

SIMULACIÓN DE PROCESOS DE UNA PLANTA DE REFRIGERACIÓN DE GAS  
NATURAL CON PROPANO PARA EL CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO  
DE HIDROCARBUROS

Laura Juliana Sierra Leal

Víctor Manuel Fonseca Ramírez

Trabajo de Grado para optar el título de Ingeniero de Petróleos

Director

Manuel Enrique Cabarcas Simancas

Magister en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingeniería Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería de Petróleos

Bucaramanga

2025

## DEDICATORIA

A mi mami, Luz Nancy, la mujer más fuerte y resiliente que conozco. Gracias porque con tu excelente ejemplo me he convertido en la mujer que soy hoy en día. Tus palabras de aliento cuando me he querido rendir, tu apoyo incondicional en cada meta o locura que se me ocurre y tu amor indescriptible me han dado las fuerzas necesarias para salir adelante y lograr todo lo que me he propuesto en la vida. Gracias por ser la mejor mami del mundo.

A mi papi, Ariel Orlando, el hombre más importante de mi vida. Gracias por cada esfuerzo que has hecho en la vida para darnos a Jei, Ary y a mi todo lo que hemos necesitado y deseado. Por ser una gran persona con todo el que te rodea, eres el mejor ejemplo de humildad y respeto que todo el mundo debería conocer. Gracias por apoyarme en cada paso que doy y siempre ser mi gran consejero de vida. Gracias por ser el mejor papi del mundo.

A mi hermana, Jeidy Sandrith, la mejor compañera de vida. Gracias por ser mi apoyo más incondicional en este mundo y tenerme paciencia durante todos estos años. Admiro tanto la fortaleza y tenacidad que has tenido en la vida para ser una gran mujer, ingeniera y a la vez una excelente mamá del pequeñito que se convirtió en el amor de mi vida, Jheremy Daniel. Gracias por darme el regalo de ser tía porque en muchas ocasiones ese pequeñito ha sido mi más grande motivación y me da dado la fuerza para no rendirme cuando la vida se pone difícil. Gracias por ser una gran hermana y a Jheremy por ser el sobrino más precioso del mundo

A mi novio, Johan, el mejor compañero de vida y aventuras que Dios me envió. Gracias por tu gran paciencia y apoyo en este proceso, por ser quien me alentaba cuando quería tirar la toalla en

muchas ocasiones, por acompañarme en mis días y noches de estudio y siempre apoyarme con tu amor y tus detalles. Tu compañía ha sido increíble en mi proceso de ser ingeniera y eso siempre te lo agradeceré. Gracias por ser el mejor novio del mundo.

A mis mejores amigas, Dani, Juli y Zailaya, las hermanas que me regalo la vida. Gracias por cada risa, lagrima, consejo, abrazo, regaño y por cada momento que estuvieron a mi lado, ustedes fueron una gran compañía en este proceso y espero que lo sean por todo lo que nos quede de vida. Gracias por ser las mejores amigas que me regalo la vida.

A Santi, el ser con más luz y amor que he podido conocer. Gracias por haber creído en mí y darme más amor del que podía imaginar. Aunque ya no estás en este mundo siempre estarás en mi mente y corazón. Para mí, eres eterno en un mundo tan fugaz.

A todas aquellas personas que me han acompañado en cada paso que doy por la vida. Por último y no menos importante, a mí. En la vida he enfrentado muchos retos y obstáculos que me han puesto a prueba, pero jamás me he dado por vencida. Gracias a mi yo chiquita por soñar con ser una gran ingeniera, aunque aún nos queda mucho camino por delante, lo estamos logrando.

Laura Juliana Sierra Leal

## DEDICATORIA

Con grandes agradecimientos dedico este trabajo a mi familia, amigos y mi compañera de tesis quienes con el esfuerzo y apoyo de cada uno me han sido fundamental en cada paso que he dado durante todo este tiempo de mi carrera universitaria.

