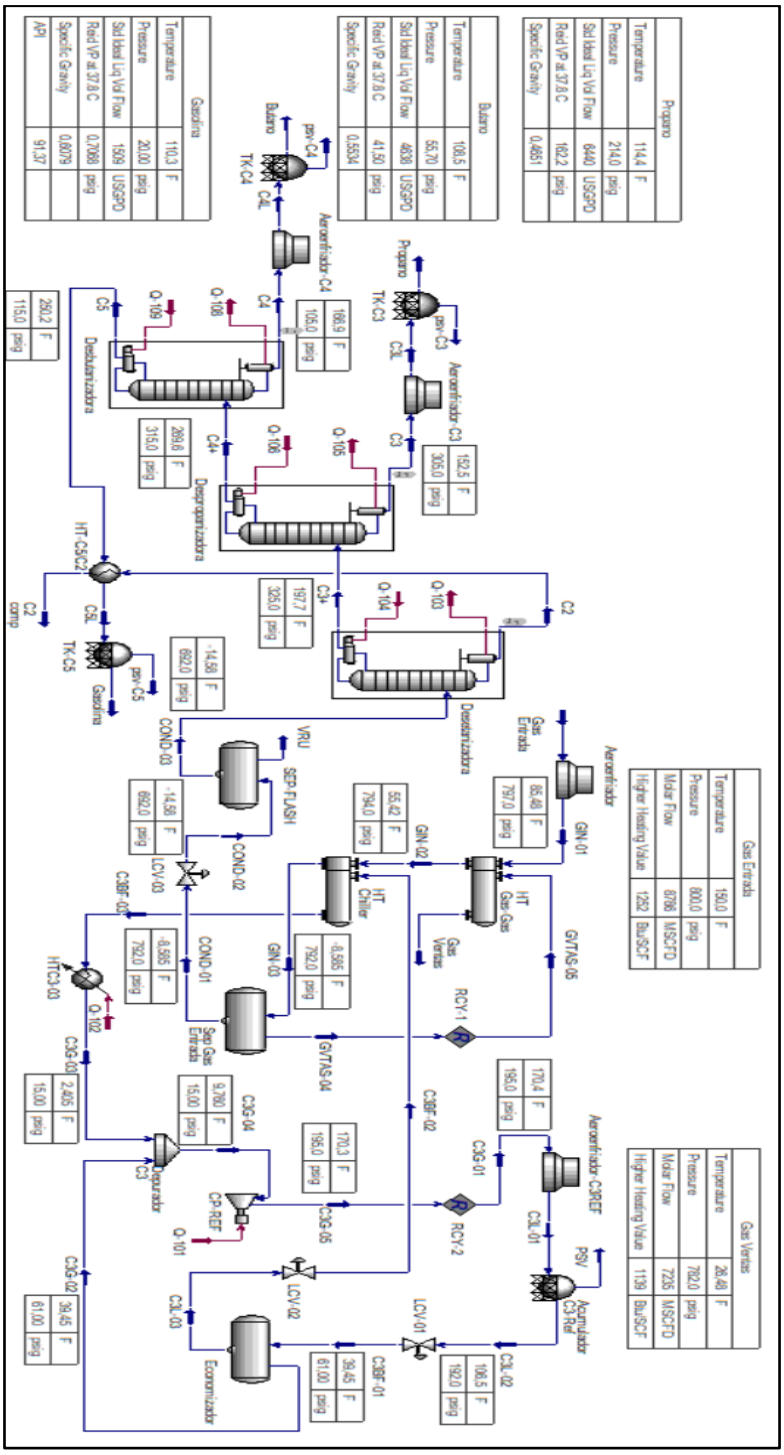
ProductBlock_PSV
Acumulador C3-Ref

Fluid Pkg

Nota: Adaptado de simulación método 3

Figura 52.

Método 3. Modelamiento final



Nota: Adaptado de simulación método 3

4.4.2 Consumo energético método 3

En la Figura 53 se relacionan los consumos energéticos requerido en la simulación de proceso del método 3.

Figura 53.

Requerimiento energético. Método 3

Descripción	Tipo	Duty MBTU/Hr
Enfriador gas de entrada	Tubo aleteado - aire tiro forzado	0,499
	Motor Eléctrico 20HP (KW/Hr)	821,1
Intercambiador Gas-Gas	Carcaza y Tubo	0,418
Intercambiador Chiller	Carcaza y Tubo	1,431
Condensador Propano de producción	Tubo aleteado - aire tiro forzado	0,148
	Motor Eléctrico 20HP (KW/Hr)	821,1
Condensador Propano - Refrigerante	Tubo aleteado - aire tiro forzado	4,938
	Motor Eléctrico 20HP (KW/Hr)	821,1
Condensador de Butano	Tubo aleteado - aire tiro forzado	0,145
	Motor Eléctrico 20HP (KW/Hr)	821,1
Regenerador de Glicol	Carcaza y Tubo	0,500
Hornos	Cabina con sección de convección	2,902
Rehervidor Torre Desetanizadora	Carcaza y Tubo	0,781
Rehervidor Torre despropanizadora	Carcaza y Tubo	1,398
Rehervidor Torre desbutanizadora	Carcaza y Tubo	0,224
Compresores refrigerantes	Compresores reciprocantés dos etapas	5,574

4.4.3 Inspección de integridad mecánica de los activos

Con el fin de evidenciar una línea base de integridad mecánica a los equipos que se mantienen y hacen parte de la propuesta de procesamiento de cada método analizado, se presenta el reporte de valoración mostrado en la figura 54 en donde se registra el cumplimiento de los equipos en cuanto a espesores mínimos de operación, velocidad de corrosión detectada y vida remanente. Con este reporte se pretende generar una valoración de seguridad de procesos con el cual se garantiza la seguridad del personal operador y mantenedor de la planta; adicional esta información de integridad valida la proyección operativa emitida en la evaluación económica a 5 años.

Figura 54.

Reporte valoración de integridad de equipos inspeccionadas en la planta de gas

	RECIPIENTE	PRESION DISEÑO	PRESION OPERACIÓN	ESPESOR NOMINAL CUERPO (en milisemas de pulgada)	ESPESOR NOMINAL CABEZAL (en milisemas de pulgada)	ESPESOR MINIMO DETECTADO CILINDRO (en milisemas de pulgada)	ESPESOR MINIMO DETECTADO CABEZAL (en milisemas de pulgada)	ESPESOR MINIMO REQUERIDO EN CILINDRO PARA PRESION DE DISEÑO (en milisemas de pulgada)	ESPESOR MINIMO REQUERIDO EN CAP PARA PRESION DE DISEÑO (en milisemas de pulgada)	VELOCIDAD DE CORROSIÓN (pulg/años)	VIDA REMANENTE (años)	Cumple E MIN PARA PRESION DISEÑO
1	Torre Absorvedora	1,000	440	1,625	1,625	1,605	1,755	1,598	1,397	0,00040	17,5	CUMPLE
2	Torre Fraccionadora	195	140	0,46875" SUP 0,5625" TRA 0,500" INF	0,438	0,433" SUP 0,5170" TRAN 0,4490" INF	0,447" SUP 0,455" INF	0,376" SUP 0,455" TRANS 0,436" INF	0,335" SUP 0,390" INF	0,00575	15,1	CUMPLE
3	Torre Des Etanizadora	375	275	0,625	0,625	0,586	0,610	0,573	0,546	0,00078	16,7	CUMPLE
4	Torre Despropanizadora	350	241	0,563	0,563	0,551	0,624	0,547	0,487	0,00023	17,4	CUMPLE
5	Torre Desbutanizadora	150	120	0,3125" ani 3-7 0,375" ani 2 0,4375" ani 1	0,313	0,208	0,350	0,170	0,152	0,00209	18,2	CUMPLE
6	Scruber Auxiliar Torre Absorvedora	1,000	750	0,750	0,740	0,739	0,602	0,735	0,683	0,00023	15,2	CUMPLE
7	Depurador de Propano	250	28	0,438	0,500	0,357	0,452	0,332	0,296	0,00161	15,5	CUMPLE
8	Separador de glicol	1,000	720	1,250	1,250	1,245	N/A	1,243	1,338	0,00011	13,6	CUMPLE
9	Intercambiador Rich Oil Lean Oil-A	1,000	180	0,500	1,688	0,366	1,688	0,314	1,398	0,00268	19,4	CUMPLE
10	Intercambiador Rich Oil Lean Oil-B	195	180	0,365	1,688	0,188	N/A	0,112	0,669	0,00354	21,5	CUMPLE
11	Intercambiador Rich Oil Lean Oil-C	195	180	0,365	1,688	0,170	N/A	0,112	0,669	0,00390	14,9	CUMPLE
12	Economizer	250	60	0,438	0,563	0,369	N/A	0,349	0,304	0,00137	14,6	CUMPLE
13	Flash Tank	425	180	0,750	0,563	0,614	0,593	0,560	0,496	0,00272	19,9	CUMPLE

Nota: Adaptado de reporte de integridad equipos planta 2020. Departamento de proyectos

5. Evaluación técnico-económica de los modelos de procesamiento para recobro de C3+

En este capítulo se realiza el estudio correspondiente a la evaluación técnica y de rentabilidad económica, generados por los métodos de producción de C3+ analizados. Como se identificó, se logró determinar para los métodos volúmenes de producción de LGN, GLP (aplica solo al método 3) y en las corrientes de gas ventas su poder calorífico. Se definieron los equipos requeridos, como válvulas de expansión, intercambiadores de calor, aeroenfriadores, torres de destilación y separadores entre otros, detallando su requerimiento energético.

5.1 Análisis De Los Resultados De La Simulación De Proceso De Los Métodos Propuestos

Se presentan tres métodos de procesamiento de gas que fueron modelados y simulados a nivel de operación en estado estacionario empleando el programa Hysys v11, con él se logró establecer el balance volumétrico, condiciones de proceso, condiciones físicas de las corrientes y los niveles de recobro c3+ para cada método presentado. En la figura 56 se detallan los niveles de producción recobrados y algunas características fiscas importantes obtenidas para los métodos analizados.

5.2 Evaluación Técnica

Con el objetivo de realizar la evaluación técnica de los tres métodos de procesamiento simulados, se estableció una metodología de toma de decisiones de opciones (Roa Duarte, 2018, pág. 102) que consiste en la implementación de una matriz en donde se detallan los aspectos técnicos más relevantes que caracterizan los métodos propuestos, en ella se establecen cinco

criterios técnicos ponderados de acuerdo con su relevancia y se analiza la importancia de cada criterio en cada uno de los métodos. Finalmente se asigna una calificación apreciativa para cada aspecto evaluado en un rango de valor de 0 a 10 puntos.

Figura 55.

Matriz de selección de impacto por criterios técnicos

CRITERIO TÉCNICO	Valor	Método 1 Puntos	Método 2 Puntos	Método 3 Puntos
Nivel de producción de productos blancos	**10**	2	3	9
Requerimiento energético y consumo de gas combustible	**10**	5	5	3
Flexibilidad y simplicidad de la operación	**10**	5	5	4
Facilidad de comercialización (venta)	**10**	2	2	7
Cumplimiento de regulación ambiental	**10**	9	9	9
TOTAL	50	23	24	32

Con los resultados generados en la matriz de toma de decisiones, se seleccionan lo métodos 2 y 3 como las alternativas de procesamiento C3+ con mayor factibilidad técnica de adecuación, instalación y operación junto al esquema actual de procesamiento. Estos dos escenarios se evaluaron desde el punto de vista económico para identificar su rentabilidad de acuerdo con diferentes parámetros como la inversión requerida, tasa y tiempo de retorno entre otros, teniendo en cuenta mercados de comercialización del gas, GLP y crudo.

Figura 56.

Niveles de producción recobrados y características físicas de las corrientes de gas

	Gas de Entrada (scfd)	Gas de Ventas (scfd)	Poder Calorífico (BTU/scf)	Energía (MBTU)	Propano (USGPD)	Butano (USGPD)	Gasolina - Condensados (USGPD)	Requerimiento Energético		Consumo
								Potencia Eléctrica (KW/Hr)	Potencia Térmica (MBTU/Hr)	Gas Combustible (scfd)
Caso Base. Planta de gas. Producción Actual.	8.786.402	6.811.963	1.077	7.333	9.579	7.125	2.215	4.105	17,54	583.135
Método 3. Aero enfriador, intercambiador de calor (HT gas y HT-chiller) y ciclo de refrigeración mecánica.	8.786.402	7.214.000	1.138	8.210	6.352	4.573	2.170	3.284	10,48	425.659
Método 2. Aero enfriador, intercambiador de calor (HT Gas y HT-Chiller) Y válvula de expansión.	8.786.402	8.703.000	1.238	10.774	0	0	851	821	0,85	54.314
Método 1. Aero enfriador, intercambiador de calor (HT-Gas) Y válvula De expansión.	8.786.402	8.727.000	1.242	10.839	0	0	688	821	0,83	54.139

5.3 Evaluación Económica De Los Métodos Simulados

Definida la viabilidad técnica de los métodos seleccionados, se realizó un análisis de rentabilidad económica el cual brindó las bases para la toma de decisión entre los escenarios. Las premisas que sustentaron este estudio estaban basadas en la implementación de métodos de procesamiento que pudieran ser adecuados e instalados aplicando reingeniería a la infraestructura y equipos existentes sin tener que realizar inversiones en nuevos equipos. Sin embargo, para la implementación de los procesamientos se deben realizar adecuaciones locativas, compra de válvulas de corte, facilidades de producción y construcción de nuevas líneas de conexión que permitan la puesta en operación de los equipos de proceso definidos. Todos los anteriores requerimientos fueron determinados en el presupuesto mostrados en la figura 57.

Figura 57.

Presupuesto de ejecución en dólares americanos

Materiales, equipos y obras			METODOS	
			Método 2	Método 3
	Cantidad	Valor Unit.	Vr. Total	Vr. Total
Ingeniería del proyecto (Ing´s básica, conceptual y detalle. Incluye diseño de nuevas líneas de conexión a proceso y diseño de la estación de despacho).	Global		194.590	226.332
Válvula de Expansión Joule Thomson Fisher TM easy- e TM. Noise Reduction 85 DB. Tamaño 6" ASA	1	22.395	22.395	0
Válvulas de control nivel de líquidos Fisher TM Tipo D, Tamaño 2" ASA 600 MWP =	2	18.055	36.109	0
Tubería, accesorios y obra mecánica de soldadura y conexionado. Líneas de recirculación de gas del Sep. Gas de entrada a intercambiador HT Gas. Gas a VRU. Gas a VRU-01.	Global		957.515	257.515
Construcción de cargadero de condensados, líneas de llenado para disponibilidad de 2 carro tanques, computador de flujo, válvulas back pressure e	Global		538.961	844.845
Instrumentación Chiller, Válvula de seguridad 4x600 psi, control de nivel, PI 1/2" caratula 6" Rango de 0-100 psi, TI 1/2" caratula 6" Rango -40°F a 32°F, válvulas y	Global		172.785	0
Pruebas SAT y entrega del proyecto			136.668	302.277
TOTAL			USD 2.059.023	USD 1.630.969

Las inversiones asociadas a la implementación fueron determinadas a nivel presupuestal a partir del detalle de los costos directos e indirectos derivados de la elaboración de un estimado de costos (clase lV) de las facilidades de producción requeridas. Se utilizaron premisas económicas referentes de la industria oíl & gas para la formulación de las inversiones y costos con vigencia 2020 detalladas en la figura 58, con el fin de realizar la evaluación económica lo más aterrizada posible al panorama actual de operación.

Figura 58.

Premisas económicas referentes en la evaluación económica

PREMISAS FINANCIERAS	VALOR
Año Base	2020
Horizonte Económico	5 años
TRM (1)	3623
Tasa de descuento (2)	30%
Precio Brent (2)	42,7
Precio Regulado GLP Barranca (USD$gal) (3)	0,92
Precio Gas Natural (USD$/MBTU) (3)	3,62
Método de depreciación	Línea Recta
IPC(1)	2,91%
Porcentaje de Regalías (4)	20%

Nota: (1) Adaptado de: Banco de la República. (sf). Resultados de la encuesta mensual de expectativas económicas. Obtenido de https://www.banrep.gov.co/es/estadisticas/encuesta-mensual-expectativas-analistas-economicos.

(2) Bases Financieras PetroSantander (Colombia). Vigencia 2020.

(3) Adaptado de Unidad de Planeación Minero-Energética. (Noviembre 2019). Proyección de precios de los energéticos para generación eléctrica Enero 2019 – Diciembre 2039. Obtenido de:

https://www1.upme.gov.co/Hidrocarburos/publicaciones/Proyeccion_Precios_2019_2039/Proyeccion_Precios_2019_2039.pdf
(4) Articulo 16 Ley 1530 de 2012.

5.3.1 Metodología aplicada

La evaluación económica se realizó aplicando la metodología de flujo de caja descontado, seleccionando el escenario más conservador para referenciarlo en los costos e inversiones, a fin de que el retorno sea el más realista y optimizado sobre las inversiones iniciales en que pueda incurrir el proyecto. Se establecieron premisas financieras e indicadores de rendimiento formulados generalmente en las evaluaciones económicas y financieras de nuevas propuestas de inversión, con lineamientos propios de la empresa PetroSantander como valor actual neto (VAN) y tasa interna de retorno (TIR).

En la Figura 59 se muestran algunos resultados obtenidos en la evaluación económica de los dos métodos de procesamiento seleccionados, para efectos del flujo de caja generado se proyectaron las ganancias netas obtenidas para cada caso de acuerdo a la comercialización y venta de la totalidad de los productos producidos a lo largo de los 5 años de vida útil, teniendo en cuenta una declinación en la producción del 18% anual, suministrada por la declaración de gas presentada por el departamento de ingeniería al Ministerio de Minas y Energía (MME), con estos valores volumétricos a futuro de gas de entrada en la planta, se realizó la simulación de los métodos con los cuales se estimaron los niveles de producción. La figura 60 nos muestra la declaración de gas 2020 presentada al MME.

Figura 59

Parámetros e indicadores aplicados en la evaluación económica

PARAMETROS E INDICADORES	METODO 2	METODO 3
Costo Total de la inversión USD$	2.253.955	1.857.642
Vida Util del proyecto	5	5
Depreciación	Linea Recta	Linea Recta
Tasa de descuento	30%	30%
Valor Presente Neto-VPN	6.745.099	6.822.482
Tasa Interna de Retorno - TIR	210%	255%
Tiempo de Periodo de Pago - TPP (dias)	154	129

Con base en la limitante operacional por baja carga, ineficiencia energética y múltiples inconvenientes operacionales a los que se encuentra afrontado el procesamiento actual, los dos métodos seleccionados permiten una viabilidad técnica y económica como nuevas metodologías de procesamiento que pueden ser implementadas en este tipo de procesamientos.

Figura 60.

Declaración de gas 2020 MME

	DECLARACION DE GAS 2020 MME									
DIAS	31		31		31		31		31	
LAS MONAS	**dic-21**	**AÑO 21**	**dic-22**	**Año 22**	**dic-23**	**AÑO 23**	**dic-24**	**AÑO 24**	**dic-25**	**AÑO 25**
PAYOA BASICA	6.056	**8.718**	5.213	**7.172**	4.487	**6.218**	3.862	**5.391**	3.324	**4.675**
SALINAS BASICA	1.687		1.499		1.332		1.184		1.052	
CORAZON BASICA	13		12		11		10		10	
CORAZON WEST BASICA	406		357		315		277		244	
PAYOA BASICA + WO+ DRILLING	6.924		5.959		5.129		4.415		3.800	
SALINAS BASICA + WO+ DRILLING	1.876		1.668		1.482		1.317		1.170	
CORAZON + WO	13		12		11		10		10	
CORAZON WEST + WO	511		450		396		349		307	
CORAZON 9	10		10		9		9		8	
PAYOA WEST	1		1		1		1		1	
TOTAL PRODUCCIÓN BASICA (KPC)	8.173		7.092		6.155		5.343		4.639	

Nota: Adaptado de departamento de producción, campo Payoa

5.3.2 Proyección financiera de los métodos evaluados

La optimización energética, las bajas inversiones y las ganancias calculadas en los estimados económicos nos evidenciaron que los métodos seleccionados logran el potencial requerido para ser implementados como alternativa de procesamiento, aun teniendo en cuenta que la tasa de descuento requerida por los inversionistas esté sujeta como lineamiento financiero en un 30%. En las figuras 61, 62 y 63 se muestran los análisis detallados resultante de las evaluaciones realizadas al método de recobro N°2

Figura 61.

Evaluación financiera detallada método 2

PROYECTO DE INVERSIÓN	Recobro de condensado estabilizado Método 2.	
VIDA UTIL	5	Años
INVERSION EN ACTIVOS FIJOS Y MONTAJE	2.059.023	USD$, ver presupuesto de implementación de los métodos de recobro.
GASTOS FIJOS	342	gastos opex no considerados
TOTAL DE LA INVERSIÓN	2.059.365	
VALOR A DEPRECIAR	1.528.001	
VALOR ANUAL A DEPRECIAR	305.600	
VALOR FINAL EN LIBROS AL FINAL DEL PROYECTO	531.022	
VALOR DE VENTA DE ACTIVOS FIJOS	1.062.044	Valor estimado al vender los equipos al final del proyecto
CAPITAL DE TRABAJO (Son los recursos requeridos para poder operar) SE VA A REESTABLECER CON LA	5%	Se proyecta que la estructura organizacional actual puede operar los dos escenarios
GASTOS DE INGENIERIA DEL PROYECTO	194.590	
AMORTIZACIÓN ANUAL GASTOS DE INGENIERIA	58.377	
TASA DE IMPUESTOS	33%	
VENTAS EN TERMINOS REALES (Se asume una declinación de la producción del	-13%	
INFLACION ESPÉRADA	3%	Banco de la Republica (Articulo 2do Ley 31 de 1992)
REGALIAS	20%	Articulo 15 de la ley 1530 de 2012

Figura 62.