A mi padre, Víctor Fonseca, quien es el hombre que ha luchado toda su vida por tener nuestra familia a flote y sacarla adelante, por enseñarme cada valor que representa el luchar cada día por la familia, por darme fortalezas en cada tropiezo de la vida, por apoyarme en todos los proyectos y competencia que me he propuesto y por sus grandes enseñanzas a lo largo del camino.

A mi madre, Elizabeth Ramírez, quien con la mayor fortaleza y entrega se levanta día a día dedicándole su vida a esta familia, el amor que le tengo es incondicional e inexplicable, es mi motor de vida y mi gran luz en el camino, junto con mi padre todo este camino ha sido por ellos y para ellos.

A mis hermanos, Laura Fonseca y Julián Fonseca, los dos ingenieros de la familia que han sido mi ejemplo a seguir en este camino para poder ser un ingeniero más en la familia, creciendo juntos, viviendo altas y bajas en la vida y sin duda fueron mi apoyo y de gran ayuda en mis procesos de estudio.

A mis amigos de la universidad, con los que estuve desde el primer semestre y los que conocí en el camino, todos fueron de gran apoyo para poder sacar cada semestre adelante y llegar a estas instancias de mi carrera.

A mi compañera de tesis, Laura Juliana Sierra, quien me acogió en este proyecto y con la que estuvimos trabajando día y noche para sacarlo adelante y quien me ayudó a hacerlo más llevadero.

Este logro no es solo mío, es de mis padres principalmente que han estado siempre presentes en mi vida y de todas las personas mencionadas y de aquellas que hicieron parte de este proceso universitario.

Víctor Manuel Fonseca Ramírez.

## AGRADECIMIENTOS

Los autores de este libro agradecemos principalmente a Dios por ser nuestra guía en este camino de la vida, por darnos fortaleza para afrontar cada obstáculo y por regalarnos sabiduría y serenidad en cada momento difícil que se nos presentó durante nuestro proceso universitario.

A la Universidad Industrial De Santander, especialmente a la Escuela de Ingeniería de Petróleos y todos los docentes y administrativos que la conforman, por brindarnos las mejores herramientas para poder llevar a cabo nuestra formación académica, para cumplir con nuestro sueño de ser ingenieros y culminar este proyecto universitario.

A nuestro director de tesis, Manuel Enrique Cabarcas Simancas, un gran docente y profesional, por su paciencia durante la realización de este trabajo y por brindarnos el apoyo y conocimiento en este proceso como director para poder lograr cumplir con este último paso universitario.

A todos aquellos ingenieros quienes nos apoyaron con sus conocimientos y palabras de aliento en este proceso, nuestros más sinceros agradecimientos.

A nuestros compañeros quienes se convirtieron en amigos y familia.

**Tabla de contenido**

1.	Introducción .....	15
2.	Objetivos .....	16
2.1.	Objetivo General .....	16
2.2.	Objetivos Específicos .....	16
3.	Gas Natural .....	17
3.1.	Generalidades .....	17
3.2.	Origen del gas natural .....	17
3.3.	Composición del gas natural .....	18
3.4.	Propiedades del gas natural .....	19
3.4.1.	Poder calorífico .....	19
3.4.2.	Densidad .....	20
3.4.3.	Peso molecular .....	21
3.4.4.	Capacidad Calorífica.....	21
3.5.	Clasificación del gas natural .....	22
3.6.	Procesamiento del gas natural .....	25
3.7.	Uso del Gas Natural .....	28
4.	Sistema De Tratamiento.....	29