Análisis de Ingresos. Método 2

INGRESO POR VENTA DE ACTIVOS	1.062.044
VALOR EN LIBROS	531.022
UTILIDAD EN VENTA DE ACTIVOS	531.022
IMPUESTOS	175.237
INGRESO TOTAL POR VENTA DE ACTIVOS	886.807

ANALISIS DE INGRESOS. INVERSIÓN 100%. Sin prestamos o financiamiento externo

AÑO	Ingreso neto por venta de gas y condensados	Costos Fijos con Inflación	Costos Fijos con depreciación	Utilidad antes de impuestos e intereses	Depreciación
2020					
2021	**8.545.474**	1.062.044	58.377	7.425.053	305.600
2022	**6.408.739**	1.092.950	58.377	5.257.413	305.600
2023	**5.140.827**	1.124.754	58.377	3.957.696	305.600
2024	**4.041.487**	1.157.485	58.377	2.825.625	305.600
2025	**3.087.915**	1.191.167	58.377	1.838.371	305.600

Se mantienen los gastos operativos y se ajustan con la inflación	Inversión acumulada en gastos operativos	Inversión Neta en gastos de funcionamiento operativos	Recuperación gastos operativos	Perdida en recuperación de gastos operativos	Impuestos	Recuperación neta de gastos operativos
2020	342	342				
2021	352	10				
2022	362	10				
2023	373	11				
2024	384	11				
2025	395	11	115	279	92	208

Figura 63.

Flujo de caja. Método 2

AÑO	Utilidad antes de impuestos e intereses (UAII)	UAII*(i-t) t = Tasa de impuestos	Depreciación + Amortización	Inversión en AF	Utilidad Neta venta del activo	Inversión en Gastos operativos	Recuperación Neta G.O.	Flujo de Caja Proyectado
2020				-2.253.613		-342		**-2.253.955**
2021	7.425.053	4.974.786	363.977			-10		**5.338.753**
2022	5.257.413	3.522.466	363.977			-10		**3.886.433**
2023	3.957.696	2.651.656	363.977			-11		**3.015.623**
2024	2.825.625	1.893.169	363.977			-11		**2.257.135**
2025	1.838.371	1.231.708	363.977		886.807	-11	92	**1.595.674**

Tasa de descuento. Petrosantander	**30%**	La tasa de descuento genera beneficios	
TIR	**210%**	Financiación 100%	
VPN	**6.745.099**		
Ingresos netos 1er año	5.338.753	14.627	USD $dia
Inversion Total	2.253.955		
Periodo de Pago	154	Dias de Pago del proyecto	

En las figuras 64, 65 y 66 se muestran los análisis detallados resultante de las evaluaciones realizadas al método de recobro N°3

Figura 64.

Evaluación financiera detallada método 3

PROYECTO DE INVERSIÓN		**Recobro de propano, butano y gasolina estabilizada. Método 3.**
VIDA UTIL	5	Años
INVERSION EN ACTIVOS FIJOS Y MONTAJE	1.630.969	USD$, ver presupuesto de implementación de los métodos de
GASTOS FIJOS (Remplazo de los cartuchos de los filtros)	342	(Incluyen gastos opex) Ver proyección de gastos y cotos ciclo de vida
TOTAL DE LA INVERSIÓN	1.631.311	
VALOR A DEPRECIAR	1.210.342	
VALOR ANUAL A DEPRECIAR	242.068	
VALOR FINAL EN LIBROS AL FINAL DEL PROYECTO	420.627	
VALOR DE VENTA DE ACTIVOS FIJOS	841.254	Valor estimado al vender los equipos al final del proyecto
CAPITAL DE TRABAJO (Son los recursos requeridos para poder operar) SE VA A REESTABLECER CON LA INFLACIÓN	5%	Se proyecta que la estructura organizacional actual puede operar los dos escenarios
GASTOS DE INGENIERIA DEL PROYECTO	226.332	
AMORTIZACIÓN ANUAL GASTOS DE INGENIERIA	67.900	
TASA DE IMPUESTOS	33%	
VENTAS EN TERMINOS REALES (Se asume una declinación de la producción del	-13%	
INFLACION ESPERADA (Con base en las cifras reales	3%	Banco de la Republica (Articulo 2do Ley 31 de 1992)
REGALIAS	20%	Articulo 15 de la ley 1530 de 2012

Figura 65.

Análisis de Ingresos. Método 3

INGRESO POR VENTA DE ACTIVOS	841.254
VALOR EN LIBROS	420.627
UTILIDAD EN VENTA DE ACTIVOS	420.627
IMPUESTOS	138.807
INGRESO TOTAL POR VENTA DE ACTIVOS	702.447

ANALISIS DE INGRESOS. INVERSIÓN 100%. Sin prestamos o financiamiento externo

AÑO	Ingreso por venta de gas y C3+	Costos Fijos con Inflación	Costos Fijos con depreciación	impuestos e intereses	Depreciación
2020					
2021	**8.301.249**	841.254	67.900	7.392.095	242.068
2022	**6.034.107**	865.734	67.900	5.100.473	242.068
2023	**4.684.447**	890.927	67.900	3.725.620	242.068
2024	**3.512.554**	916.853	67.900	2.527.802	242.068
2025	**3.029.673**	943.533	67.900	2.018.240	242.068

Se mantienen los gastos operativos y se ajustan con la inflación	Inversión acumulada en gastos operativos	Inversión Neta en gastos de funcionamiento operativos	Recuperación gastos operativos	Perdida en recuperación de gastos operativos	Impuestos	Recuperación neta de gastos operativos
2020	342	342				
2021	352	10				
2022	362	10				
2023	373	11				
2024	384	11				
2025	395	11	115	279	92	208

Figura 66.

Flujo de caja. Método 3

AÑO	Utilidad antes de impuestos e intereses (UAII)	UAII*(i-t) t = Tasa de impuestos	Depreciación + Amortización	Inversión en AF	Utilidad Neta venta del activo	Inversión en Gastos operativos	Recuperación Neta G.O.	Flujo de Caja Proyectado
2020				- 1.857.300	-	342		- **1.857.642**
2021	7.392.095	4.952.704	309.968		-	10		**5.262.662**
2022	5.100.473	3.417.317	309.968		-	10		**3.727.275**
2023	3.725.620	2.496.165	309.968		-	11		**2.806.123**
2024	2.527.802	1.693.627	309.968		-	11		**2.003.584**
2025	2.018.240	1.352.221	309.968		702.447 -	11	92	**1.662.177**

Tasa de descuento. Petrosantander	**30%**	La tasa de descuento genera beneficios	
TIR	**255%**	Financiación 100%	
VPN	**6.822.482**		
Ingresos netos 1er año	5.262.662	14.418	USD $dia
Inversion Total	1.857.642		
Periodo de Pago	129	Dias de Pago del proyecto	

5.3.3 Proyección de ingresos

Al evidenciar los parámetros mostrados por la figura 63 y 66 analizamos que cualquiera de los dos métodos de procesamiento de C3+ puede generar ingresos y ganancias considerables para inversionistas, obteniendo altas rentabilidades evidenciados en la TIR, VPN y los periodos de pago que no superan los 5 meses para el caso del método 2, teniendo en cuenta que la proyección de la vida útil de los escenarios financieros se estableció en 5 años debido al declinación súbita de la producción. Aunque el mayor VPN fue logrado por el método 3 y aventaja en casi un mes el periodo de pago generado por el método 2, la decisión de la implementación no dependerá exclusivamente de los rendimientos financieros, deberá tenerse en cuenta diversos factores como la complejidad de la operación, declinación de la producción y precios de comercialización de gas, crudo y GLP. En la figura 67 se muestran los ingresos netos generados para cada uno de los métodos, teniendo en cuenta la producción obtenida de acuerdo con la proyección de gas, costos y gastos de producción propios de cada metodología.

En el capítulo 5 se establecerá una metodología guía que permitirá a este tipo de plantas de procesamiento por aceite absorbente y ciclos de refrigeración mecánica, seleccionar cual método es más apropiado de acuerdo con diferentes parámetros económicos, técnicos y de pronósticos de producción.

Figura 67.

Proyección a 5 años ingresos netos métodos de recobro 2 y 3

Precio Brent USD/Bl	42,70
Precio Gas Natural USD/MBTU	3,62
Precio GLP USD/gal	0,92
Poder Calorifico Metodo 2 (BTU/scf)	1.238
Poder Calorifico Metodo 3 (BTU/scf)	1.138
Costo USD/Kwh	0,08
98%	77%
0%	72%
0%	52%
10%	25%

Producción Año 1

		Metodo 2	Metodo 3
Ingresos	Gas de Entrada kpcd	8.786	8.786
	Gas Ventas kpcd (sin consumo)	8.639	6.788
	Propano USGPD	0	6.352
	Butano USGPD	0	4.573
	Gasolina USGPD	851	2.170
	Ingresos Brutos		
	Gas Ventas USD$/D	38.716	27.965
	Propano USD$/D	0	5.844
	Butano USD$/D	0	4.207
	Gasolina USD$/D	865	2.206
	Bruto USD$/D	$ 39.581	$ 40.222
	Gastos		
Impuestos	Regalias USD$/D	7.843	6.696
Nomina	USD$/D	630	1.105
	Costos		
Costos Operativos	Generación electrica USD$/D	68,16	272,64
	Suministros y Materiales	71,64	333,87
	Servicios de Terceros	64,78	113,65
	Materia Prima	7.205	7.205
	Combustibl e	287	1.754
	Neto USD$/D	$ 23.412	$ 22.743

Producción Año 2

		Metodo 2	Metodo 3
Ingresos	Gas de Entrada kpcd	7.172	7.172
	Gas Ventas kpcd (sin consumo)	7.052	5.541
	Propano USGPD	0	5.185
	Butano USGPD	0	3.733
	Gasolina USGPD	695	1.771
	Ingresos Brutos		
	Gas Ventas USD$/D	31.605	22.828
	Propano USD$/D	0	4.770
	Butano USD$/D	0	3.434
	Gasolina USD$/D	706	1.801
	Bruto USD$/D	$ 32.311	$ 32.834
	Gastos		
Impuestos	Regalias USD$/D	6.402	5.466
Nomina	USD$/D	648	1.137
	Costos		
Costos Operativos	Generación electrica USD$/D	70,14	280,58
	Suministros y Materiales	73,73	343,59
	Servicios de Terceros	66,66	116,96
	Materia Prima	7.204,85	7.204,85
	Combustibl e	286,85	1.753,53
	Neto USD$/D	$ 17.558	$ 16.532

Producción Año 3

		Metodo 2	Metodo 3
Ingresos	Gas de Entrada kpcd	6.218	6.218
	Gas Ventas kpcd	6.113	4.804
	Propano USGPD	0	4.495
	Butano USGPD	0	3.236
	Gasolina USGPD	602	1.536
	Gas Ventas USD$	27.398	19.790
	Propano USGPD	0	4.135
	Butano USGPD	0	2.977
	Gasolina USGPD	612	1.561
	Bruto	28.010	28.463
Impuestos	Regalias USD$/D	5.550	4.738
Nomina	USD$/D	667	1.170
	Costos		
Costos Operativos	Generación electrica USD$/D	72,19	288,74
	Suministros y Materiales	75,87	353,58
	Servicios de Terceros	68,60	120,36
	Materia Prima	7.204,85	7.204,85
	Combustibl e	286,85	1.753,53
	Neto USD$/D	14.084	12.834

Producción Año 4

		Metodo 2	Metodo 3
Ingresos	Gas de Entrada kpcd	5.391	5.391
	Gas Ventas kpcd	5.301	4.165
	Propano USGPD	0	3.897
	Butano USGPD	0	2.806
	Gasolina USGPD	522	1.331
	Gas Ventas USD$	23.755	17.158
	Propano USGPD	0	3.586
	Butano USGPD	0	2.581
	Gasolina USGPD	531	1.354
	Bruto	24.286	24.679
Impuestos	Regalias USD$/D	4.812	4.108
Nomina	USD$/D	686	1.204
	Costos		
Costos Operativos	Generación electrica USD$/D	74,29	297,14
	Suministros y Materiales	78,08	363,87
	Servicios de Terceros	70,60	123,86
	Materia Prima	7.204,85	7.204,85
	Combustibl e	286,85	1.753,53
	Neto USD$/D	11.073	9.623

Producción Año 5

		Metodo 2	Metodo 3
Ingresos	Gas de Entrada kpcd	4.675	4.675
	Gas Ventas kpcd	4.597	3.612
	Propano USGPD	0	3.380
	Butano USGPD	0	2.433
	Gasolina USGPD	453	1.155
	Gas Ventas USD$	20.600	14.880
	Propano USGPD	0	3.109
	Butano USGPD	0	2.239
	Gasolina USGPD	460	1.174
	Bruto	21.061	21.402
Impuestos	Regalias USD$/D	4.173	3.563
Nomina	USD$/D	706	1.239
	Costos		
Costos Operativos	Generación electrica USD$/D	76,45	305,79
	Suministros y Materiales	80,35	374,46
	Servicios de Terceros	72,66	127,47
	Materia Prima	7.204,85	7.204,85
	Combustibl e	286,85	286,85
	Neto USD$/D	8.460	8.300

5.4 Metodología Guía Para Selección De Alternativas De Procesamiento

Con la finalidad de establecer una metodología guía para plantas de procesamiento de gas que mantengan el aceite liviano como medio absorbente y que estén enfrentado inconvenientes operativos por baja carga o altas ineficiencias energéticas, se establecieron algunos criterios y lineamientos que pueden facilitar la identificación de alternativas, si se desea ajustar la tecnología de recobro teniendo en cuenta premisas de baja inversión y reingeniería a los equipos y procesos existentes. Cada operación es particular y tendrá que ser evaluada de acuerdo con sus requerimientos técnicos y financieros permitiéndoles establecer que la mayor conveniencia en facilidades operativas, inversiones, requerimientos energéticos, rendimientos financieros y periodos de pago. Finalmente, el propósito es continuar siendo rentables, bajo el marco de operaciones limpias y con altos niveles de seguridad en sus procesos.

El primer paso es analizar detalladamente los pronósticos de producción que se tengan y así poder proyectar la declinación del gas que cargara la planta, con esta información se determinan los limites operativos de los equipos mayores, elementos estáticos y dinámicos del proceso con el fin de analizar si permanecen dentro de las curvas de funcionamiento óptimas y seguras, establecidos en los parámetros de diseño. Si se identifica que existen equipos que no pueden continuar operando bajo las expectativas de producción, se debe iniciar con un estudio de ingeniería que establezca modelos y métodos operativos que puedan ser adaptados y/o configurados con los equipos actuales.

Después de haber considerado una reingeniería a los procesos y analizado diferentes configuraciones y tecnologías de recobro, se deben configurar nuevos escenarios de recobro C3+ que deberán ser simulados numéricamente a fin de modelar a nivel estático las condiciones y el comportamiento operacional para los equipos seleccionados en cada método propuesto.

Finalmente, con los resultados obtenidos en las simulaciones de proceso se podrán identificar parámetros de recobro, niveles de producción, complejidad de las operaciones, equipos utilizados, parámetros de operación, consumos energéticos, características físicas y químicas de los productos producidos. En las figuras 68 y 69 se establece un diagrama de flujo que permite estructuradamente seguir los pasos requeridos cuando las plantas de procesamiento requieran evaluar métodos alternativos de recobro C3+ aplicando metodologías de reingeniería a las facilidades y equipos existentes.

Figura 68.

Diagrama de flujo de metodología para selección de nuevas alternativas. (primera parte)

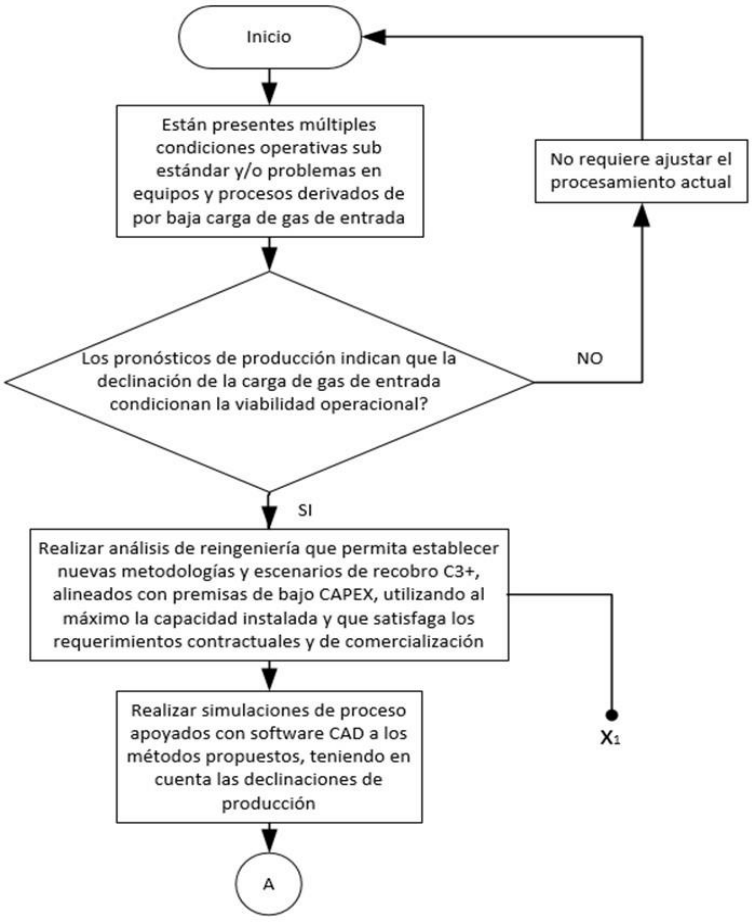
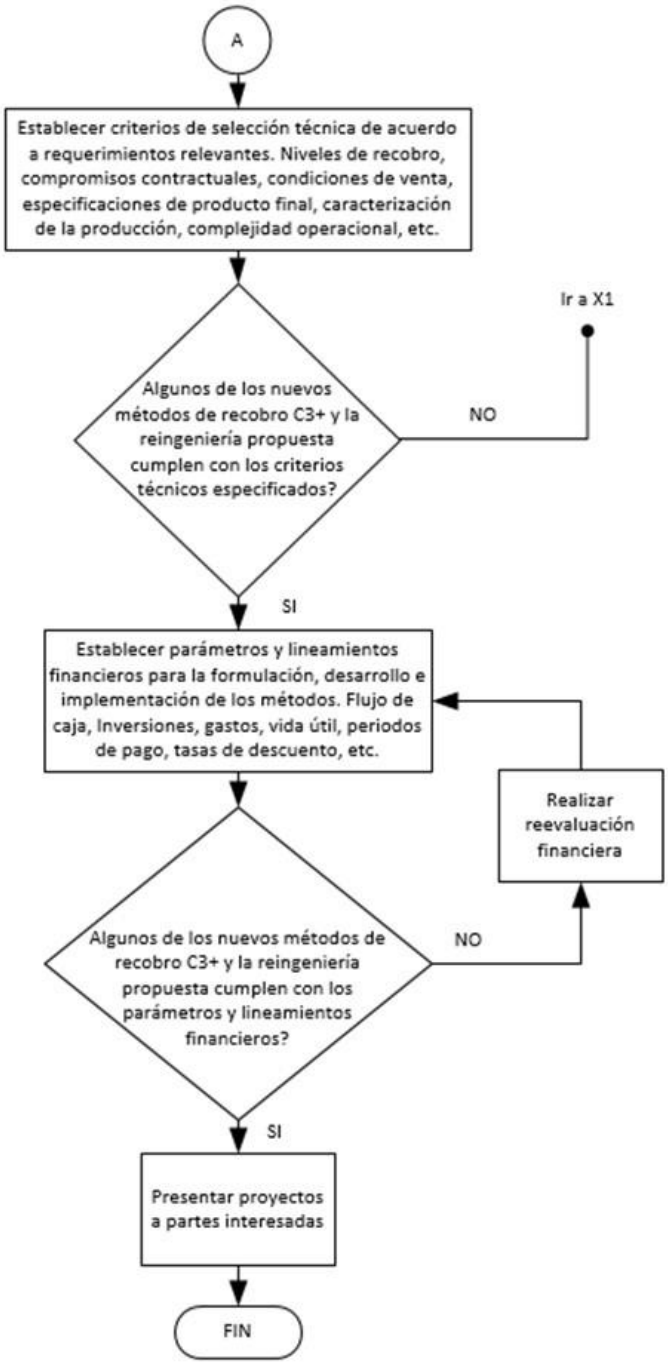


Figura 69.

Diagrama de flujo de metodología para selección de nuevas alternativas. (segunda parte)



5.4.1 Identificación de inconvenientes operativos por baja carga

Se considera esta fase como una de las más importantes, es necesario recopilar de la operación de la planta, la mayor cantidad de información operativa técnica, incluir bitácoras, sábanas de producción, planos de construcción, bases de diseño del proceso, catálogos de fábrica de equipos, planos y diagramas de proceso. Con toda la información establecida, se debe iniciar un análisis de los inconvenientes, condiciones operativas no deseadas e ineficiencias energéticas que estén presentes a fin de que se puedan identificar los planes correctivos a ser implementados y que no involucren cambios radicales en diseño e inversiones significativas. Si por el contrario el grupo de ingeniería detecta que la operación y los equipos se encuentran en un alto nivel de ineficiencia o que puedan representar un peligro para la operación y los equipos, debe ser considerado un estudio de reingeniería que permita la selección de alternativas bajo lineamiento técnicos y económicos que requiera cada planta en particular.

5.4.2 Pronósticos de producción y viabilidad operacional

Al identificarse la necesidad de generar una reingeniería al procesamiento, es relevante que los departamentos de yacimientos entreguen el mejor pronóstico que se tenga del campo de producción, con ellos se establecerán premisas para el diseño de nuevas alternativas de producción C3+. Con estas proyecciones del gas que cargaran los procesos a futuro, se logrará hacer una mejor selección de tecnologías de recobro y se identificarán equipos y procesos que podrán continuar operando.