4.1.	Refrigeración mecánica.....	31
4.2.	Plantas de Refrigeración con Propano .....	33
4.2.1.	Equipos de una planta de refrigeración con propano .....	34
4.3.	Punto de rocío.....	36
4.3.1.	Importancia en la operación de plantas de refrigeración .....	37
4.3.2.	Relación con la operación de los equipos .....	38
4.3.3.	Factores que afectan el punto de rocío en la refrigeración con propano .....	39
4.4.	Principios termodinámicos en plantas de refrigeración con propano .....	40
4.4.1.	Balance de energía en ciclos de refrigeración.....	41
4.4.2.	Ecuación de Peng Robinson.....	42
4.4.3.	Propiedades Físicas Críticas De Hidrocarburos.....	43
4.4.4.	Equilibrio Vapor-Líquido (VLE).....	44
5.	Metodología .....	45
5.1.	Proceso de refrigeración con propano .....	45
5.1.1.	Ciclo simple .....	46
5.1.2.	Ciclo con economizador .....	46
5.2.	Modelo de simulación .....	47
5.2.1.	Justificación del uso de la simulación en estado estable.....	47
5.2.2.	Ecuaciones fundamentales del proceso.....	48

5.2.3.	Suposiciones y simplificaciones para la construcción del modelo .....	50
5.3.	Condiciones operativas .....	52
5.3.1.	Cromatografía del gas .....	52
5.3.2.	Condiciones de operación y restricciones de diseño.....	54
5.3.3.	Aproximaciones en el circuito de recirculación del propano.....	57
5.4.	Simulación de la refrigeración con propano en estado estable con ciclo simple ...	58
5.5.	Simulación de la refrigeración con propano en estado estable con un ciclo con economizador (Tanque Flash).....	78
5.6.	Métodos de solución numérica y algoritmos de convergencia .....	86
5.7.	Comparación de desempeño del ciclo con refrigerante .....	88
6.	Análisis del resultado.....	92
6.1.	Comparación entre ciclo simple y ciclo con economizador.....	92
6.2.	Análisis del comportamiento térmico .....	93
6.3.	Análisis del comportamiento energético .....	95
6.4.	Análisis del coeficiente de rendimiento (COP).....	96
7.	Validación del modelo frente a la literatura.....	111
8.	Conclusiones.....	115
9.	Recomendaciones .....	117
10.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	119

**Lista de tablas**

<b>Tabla 1.</b> Composición según la clasificación del gas natural por su origen. ....	24
<b>Tabla 2.</b> Contaminantes presentes en el gas natural.....	25
<b>Tabla 3.</b> Cromatografía del gas.....	53
<b>Tabla 4.</b> Propiedades del C7+. ....	54
<b>Tabla 5.</b> Condiciones de operación y restricción de diseño. ....	56
<b>Tabla 6.</b> Comparación de parámetros del compresor.....	89
<b>Tabla 7.</b> Comparación de parámetros del Condensador. ....	90
<b>Tabla 8.</b> Comparación de parámetros de la válvula. ....	90
<b>Tabla 9.</b> Comparación de parámetros del Chiller. ....	91
<b>Tabla 10.</b> Parámetros de la salida de líquido del tanque flash. ....	91
<b>Tabla 11.</b> Resultados de la variación de la presión de entrada. ....	98
<b>Tabla 12.</b> Resultados de la variación de la temperatura del gas de ventas ..... 102	102
<b>Tabla 13.</b> Resultados de la variación de la pureza del gas de entrada. ....	107
<b>Tabla 14.</b> Pureza del gas de entrada vs Energía del compresor. ....	110

**Lista de figuras**

<b>Figura 1.</b> Componentes ingresados en Aspen Hysys.....	58
<b>Figura 2.</b> Selección de la ecuación de estado en Aspen Hysys.....	59
<b>Figura 3.</b> Composición del gas en Aspen Hysys. ....	60
<b>Figura 4.</b> Condiciones de entrada del gas en Aspen Hysys. ....	61
<b>Figura 5.</b> Primera parte de la simulación. ....	62
<b>Figura 6.</b> Envoltente del Gas de entrada. ....	63
<b>Figura 7.</b> Envoltente del Gas de ventas.....	64
<b>Figura 8.</b> Compresor del ciclo de propano en la simulación. ....	65
<b>Figura 9.</b> Condensador del ciclo de propano en la simulación. ....	66
<b>Figura 10.</b> Válvula de expansión del ciclo de propano en la simulación.....	67
<b>Figura 11.</b> Intercambiador de calor del ciclo de propano en la simulación. ....	68
<b>Figura 12.</b> Simulación de la planta de refrigeración con propano. ....	69
<b>Figura 13.</b> Envoltente del gas de ventas después de la refrigeración con propano.....	70
<b>Figura 14.</b> Creación de la corriente clon "HC Dew Point" en Aspen Hysys. ....	71
<b>Figura 15.</b> Configuración de la operación Adjust en Aspen Hysys.....	72
<b>Figura 16.</b> Temperatura ajustada de la corriente clon en Aspen Hysys.....	73
<b>Figura 17.</b> Temperatura de la corriente G3 después del ajuste en Aspen Hysys. ....	74
<b>Figura 18.</b> Envoltente del gas de ventas con los ajustes de la simulación en Aspen Hysys. ....	75
<b>Figura 19.</b> Simulación completa del sistema de refrigeración con propano en Aspen Hysys. ....	76
<b>Figura 20.</b> Diagrama de flujo del ciclo simple de refrigeración con propano. ....	77

<b>Figura 21.</b> Compresor del ciclo de propano con economizador en la simulación. ....	78
<b>Figura 22.</b> Primer condensador del ciclo de propano con economizador en la simulación.....	79
<b>Figura 23.</b> Segundo condensador del ciclo de propano con economizador en la simulación.....	80
<b>Figura 24.</b> Válvula de expansión del ciclo de propano con economizador en la simulación. ....	80
<b>Figura 25.</b> Tanque flash del ciclo de propano con economizador en la simulación. ....	81
<b>Figura 26.</b> Intercambiador de calor con coraza del ciclo de propano con economizador en la simulación. ....	82
<b>Figura 27.</b> Mezclador del ciclo de propano con economizador en la simulación.....	83
<b>Figura 28.</b> Simulación del ciclo de refrigeración con propano utilizando economizador con tanque flash. ....	84
<b>Figura 29.</b> Envolverte del gas de ventas de la simulación con economizador en Aspen Hysys.	85
<b>Figura 30.</b> Diagrama de flujo del ciclo de refrigeración con economizador. ....	86
<b>Figura 31.</b> Presión de entrada vs Flujo de propano.....	99
<b>Figura 32.</b> Presión de entrada vs Duty del chiller.....	100
<b>Figura 33.</b> Presión de entrada vs Energía del compresor.....	101
<b>Figura 34.</b> Temperatura del gas de ventas vs Flujo de propano. ....	104
<b>Figura 35.</b> Temperatura del gas de ventas vs Duty del chiller.....	105
<b>Figura 36.</b> Temperatura del gas de ventas vs Energía del compresor.....	106
<b>Figura 37.</b> Pureza del gas de entrada vs Flujo de propano. ....	108
<b>Figura 38.</b> Pureza del gas de entrada vs Duty del chiller.....	109

## Resumen

**Título:** Simulación de procesos de una planta de refrigeración de gas natural con propano para el control de punto de rocío de hidrocarburos \*