5.4.3 Propuestas de nuevas metodologías y simulación numérica

Con los lineamientos técnicos y pronósticos de producción identificados como bases de diseño, se establecen propuestas de nuevas metodologías de procesamiento C3+. En cada caso deben estar definidos los volúmenes de procesamiento, equipos y procesos que los componen, requerimientos energéticos, equipos auxiliares y sistemas de almacenamiento. Cada método debe indicar los niveles de recobro generados, volúmenes de gas residual y sus características fisicoquímicas a fin de poder contrastarlos contra normatividades o requerimientos contractuales establecidos.

Se recomienda que para cada método sean proyectados diferentes escenarios de acuerdo con los datos de producción del gas que cargará los procesos y su evolución al presentarse la declinación proyectada en los pronósticos de producción. La simulación debe realizarse con datos operativos recientes, que sean confiables y precisos. Se deben generar caracterizaciones físicas de las corrientes que van a ingresar como entrada de información al simulador, para las corrientes de gas se recomiendan realizar cromatografías extendidas $C12^+$ e identificar datos operativos como presiones, temperaturas, caudales másicos y volumétricos.

Para los líquidos, deben realizarse análisis de laboratorio que permitan identificar características físico químicas de los productos producidos en la planta a fin de poder contrastarlos con los resultados entregados por el simulador de procesos y determinar si es requerido ajustar los diseños debido a desviaciones en especificaciones de calidad, contractuales o por requerimientos técnico-económicos.

5.4.4 Evaluaciones técnico-económicas de los métodos seleccionados

Finalmente, se recomienda realizar una evaluación técnico-económica para cada uno de los métodos generados como alternativa de procesamiento $C3^+$, estableciendo las proyecciones de flujo de caja que se generen a lo largo del ciclo evaluado, igual que las inversiones y gastos requeridos en la implementación y desarrollo. En este ciclo se decidirá de acuerdo con la tasa de oportunidad establecida si es viable financieramente y generará rendimientos que puedan asegurar la implementación, operación y continuidad de los métodos evaluados.

6. Conclusiones

Se evaluaron tres nuevos métodos de procesamiento C3+, logrando simular escenarios que pueden ser implementados y operados con cargas de gas de entrada inferiores al 23% del diseño de la planta caso estudio. Los métodos considerados logran utilizar gran parte de los equipos y procesos, en el método 1 como equipo adicional, solo se consideró una nueva válvula de expansión de gas, para los dos métodos siguientes su desarrollo fue con base en la capacidad y equipos instalados actualmente.

Para los dos primeros métodos, se obtienen niveles de producción de condesados de 21 BPD y una corriente de gas ventas superior a los 8.600 Kpced. El valor agregado de estos métodos es el alto valor energético de la corriente de gas ventas y las propiedades físicas del condensado estabilizado, considerado como apto en el sistema de mezcla de crudo ventas.

Los métodos 1 y 2 deben ser analizados como casos particulares por cada operación. Están estructurados bajo simplicidad operativa, con recobro de condensados, pero sin producción de GLP. El gas de ventas contiene un poder calorífico superior promedio a los 1.252 BTU/pc incumpliendo condiciones RUT.

El método 3 propone la eliminación de aceite como medio absorbente, mantiene el ciclo de refrigeración mecánica con propano, logrando un mejor recobro de productos blancos, con niveles de producción de C3+ de 312 BPD y gas de venta que cumple condiciones RUT.

Los métodos de procesamiento número 2 y 3 son los que presentaron mejor puntación final, obteniendo mejores niveles de producción y facilidad en la comercialización de estos.

Los métodos 2 y 3 son rentables financieramente. Las inversiones se pagarían en periodos inferiores a 5 meses para una vida útil de 5 años, en ambos casos la TIR es ampliamente superior a la tasa de oportunidad y muestran un VPN del orden de MUSD $6.7, libres de pago de impuestos y regalías.

Por sus niveles de recobro de producción, gas de ventas en condiciones RUT, mejor eficiencia financiera y mayor VPN, el método numero 3 fue el que presentó mejor comportamiento.

7. Recomendaciones

Realizar seguimiento a los precios de comercialización del GLP a fin de compararlos en términos de ingresos de USD/MMBTU contra el precio de comercialización del gas de ventas, para establecer el procesamiento requerido y viabilizar el recobro de C3+ o la producción de condensados estabilizados.

Establecer las ventanas operativas para cada equipo rotativo y estacionario, que permitan identificar los rangos de operación óptimos, normales y críticos. Esto permite tomar decisiones más acertadas frente a situaciones de baja carga o a declinaciones aceleradas de producción.

Caracterizar con el apoyo de laboratorios certificados las corrientes liquidas y gaseosas que cargan las plantas, así como los productos producidos para lograr hacer seguimiento a la calidad y llevar una trazabilidad de la riqueza del gas de entrada.

Referencias

Anh. (2009). *Campos del Magdalena Medio Colombiano.* .

Arnold, K., & Stewart, M. (1989). *Design of Gas Handling Systems and Facilities, Surface Production Operations.*

Aspen one v11 (2017). *Getting Started Guide*. Houston, TX USA.

Barrios Mejía, I.J., Siza Rey, R.A. (2017). *Evaluación técnica y económica para actualizar y/o seleccionar el proceso de recuperación de LGN más apropiado para la planta de gas del Centro*. Bucaramanga, 86 p. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.

Calle Martínez, M.A. (2012). *Introducción a la industria de los hidrocarburos.* Universidad Virtual Centro de Excelencia.

Campbell, J.M. (2003). T*echnical assistance service design operation for the and maintenance of gas plants*. Ed, Campbell Petroleum Series.

Castells, E.C. (2012). *Tratamiento y Valorización Energética de Residuos. Tratamiento y Acondicionamiento de Gases. Cap. 13.*

Ceballos De La Iglesia, J.M. (2012). *Operaciones y procesos.* Universidad de Cantabria.

Gas Processors Suppliers Association (GPSA). (2017). *Engineering Data Book.* 14 ed. Tulsa, Oklahoma, The U.S.A.: GPSA. Vol. 1&2. Cap. 16. 11 p.

Ghorbani, B., Hamedi, M. H., Amidpour, M., & Shirmohammadi, R. (2017). *Implementing absorption refrigeration cycle in lieu of DMR and C3MR cycles in the integrated NGL, LNG and NRU unit*. International Journal of Refrigeration, 77, 20-38.

Godoy Ruiz, C.A. (2017). *Estudio conceptual para la selección de aceite pobre en las plantas de procesamiento de gas por absorción en Colombia.* Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingniería de Petróleos.

King, J.C. (2003). *Procesos de Separación.* Universidad de California.

Lotter, S.P., & Diwekar, U.M. (1997). S*hortcut models and feasibility considerations for emerging batch distillation columns*. Industrial & engineering chemistry research, 36(3), 760-770.

Ministerio de Minas y Energía de Colombia. (2009). *Resolución 181495 Articulo 52.*

Palacio, R., & Martínez, M. (1994). *Características y comportamiento de los hidrocarburos.* Venezuela: Ingenieros Consultores, S.R.L.

Reglamento Único de Transporte de Gas Natural, *Resolución No. 071*, 59-60.

Roa Duarte, C.E. (2018). *Análisis de alternativas para el aprovechamiento de los condensados excedentes del gas que se produce en un campo petrolero colombiano.* Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquimicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos

Apéndices

Apéndice A. Reporte de simulación del método 2 elaborado por el software Hysys v11

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Entrada

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	130.0 *	130.0
Pressure: (psig)	800.0 *	800.0
Molar Flow (MSCFD)	8786 *	8786
Mass Flow (lb/hr)	2.087e+004	2.087e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPD)	1.709e+005	1.709e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.702e+004	-3.702e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	37.61	37.61
Heat Flow (Btu/hr)	-3.572e+007	-3.572e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPD)	6.532e+007 *	6.532e+007

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase
Molecular Weight	21.63	21.63
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1515	0.1515
Mass Density (lb/ft3)	3.277	3.277
Act. Volume Flow (USGPD)	1.143e+006	1.143e+006
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1712	-1712
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.739	1.739
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	12.92	12.92
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5976	0.5976

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11 Page 1 of 20

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Entrada (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase
LHV Molar Basis (Std) (Btu/SCF)	1144	1144
HHV Molar Basis (Std) (Btu/SCF)	1252	1252
HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.196e+004	2.196e+004
CO2 Loading	---	---
CO2 Apparent Mole Conc.(lbmole/ft3)	---	---
CO2 Apparent Wt. Conc. (lbmol/lb)	---	---
LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.007e+004	2.007e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000
Mass Exergy (Btu/lb)	188.8	---
Partial Pressure of CO2 (psig)	1.109	---
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACFM)	106.1	106.1
Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	1.014	1.014
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	12.92	12.92
Std. Gas Flow (MSCFD)	8770	8770
Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	21.92	21.92
Act. Liq. Flow (USGPD)	---	---
Z Factor	0.8498	0.8498
Watson K	17.88	17.88

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11 Page 2 of 20

aspentech

PETROSANTANDER COLOMBIA
Bedford, MA
USA

Case Name: CASO 2.hsc
Unit Set: NewUser
Date/Time: Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Entrada (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

		Overall	Vapour Phase			
Cv	(Btu/lbmole-F)	8.917	8.917			
Mass Cv	(Btu/lb-F)	0.4123	0.4123			
Cv (Ent. Method)	(Btu/lbmole-F)	---	---			
Mass Cv (Ent. Method)	(Btu/lb-F)	---	---			
Cp/Cv (Ent. Method)		---	---			
Reid VP at 37.8 C	(psig)	---	---			
True VP at 37.8 C	(psig)	---	---			
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)	(USGPD)	6.532e+007	6.532e+007			
Viscosity Index		---	---			

COMPOSITION

Overall Phase — Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	18.7167 *	0.0194 *	823.7251 *	0.0395 *	2870.2240 *	0.0168 *
Nitrogen	0.7718 *	0.0008 *	21.6213 *	0.0010 *	77.1097 *	0.0005 *
Methane	718.5670 *	0.7448 *	11528.0196 *	0.5525 *	110732.5625 *	0.6480 *
Ethane	143.8485 *	0.1491 *	4325.5546 *	0.2073 *	34973.7679 *	0.2047 *
Propane	54.3170 *	0.0563 *	2395.2431 *	0.1148 *	13595.0653 *	0.0796 *
i-Butane	8.2971 *	0.0086 *	482.2654 *	0.0231 *	2467.9697 *	0.0144 *

aspentech

PETROSANTANDER COLOMBIA
Bedford, MA
USA

Case Name: CASO 2.hsc
Unit Set: NewUser
Date/Time: Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Entrada (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued) — Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Butane	13.1210 *	0.0136 *	762.6523 *	0.0365 *	3760.5872 *	0.0220 *
i-Pentane	3.5697 *	0.0037 *	257.5587 *	0.0123 *	1188.0752 *	0.0070 *
n-Pentane	2.8943 *	0.0030 *	208.8314 *	0.0100 *	953.6869 *	0.0056 *
n-Hexane	0.5789 *	0.0006 *	49.8861 *	0.0024 *	216.4959 *	0.0013 *
n-Heptane	0.0965 *	0.0001 *	9.6677 *	0.0005 *	40.4805 *	0.0002 *
n-Decane	0.0096 *	0.0000 *	1.3727 *	0.0001 *	5.3879 *	0.0000 *
Total	964.7882	1.0000	20866.3980	1.0000	170881.4126	1.0000