**Autores:** Laura Juliana Sierra Leal y Víctor Manuel Fonseca Ramírez \*\*

**Palabras Claves:** Simulación, refrigeración, gas natural, punto de rocío, propano.

### Descripción:

El gas natural debe cumplir con ciertos parámetros de calidad para poder ser transportado y comercializado, y uno de los más importantes es el punto de rocío de hidrocarburos. En este trabajo se evaluó el desempeño de una planta de refrigeración con propano mediante la construcción de un modelo de simulación en estado estable, desarrollado en Aspen HYSYS, con el fin de analizar cómo diferentes configuraciones de ciclo influyen en la eficiencia global del sistema. Se compararon dos esquemas principales: el ciclo simple de expansión directa y el ciclo con economizador, incorporando un tanque flash como estrategia de optimización. El modelo se construyó a partir de balances de masa y energía, definiendo condiciones representativas de operación industrial, y posteriormente se validó con datos reportados en la literatura. Los resultados mostraron que la incorporación del economizador reduce el consumo de energía y mejora la eficiencia térmica del proceso, consolidándose como una alternativa más confiable y eficiente que el ciclo simple para el control del punto de rocío de hidrocarburos. En conjunto, este estudio evidencia la utilidad de la simulación de procesos como herramienta para analizar y proponer mejoras en sistemas de refrigeración con propano en la industria del gas natural.

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Ingeniería de Petróleos. Director: Manuel Enrique Cabarcas Simancas. M.Sc. Ingeniería Química

### Abstract

**Title:** Process simulation of a natural gas refrigeration plant with propane for hydrocarbon dew point control \*

**Authors:** Laura Juliana Sierra Leal y Víctor Manuel Fonseca Ramírez \*\*

**Keywords:** Simulation, refrigeration, natural gas, dew point, propane

### Description

Natural gas must meet certain quality standards to ensure safe transport and commercialization, and one of the most important parameters is the hydrocarbon dew point. This study evaluated the performance of a propane refrigeration plant by developing a steady-state process simulation in Aspen HYSYS, aiming to analyze how different cycle configurations affect the overall efficiency of the system. Two main schemes were compared: a simple direct expansion cycle and a cycle with an economizer, including a flash tank as an optimization strategy. The model was built using mass and energy balances, defining operating conditions representative of industrial plants, and results were validated against data reported in the literature. The analysis showed that incorporating the economizer reduces energy consumption and improves thermal efficiency, making it a more reliable and efficient alternative than the simple cycle for controlling the hydrocarbon dew point. Overall, this study demonstrates the value of process simulation as a tool to analyze and propose improvements in propane refrigeration systems within the natural gas industry.

\* Undergraduate Thesis

\*\* Faculty of Physicochemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Petroleum Engineering. Director: Manuel Enrique Cabarcas Simancas. M.Sc. Chemical Engineering.

## 1. Introducción

El procesamiento del gas natural es esencial para su comercialización y transporte, ya que garantiza su calidad y evita problemas operativos. Un desafío clave en este proceso es la eliminación de hidrocarburos pesados, cuya condensación en equipos y tuberías puede afectar la eficiencia del sistema y generar riesgos operacionales. Para mitigar estos efectos, una de las tecnologías más utilizadas es la refrigeración con propano, que reduce la temperatura del gas hasta su punto de rocío, facilitando la separación de líquidos no deseados.

El desempeño de estas plantas depende de factores como la configuración del sistema, la eficiencia térmica de los intercambiadores de calor y la composición del gas de alimentación. En este contexto, la simulación de procesos se convierte en una herramienta clave para evaluar y optimizar el sistema sin la necesidad de realizar pruebas experimentales costosas.

Este proyecto tiene como objetivo evaluar el desempeño de una planta de refrigeración de gas natural con propano mediante simulación en Aspen HYSYS. Se analizarán dos configuraciones del sistema: un ciclo simple con expansión directa y un ciclo con economizador, comparando su eficiencia en la mejora de la calidad del gas. Además, se estudiará el impacto de distintos parámetros operativos y se validarán los resultados con datos experimentales de la literatura.

Los hallazgos de esta investigación permitirán proponer estrategias para optimizar el proceso, mejorar la eficiencia energética y reducir costos operativos, contribuyendo así a la sostenibilidad de la industria del gas natural.

## 2. Objetivos

### 2.1. Objetivo General

Evaluar el desempeño de una planta de refrigeración de gas natural con propano para el control de punto de rocío de hidrocarburos, mediante simulación de procesos en estado estable.

### 2.2. Objetivos Específicos

- Realizar una revisión de la literatura relacionada con los procesos involucrados en una planta de refrigeración de gas natural con propano, con el objetivo de comprender los principios termodinámicos que afectan el control del punto de rocío de hidrocarburos en el sistema.
- Construir un modelo de simulación de procesos en estado estable que represente el funcionamiento de una planta de refrigeración de gas natural con propano, integrando aspectos como la transferencia de calor, la termodinámica de los fluidos y las propiedades físicas de los hidrocarburos.
- Utilizar el modelo de simulación desarrollado para investigar y evaluar el efecto de diferentes parámetros operativos y de diseño en el control del punto de rocío de hidrocarburos.
- Proponer estrategias y recomendaciones para mejorar el control del punto de rocío de hidrocarburos en una planta de refrigeración de gas natural con propano.

### **3. Gas Natural**

#### **3.1. Generalidades**

Actualmente el gas es una de las fuentes energéticas más importantes en Colombia. Si bien fue usado en algunos campos y de manera esporádica en los años 50, fue en la década de los 70 cuando se descubrió gas en La Guajira que inició su verdadero desarrollo y pasó de ser un subproducto del petróleo sin mayor importancia a ser materia prima en la industria petroquímica, una fuente importante en la generación de electricidad y como fuente de combustible (García, 2018).

Los yacimientos más importantes del país se encuentran en los departamentos de Casanare, La Guajira y Córdoba, los cuales han permitido consolidar el gas natural como un recurso estratégico para el abastecimiento energético y el crecimiento industrial de Colombia (Ministerio de Minas y Energía, 2020).

#### **3.2. Origen del gas natural**

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos que se forma a partir de la descomposición de materia orgánica, principalmente microorganismos marinos y restos vegetales, sometidos a condiciones extremas de temperatura y presión a lo largo de millones de años. Este proceso ocurre en el subsuelo, dentro de formaciones sedimentarias profundas, donde la materia orgánica se transforma en hidrocarburos debido a la acción de microorganismos

anaeróbicos y reacciones químicas inducidas por el calor. Dependiendo de su entorno geológico, el gas natural puede encontrarse en yacimientos convencionales, atrapado en rocas porosas bajo una capa de roca impermeable, o en depósitos no convencionales como lutitas y arenas compactas. Su formación está estrechamente relacionada con la del petróleo y, en muchos casos, ambos recursos se encuentran asociados en el mismo yacimiento (Speight, 2019).

### 3.3. Composición del gas natural

El gas natural es una mezcla predominantemente compuesta por metano ( $\text{CH}_4$ ), que generalmente representa el mayor porcentaje de su contenido. Sin embargo, también contiene otros hidrocarburos livianos como etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propano ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ) y butano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), cuya proporción varía según el yacimiento de origen. Además, puede contener impurezas como nitrógeno ( $\text{N}_2$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ) y trazas de helio ( $\text{He}$ ) y mercurio ( $\text{Hg}$ ). La presencia de estos componentes no solo influye en su poder calorífico y comportamiento termodinámico, sino también en los procesos de tratamiento requeridos para su comercialización y transporte.

Dependiendo de su composición, el gas natural puede clasificarse en seco, cuando el contenido de metano es elevado y los hidrocarburos más pesados son mínimos, o en húmedo, cuando contiene proporciones significativas de etano, propano y otros compuestos más pesados que pueden ser extraídos como líquidos de gas natural (NGL) (GPSA, 2015).

La proporción de hidrocarburos pesados presentes en el gas natural tiene un impacto directo en su punto de rocío de hidrocarburos. Un gas con mayor contenido de etano, propano,

butanos y fracciones más pesadas tiende a condensar a presiones y temperaturas más altas, lo que representa un riesgo para el transporte y la integridad de los ductos. Por ello, es necesario controlar dicho punto de rocío y garantizar que el gas cumpla las especificaciones de comercialización (Mokhatab *et al.*, 2019; Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011).