Vapour Phase — Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	18.7167	0.0194	823.7251	0.0395	2870.2240	0.0168
Nitrogen	0.7718	0.0008	21.6213	0.0010	77.1097	0.0005
Methane	718.5670	0.7448	11528.0196	0.5525	110732.5625	0.6480
Ethane	143.8485	0.1491	4325.5546	0.2073	34973.7679	0.2047
Propane	54.3170	0.0563	2395.2431	0.1148	13595.0653	0.0796
i-Butane	8.2971	0.0086	482.2654	0.0231	2467.9697	0.0144
n-Butane	13.1210	0.0136	762.6523	0.0365	3760.5872	0.0220

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Entrada (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
n-Hexane	---	---	---
n-Heptane	---	---	---
n-Decane	---	---	---

Material Stream: Gas Ventas

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Vapour Phase			
Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000			
Temperature:	(F)	58.71	58.71			
Pressure:	(psig)	390.0	390.0			
Molar Flow	(MSCFD)	8703	8703			
Mass Flow	(lb/hr)	2.043e+004	2.043e+004			
Std Ideal Liq Vol Flow	(USGPD)	1.685e+005	1.685e+005			
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-3.738e+004	-3.738e+004			
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	37.93	37.93			
Heat Flow	(Btu/hr)	-3.572e+007	-3.572e+007			
Liq Vol Flow @Std Cond	(USGPD)	6.470e+007 *	6.470e+007			

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Ventas (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

		Overall	Vapour Phase			
Molecular Weight		21.37	21.37			
Molar Density	(lbmole/ft3)	8.253e-002	8.253e-002			
Mass Density	(lb/ft3)	1.764	1.764			
Act. Volume Flow	(USGPD)	2.079e+006	2.079e+006			
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1749	-1749			
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	1.775	1.775			
Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	11.36	11.36			
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.5315	0.5315			
LHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	1131	1131			
HHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	1238	1238			
HHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	2.198e+004	2.198e+004			
CO2 Loading		---	---			
CO2 Apparent Mole Conc.	(lbmole/ft3)	---	---			
CO2 Apparent Wt. Conc.	(lbmol/lb)	---	---			
LHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	2.008e+004	2.008e+004			
Phase Fraction [Vol. Basis]		1.000	1.000			
Phase Fraction [Mass Basis]		1.000	1.000			
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		1.000	1.000			
Mass Exergy	(Btu/lb)	160.4	---			
Partial Pressure of CO2	(psig)	-6.805	---			
Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000			

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Ventas (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase — Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	18.6319	0.0195	819.9921	0.0401	2857.2164	0.0170
Nitrogen	0.7714	0.0008	21.6082	0.0011	77.0628	0.0005
Methane	717.1889	0.7505	11505.9091	0.5633	110520.1794	0.6561
Ethane	142.3416	0.1490	4280.2437	0.2096	34607.4123	0.2054
Propane	52.3749	0.0548	2309.6004	0.1131	13108.9695	0.0778
i-Butane	7.6119	0.0080	442.4379	0.0217	2264.1543	0.0134
n-Butane	11.6358	0.0122	676.3260	0.0331	3334.9183	0.0198
i-Pentane	2.7323	0.0029	197.1390	0.0097	909.3691	0.0054
n-Pentane	2.0489	0.0021	147.8338	0.0072	675.1246	0.0040
n-Hexane	0.2550	0.0003	21.9781	0.0011	95.3808	0.0006
n-Heptane	0.0204	0.0000	2.0392	0.0001	8.5387	0.0001
n-Decane	0.0001	0.0000	0.0168	0.0000	0.0661	0.0000
Total	955.6130	1.0000	20425.1245	1.0000	168458.3922	1.0000

Vapour Phase — Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	18.6319	0.0195	819.9921	0.0401	2857.2164	0.0170

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Gas Ventas (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Ethane	---	---	---
Propane	---	---	---
i-Butane	---	---	---
n-Butane	---	---	---
i-Pentane	---	---	---
n-Pentane	---	---	---
n-Hexane	---	---	---
n-Heptane	---	---	---
n-Decane	---	---	---

Material Stream: Condensados Ventas

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction		0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature:	(F)	71.60 *	71.60	71.60		
Pressure:	(psig)	20.00	20.00	20.00		
Molar Flow	(MSCFD)	24.53	0.0000	24.53		
Mass Flow	(lb/hr)	179.6	0.0000	179.6		
Std Ideal Liq Vol Flow	(USGPD)	851.0	0.0000	851.0		

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Condensados Ventas (contin

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-7.112e+004	-5.048e+004	-7.112e+004		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	18.87	38.82	18.87		
Heat Flow (Btu/hr)	-1.916e+005	0.0000	-1.916e+005		
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPD)	842.3 *	0.0000	842.3		

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Molecular Weight	66.69	50.36	66.69		
Molar Density (lbmole/ft3)	0.5671	6.421e-003	0.5671		
Mass Density (lb/ft3)	37.82	0.3234	37.82		
Act. Volume Flow (USGPD)	852.7	0.0000	852.7		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1066	-1002	-1066		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2829	0.7710	0.2829		
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	36.31	20.59	36.31		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5445	0.4088	0.5445		
LHV Molar Basis (Std) (Btu/SCF)	3435	2617	3435		
HHV Molar Basis (Std) (Btu/SCF)	3696	2823	3696		
HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.103e+004	2.127e+004	2.103e+004		
CO2 Loading	---	---	---		
CO2 Apparent Mole Conc.(lbmole/ft3)	6.938e-005	---	6.938e-005		
CO2 Apparent Wt. Conc. (lbmol/lb)	1.835e-006	---	1.835e-006		

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 2.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:31:09 2020

Material Stream: Condensados Ventas (contin

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
True VP at 37.8 C (psig)	37.09	202.3	37.09		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (USGPD)	842.3	0.0000	842.3		
Viscosity Index	-18.68	---	---		

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	0.0003	0.0001	0.0145	0.0001	0.0505	0.0001
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0005	0.0002	0.0072	0.0000	0.0695	0.0001
Ethane	0.0357	0.0132	1.0728	0.0060	8.6743	0.0102
Propane	0.2835	0.1053	12.5014	0.0696	70.9564	0.0834
i-Butane	0.2284	0.0848	13.2753	0.0739	67.9357	0.0798
n-Butane	0.6250	0.2320	36.3255	0.2022	179.1184	0.2105
i-Pentane	0.5457	0.2026	39.3740	0.2192	181.6258	0.2134
n-Pentane	0.6042	0.2243	43.5958	0.2427	199.0924	0.2339
n-Hexane	0.2875	0.1067	24.7759	0.1379	107.5226	0.1263
n-Heptane	0.0731	0.0271	7.3201	0.0408	30.6508	0.0360
n-Decane	0.0095	0.0035	1.3535	0.0075	5.3124	0.0062

Apéndice B. Reporte de simulación del método 3 elaborado por el software Hysys v11

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 3REV.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Gas Entrada (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
i-Pentane	---	---	---
n-Pentane	---	---	---
n-Hexane	---	---	---
n-Heptane	---	---	---
n-Octane	---	---	---
n-Decane	---	---	---

Material Stream: Gas Ventas

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Temperature: (F)	28,03	28,03
Pressure: (psig)	782,0	782,0
Molar Flow (MSCFD)	7214	7214
Mass Flow (lb/hr)	1,545e+004	1,545e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPD)	1,339e+005	1,339e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.710e+004	-3.710e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	35.29	35.29
Heat Flow (Btu/hr)	-2.939e+007	-2.939e+007

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11 Page 7 of 36

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 3REV.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Gas Ventas (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPD)	5.368e+007 *	5.368e+007

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase
Molecular Weight	19.50	19.50
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1985	0.1985
Mass Density (lb/ft3)	3.870	3.870
Act. Volume Flow (USGPD)	7.166e+005	7.166e+005
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1903	-1903
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.810	1.810
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	12.87	12.87
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6600	0.6600
LHV Molar Basis (Std) (Btu/SCF)	1038	1038
HHV Molar Basis (Std) (Btu/SCF)	1138	1138
HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.215e+004	2.215e+004
CO2 Loading	---	---
CO2 Apparent Mole Conc.(lbmole/ft3)	---	---
CO2 Apparent Wt. Conc. (lbmol/lb)	---	---
LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.019e+004	2.019e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11 Page 8 of 36

aspentech

PETROSANTANDER COLOMBIA
Bedford, MA
USA

Case Name: CASO 3REV.hsc
Unit Set: NewUser
Date/Time: Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Gas Ventas (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase — Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	15.2071	0.0192	669.2670	0.0433	2332.0234	0.0174
Nitrogen	0.7401	0.0009	20.7313	0.0013	73.9356	0.0006
Methane	648.0852	0.8181	10397.2742	0.6732	99871.1705	0.7458
Ethane	98.7378	0.1246	2969.0682	0.1922	24006.0553	0.1793
Propane	23.6142	0.0298	1041.3273	0.0674	5910.4285	0.0441
i-Butane	2.2441	0.0028	130.4386	0.0084	667.5134	0.0050
n-Butane	2.8324	0.0036	164.6329	0.0107	811.7937	0.0061
i-Pentane	0.4230	0.0005	30.5190	0.0020	140.7791	0.0011
n-Pentane	0.2723	0.0003	19.6444	0.0013	89.7115	0.0007
n-Hexane	0.0228	0.0000	1.9636	0.0001	8.5217	0.0001
n-Heptane	0.0016	0.0000	0.1594	0.0000	0.6672	0.0000
n-Octane	0.0001	0.0000	0.0076	0.0000	0.0308	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000	0.0072	0.0000
Total	792.1806	1.0000	15445.0353	1.0000	133912.6380	1.0000

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11 Page 11 of 36

aspentech

PETROSANTANDER COLOMBIA
Bedford, MA
USA

Case Name: CASO 3REV.hsc
Unit Set: NewUser
Date/Time: Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Gas Ventas (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Nitrogen	---	---	---
Methane	---	---	---
Ethane	---	---	---
Propane	---	---	---
i-Butane	---	---	---
n-Butane	---	---	---
i-Pentane	---	---	---
n-Pentane	---	---	---
n-Hexane	---	---	---
n-Heptane	---	---	---
n-Octane	---	---	---
n-Decane	---	---	---

Material Stream: Propano

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction		0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature:	(F)	106.0	106.0	106.0		
Pressure:	(psig)	190.2	190.2	190.2		

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11 Page 13 of 36

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 3REV.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Propano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Molar Flow	(MSCFD)	219.3	0.0000	219.3		
Mass Flow	(lb/hr)	1066	0.0000	1066		
Std Ideal Liq Vol Flow	(USGPD)	6049	0.0000	6049		
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-5.093e+004	-4.487e+004	-5.093e+004		
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	23.56	33.94	23.56		
Heat Flow	(Btu/hr)	-1.226e+006	0.0000	-1.226e+006		
Liq Vol Flow @Std Cond	(USGPD)	6031 *	0.0000	6031		