### **3.4. Propiedades del gas natural**

#### **3.4.1. Poder calorífico**

El poder calorífico del gas natural es la cantidad de energía liberada durante su combustión completa en condiciones estándar. Este valor depende de su composición y se expresa en mega julios por metro cúbico ( $MJ/m^3$ ) o BTU por pie cúbico ( $BTU/ft^3$ ).

- Poder Calorífico Superior (PCS): Incluye el calor liberado por la combustión, considerando la condensación del vapor de agua generado.
- Poder Calorífico Inferior (PCI): Excluye el calor de condensación del agua, representando la energía disponible en aplicaciones donde el vapor no se recupera.

El poder calorífico del gas natural está determinado principalmente por su contenido de metano ( $CH_4$ ), mientras que la presencia de etano, propano y butanos puede incrementarlo.

Además, la fracción de hidrocarburos más pesados no solo incrementa el poder calorífico, sino que también influye en el comportamiento de fases del gas, dado que dichos componentes

tienden a condensar a presiones y temperaturas más altas, afectando directamente su punto de rocío (*Mokhatab et al., 2019*).

### 3.4.2. Densidad

La densidad es una propiedad física que indica la cantidad de masa contenida en un determinado volumen de una sustancia. En el caso del gas natural, su densidad depende de su composición y de las condiciones de presión y temperatura en las que se mida. Se expresa en kilogramos por metro cúbico ( $Kg/m^3$ ) o libras por pie cúbico ( $lb/ft^3$ ).

- Densidad Absoluta: es la relación entre su masa y el volumen que ocupa en condiciones específicas de presión y temperatura. Se calcula mediante la ecuación de estado de los gases ideales o con ecuaciones de comportamiento real cuando se incluyen efectos de compresibilidad.

$$\rho = \frac{PM}{ZRT} \quad (1)$$

Donde Z se obtiene a partir de correlaciones o diagramas de compresibilidad y depende de la presión, la temperatura y la composición del gas (*Cengel & Boles, 2019*).

- Densidad Relativa: también conocida como gravedad específica del gas, es la relación entre la densidad del gas natural y la densidad del aire seco en las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$\gamma_g = \frac{\rho_{gas\ natural}}{\rho_{aire}} \quad (2)$$

### 3.4.3. Peso molecular

Es la masa promedio de una molécula de gas, expresada en gramos por mol ( $g/mol$ ) o kilogramos por kilomol ( $kg/kmol$ ). Dado que el gas natural es una mezcla de varios compuestos, su peso molecular se obtiene como un valor ponderado en función de la fracción molar de cada componente.

$$M_{gas} = \sum_{i=1}^n (Y_i)(M_i) \quad (3)$$

Definiendo  $Y_i$  como la fracción molar de un componente  $i$ , de peso  $M_i$  en una mezcla de  $n$  componentes (Smith, Van Ness & Abbott, 2005).

### 3.4.4. Capacidad Calorífica

Es la cantidad de energía en forma de calor requerida para aumentar la temperatura de una unidad de masa o de una mol de gas en un grado Kelvin (K) o Celsius ( $^{\circ}C$ ), bajo condiciones

de volumen constante o presión constante. Este parámetro es clave en el análisis térmico del gas natural, ya que influye en su comportamiento en procesos industriales como la combustión, el transporte y la refrigeración

- Capacidad calorífica a volumen constante ( $C_v$ ): Se mide cuando el gas no cambia de volumen y es relevante en análisis termodinámicos cerrados.
- Capacidad calorífica a presión constante ( $C_p$ ): Se mide cuando el gas puede expandirse a presión constante, siendo más relevante en procesos industriales y de combustión.

### 3.5. Clasificación del gas natural

El gas natural puede clasificarse en función de su composición y condiciones de producción. Una de las clasificaciones más comunes es la que distingue entre gas seco y gas húmedo.