PROPERTIES

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Molecular Weight		44.28	43.96	44.28		
Molar Density	(lbmole/ft3)	0.6578	4.426e-002	0.6578		
Mass Density	(lb/ft3)	29.13	1.946	29.13		
Act. Volume Flow	(USGPD)	6573	0.0000	6573		
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1150	-1021	-1150		
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.5321	0.7720	0.5321		
Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	33.15	21.94	33.15		
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.7487	0.4991	0.7487		
LHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	2326	2310	2326		
HHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	2512	2495	2512		
HHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	2.153e+004	2.154e+004	2.153e+004		

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 3REV.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Propano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued) Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	24.0813	1.0000	1066.3178	1.0000	6049.4534	1.0000

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
CO2	5.447	5.447	---
Nitrogen	22.16	22.16	---
Methane	9.364	9.364	---
Ethane	2.599	2.599	---
Propane	0.9980	0.9980	---
i-Butane	0.4996	0.4996	---
n-Butane	0.3887	0.3887	---
i-Pentane	0.1945	0.1945	---
n-Pentane	0.1589	0.1589	---
n-Hexane	6.716e-002	6.716e-002	---

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name: CASO 3REV.hsc Unit Set: NewUser Date/Time: Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Propano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
n-Heptane	2.935e-002	2.935e-002	---
n-Octane	---	---	---
n-Decane	---	---	---

Material Stream: Butano

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction		0,0000	1,0000	0,0000		
Temperature:	(F)	108,5 *	108,5	108,5		
Pressure:	(psig)	55,70	55,70	55,70		
Molar Flow	(MSCFD)	143,3	143,3	0,0000		
Mass Flow	(lb/hr)	915,6	915,6	0,0000		
Std Ideal Liq Vol Flow	(USGPD)	4573	4573	0,0000		
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-6,352e+004	-6,352e+004	-5,535e+004		
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	17,99	17,99	33,17		
Heat Flow	(Btu/hr)	-9,996e+005	-9,996e+005	0,0000		
Liq Vol Flow @Std Cond	(USGPD)	4561 *	4561	0,0000		

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name: CASO 3REV.hsc Unit Set: NewUser Date/Time: Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Butano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
Molecular Weight		58.18	58.18	58.07		
Molar Density	(lbmole/ft3)	0.5833	0.5833	1.312e-002		
Mass Density	(lb/ft3)	33.94	33.94	0.7620		
Act. Volume Flow	(USGPD)	4843	4843	0.0000		
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1092	-1092	-953.1		
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.3092	0.3092	0.5713		
Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	35.65	35.65	25.66		
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.6127	0.6127	0.4419		
LHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	3013	3013	3007		
HHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	3246	3246	3239		
HHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	2,117e+004	2,117e+004	2,117e+004		
CO2 Loading		---	---	---		
CO2 Apparent Mole Conc.	(lbmole/ft3)	3,460e-015	3,460e-015	---		
CO2 Apparent Wt. Conc.	(lbmol/lb)	1,019e-016	1,019e-016	---		
LHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	1,965e+004	1,965e+004	1,965e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]		---	1,000	---		
Phase Fraction [Mass Basis]		0,0000	1,000	0,0000		
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0,0000	1,000	0,0000		
Mass Exergy	(Btu/lb)	18.04	---	---		
Partial Pressure of CO2	(psig)	-14.70	---	---		
Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		

aspentech

PETROSANTANDER COLOMBIA
Bedford, MA
USA

Case Name: CASO 3REV.hsc
Unit Set: NewUser
Date/Time: Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Butano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase — Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
Propane	0.0398	0.0025	1.7562	0.0019	9.9680	0.0022
i-Butane	5.4892	0.3488	319.0604	0.3485	1632.7762	0.3571
n-Butane	10.1019	0.6420	587.1668	0.6413	2895.2801	0.6331
i-Pentane	0.0987	0.0063	7.1247	0.0078	32.8649	0.0072
n-Pentane	0.0063	0.0004	0.4523	0.0005	2.0656	0.0005
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	15.7360	1.0000	915.5604	1.0000	4572.9548	1.0000

aspentech

PETROSANTANDER COLOMBIA
Bedford, MA
USA

Case Name: CASO 3REV.hsc
Unit Set: NewUser
Date/Time: Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Butano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Nitrogen	95.52	95.52	---
Methane	34.92	34.92	---
Ethane	7.986	7.986	---
Propane	2.654	2.654	---
i-Butane	1.195	1.195	---
n-Butane	0.8937	0.8937	---
i-Pentane	0.4026	0.4026	---
n-Pentane	0.3181	0.3181	---
n-Hexane	0.1175	0.1175	---
n-Heptane	4.513e-002	4.513e-002	---
n-Octane	1.753e-002	1.753e-002	---
n-Decane	---	---	---

Material Stream: Gasolina

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction		0.0000	1.0000	0.0000		
Temperature:	(F)	110.3	110.3	110.3		
Pressure:	(psig)	20.00	20.00	20.00		

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 3REV.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Gasolina (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
Molar Flow	(MSCFD)	58.84	58.84	0.0000		
Mass Flow	(lb/hr)	475.8	475.8	0.0000		
Std Ideal Liq Vol Flow	(USGPD)	2170	2170	0.0000		
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-7.556e+004	-7.556e+004	-6.396e+004		
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	18.17	18.17	34.34		
Heat Flow	(Btu/hr)	-4.882e+005	-4.882e+005	0.0000		
Liq Vol Flow @Std Cond	(USGPD)	2161 *	2161	0.0000		

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
Molecular Weight		73.64	73.64	71.79		
Molar Density	(lbmole/ft3)	0.5120	0.5120	6.206e-003		
Mass Density	(lb/ft3)	37.70	37.70	0.4455		
Act. Volume Flow	(USGPD)	2266	2266	0.0000		
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1026	-1026	-890.9		
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.2467	0.2467	0.4783		
Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	41.29	41.29	30.78		
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.5607	0.5607	0.4288		
LHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	3779	3779	3686		
HHV Molar Basis (Std)	(Btu/SCF)	4062	4062	3964		
HHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	2.093e+004	2.093e+004	2.095e+004		

aspentech	PETROSANTANDER COLOMBIA Bedford, MA USA	Case Name:	CASO 3REV.hsc
		Unit Set:	NewUser
		Date/Time:	Mon Oct 26 11:26:34 2020

Material Stream: Gasolina (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase		
Mass Cv (Ent. Method)	(Btu/lb-F)	0.4155	0.4155	---		
Cp/Cv (Ent. Method)		1.349	1.349	---		
Reid VP at 37.8 C	(psig)	2.585	2.585	5.047		
True VP at 37.8 C	(psig)	2.643	2.643	5.127		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)	(USGPD)	2161	2161	0.0000		
Viscosity Index		-21.12	---	---		

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (USGPD)	LIQUID VOLUME FRACTION
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0015	0.0002	0.0889	0.0002	0.4548	0.0002
n-Butane	0.1355	0.0210	7.8777	0.0166	38.8446	0.0179
i-Pentane	3.0422	0.4708	219.4967	0.4613	1012.5017	0.4666
n-Pentane	2.6122	0.4043	188.4727	0.3961	860.7132	0.3966

Apéndice C. Calculo de regalías de gas y líquidos

Metodo 2 Año 1

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	0	0	3,6200	20,0%	0
Butano	0	0	3,6200	20,0%	0
Gasolina	111	138	3,6200	20,0%	100
Gas	8.639	10.695	3,6200	20,0%	7.743
	8.750	**10.833**			**7.843**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
0,00	Propano	91,6	**0**
0,00	Butano	103,3	**0**
851	Gasolina	131,0	**111**

Metodo 3 Año 1

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	582	662	3,6200	20,0%	479
Butano	472	538	3,6200	20,0%	389
Gasolina	284	323	3,6200	20,0%	234
Gas	6.788	7.725	3,6200	20,0%	5.593
	8.127	**9.248**			**6.696**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
6.352	Propano	91,6	**582**
4.573	Butano	103,3	**472**
2.170	Gasolina	131,0	**284**

Metodo 2 Año 2

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	0	0	3,6200	20,0%	0
Butano	0	0	3,6200	20,0%	0
Gasolina	91	113	3,6200	20,0%	82
Gas	7.052	8.731	3,6200	20,0%	6.321
	7.143	**8.843**			**6.402**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
0	Propano	91,6	**0**
0	Butano	103,3	**0**
695	Gasolina	131,0	**91**

Metodo 3 Año 2

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	475	541	3,6200	20,0%	391
Butano	386	439	3,6200	20,0%	318
Gasolina	232	264	3,6200	20,0%	191
Gas	5.541	6.306	3,6200	20,0%	4.566
	6.634	**7.550**			**5.466**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
5.185	Propano	91,6	**475**
3.733	Butano	103,3	**386**
1.771	Gasolina	131,0	**232**

Metodo 2 Año 3

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	0	0	3,6200	20,0%	0
Butano	0	0	3,6200	20,0%	0
Gasolina	79	98	3,6200	20,0%	71
Gas	6.113	7.568	3,6200	20,0%	5.480
	6.192	**7.666**			**5.550**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
0	Propano	91,6	**0**
0	Butano	103,3	**0**
602	Gasolina	131,0	**79**

Metodo 3 Año 3

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	412	469	3,6200	20,0%	339
Butano	334	380	3,6200	20,0%	275
Gasolina	201	229	3,6200	20,0%	166
Gas	4.804	5.467	3,6200	20,0%	3.958
	5.751	**6.545**			**4.738**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
4.495	Propano	91,6	**412**
3.236	Butano	103,3	**334**
1.536	Gasolina	131,0	**201**

Metodo 2 Año 4

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	0	0	3,6200	20,0%	0
Butano	0	0	3,6200	20,0%	0
Gasolina	68	85	3,6200	20,0%	61
Gas	5.301	6.562	3,6200	20,0%	4.751
	5.369	**6.647**			**4.812**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
0	Propano	91,6	**0**
0	Butano	103,3	**0**
522	Gasolina	131,0	**68**

Metodo 3 Año 4

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	357	406	3,6200	20,0%	294
Butano	290	330	3,6200	20,0%	239
Gasolina	174	198	3,6200	20,0%	144
Gas	4.165	4.740	3,6200	20,0%	3.432
	4.986	**5.674**			**4.108**

Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
3.897	Propano	91,6	**357**
2.806	Butano	103,3	**290**
1.331	Gasolina	131,0	**174**

Metodo 2 Año 5

Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	0	0	3,6200	20,0%	0
Butano	0	0	3,6200	20,0%	0
Gasolina	59	73	3,6200	20,0%	53
Gas	4.597	5.691	3,6200	20,0%	4.120
	4.656	**5.764**			**4.173**

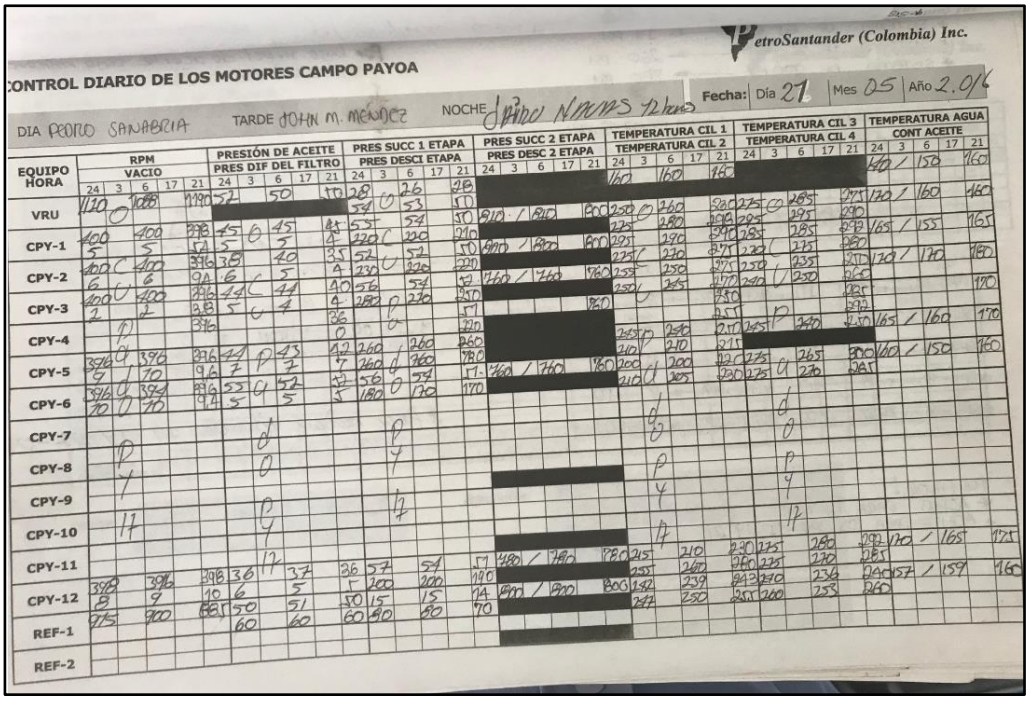
Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
0	Propano	91,6	**0**
0	Butano	103,3	**0**
453	Gasolina	131,0	**59**

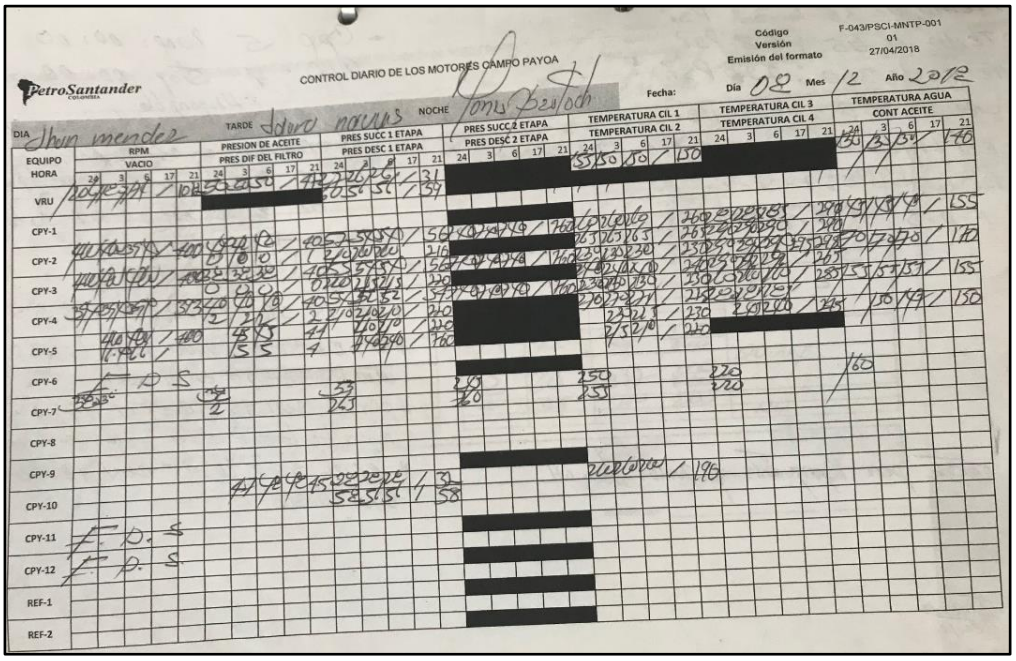
Metodo 3 Año 5

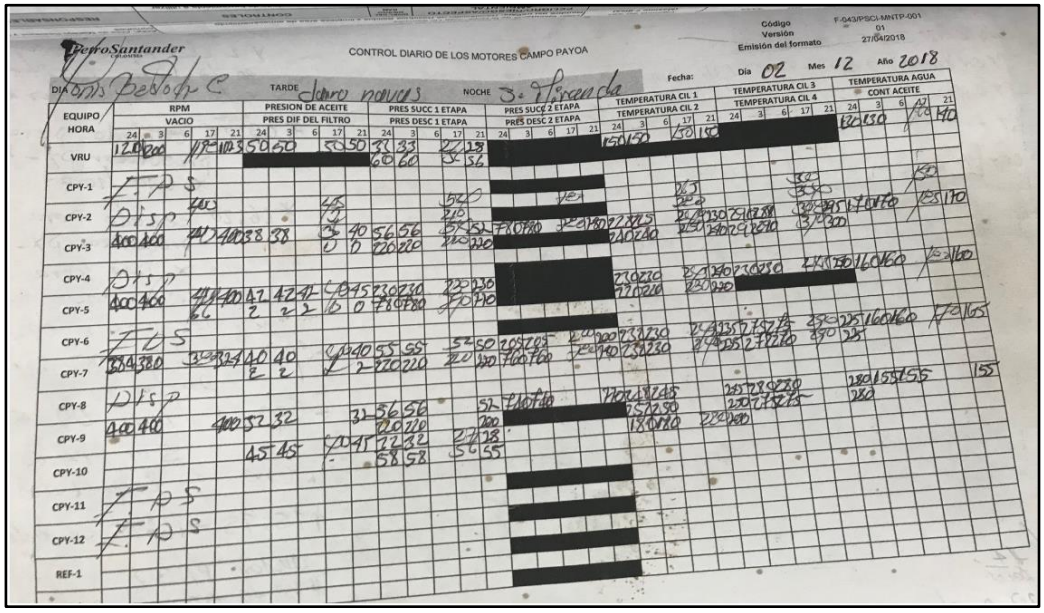
Campo	KPC	MBTU	Precio (USD/MBTU)	Regalías (%)	Total de Regalías de PSCI ($)
Propano	310	352	3,6200	20,0%	255
Butano	251	286	3,6200	20,0%	207
Gasolina	151	172	3,6200	20,0%	125
Gas	3.612	4.110	3,6200	20,0%	2.976
	4.324	**4.921**			**3.563**

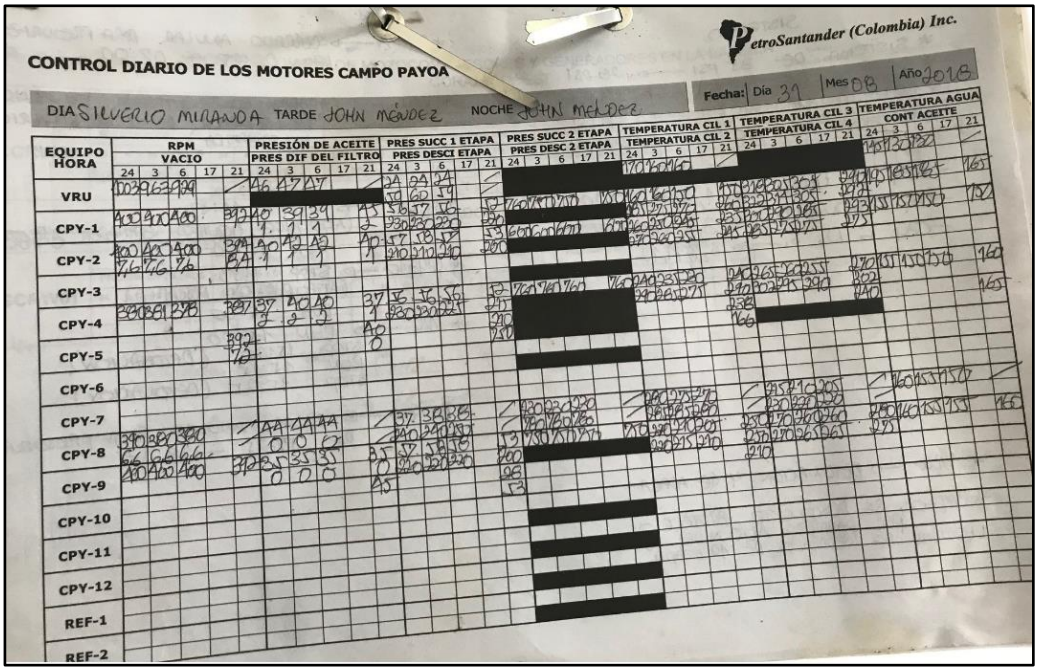
Producción neta gravable (Gls)	Producto	Equivalencia (PC/Gls de producto)	KPC
3.380	Propano	91,6	**310**
2.433	Butano	103,3	**251**
1.155	Gasolina	131,0	**151**

Apéndice D. Reporte de variables operativas de los compresores de gas Carlos






PetroSantander
CONTROL DIARIO DE LOS MOTORES CAMPO PAYOA
Código F-043/PSCI-MNTP-001
Versión 01
Emisión del formato 27/04/2018
Fecha: Día 02 Mes 12 Año 2018
DIA
TARDE
NOCHE
EQUIPO HORA
RPM VACIO
PRESION DE ACEITE PRES DIF DEL FILTRO
PRES SUCC 1 ETAPA PRES DESC 1 ETAPA
PRES SUCC 2 ETAPA PRES DESC 2 ETAPA
TEMPERATURA CIL 1 TEMPERATURA CIL 2
TEMPERATURA CIL 3 TEMPERATURA CIL 4
TEMPERATURA AGUA CONT ACEITE
VRU
CPY-1
CPY-2
CPY-3
CPY-4
CPY-5
CPY-6
CPY-7
CPY-8
CPY-9
CPY-10
CPY-11
CPY-12
REF-1


PetroSantander (Colombia) Inc.
CONTROL DIARIO DE LOS MOTORES CAMPO PAYOA
Fecha: Día 31 Mes 08 Año 2018
DIA SILVERIO MIRANDA
TARDE JOHN MENDEZ
NOCHE JOHN MENDEZ
EQUIPO HORA
RPM VACIO
PRESIÓN DE ACEITE PRES DIF DEL FILTRO
PRES SUCC 1 ETAPA PRES DESC1 ETAPA
PRES SUCC 2 ETAPA PRES DESC 2 ETAPA
TEMPERATURA CIL 1 TEMPERATURA CIL 2
TEMPERATURA CIL 3 TEMPERATURA CIL 4
TEMPERATURA AGUA CONT ACEITE
VRU
CPY-1
CPY-2
CPY-3
CPY-4
CPY-5
CPY-6
CPY-7
CPY-8
CPY-9
CPY-10
CPY-11
CPY-12
REF-1
REF-2