- **Gas Seco:** Compuesto principalmente por metano, con un bajo contenido de hidrocarburos más pesados. Es ideal para el consumo residencial e industrial, ya que no requiere un procesamiento extenso.
- **Gas Húmedo:** Contiene proporciones significativas de etano, propano y butano, lo que permite la extracción de líquidos del gas natural (NGLs) para su aprovechamiento en la industria petroquímica.

Otra clasificación relevante para el gas natural es según su modo de almacenamiento y transporte.

- **Gas natural comprimido (GNC):** Almacenado a alta presión en estado gaseoso, utilizado principalmente en aplicaciones vehiculares e industriales.
- **Gas natural licuado (GNL):** Enfriado a temperaturas criogénicas para su transporte marítimo y almacenamiento en grandes volúmenes, facilitando su distribución a mercados alejados de los centros de producción.

Asimismo, el gas natural también se puede clasificar teniendo en cuenta un factor clave como lo es su origen

- **Gas natural asociado:** Se encuentra en yacimientos de petróleo, ya sea como una capa de gas libre sobre el crudo o disuelto en el mismo bajo condiciones de alta presión y temperatura.
- **Gas no asociado:** Extraído de formaciones geológicas que contienen únicamente gas natural, sin presencia de petróleo. Suele presentar menor proporción de etano en comparación con el gas asociado.

La tabla 1 muestra los porcentajes en que se encuentra cada componente en la clasificación del gas natural por su origen.

**Tabla 1.** Composición según la clasificación del gas natural por su origen.

<b>Componente</b>	<b>Formula</b>	<b>Gas no asociado</b>	<b>Gas asociado</b>
<b>Metano</b>	CH <sub>4</sub>	95 - 98 %	~ 81 %
<b>Etano</b>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1 - 3 %	~ 5,5 %
<b>Propano</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5 - 1 %	~ 6,6 %
<b>Butano</b>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2 - 0,5 %	~ 4,0 %
<b>Pentano</b>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2 - 0,5 %	~ 1,4 %
<b>Dióxido de carbono</b>	CO <sub>2</sub>	0 - 8%	~ 0,17 %
<b>Nitrógeno</b>	N <sub>2</sub>	0 - 5 %	~ 1,0+ %
<b>Ácido sulfhídrico</b>	H <sub>2</sub> S	0 - 5 %	Trazas
<b>Otros</b>	A, He, Ne, Xe	Trazas	Trazas

Nota. Elaborado por los autores teniendo en cuenta que los valores son representativos y pueden variar dependiendo de las características específicas de los yacimientos. La composición del gas asociado se basa en datos reportados en el artículo Associated Petroleum Gas (APG) (Wikipedia 2025) mientras que los valores de gas no asociado corresponden a rangos típicos

reportados en literatura técnica (Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, *Mokhatab et al., 2019*).

### 3.6. Procesamiento del gas natural

El procesamiento del gas natural es un conjunto de operaciones destinadas a acondicionar el gas extraído de los yacimientos para su comercialización y transporte. Dado que el gas natural suele encontrarse mezclado con agua, hidrocarburos líquidos y otros compuestos no deseados, es necesario someterlo a diversos tratamientos para garantizar su calidad y cumplir con las especificaciones requeridas por los consumidores.

La tabla 2 indica los principales contaminantes presentes en el gas natural antes de su procesamiento, junto con los problemas que estos pueden ocasionar en la infraestructura y en el uso final del gas (*Mokhatab et al., 2019*).

**Tabla 2.** *Contaminantes presentes en el gas natural.*

Estado de la impureza	Impureza	Problema
Sólida	Arena, cemento, productos de corrosión, parafinas, asfaltos, sales.	Erosión en tuberías, taponamiento de válvulas e instrumentación, formación de depósitos en líneas

		de flujo, reducción en la eficiencia de los procesos.
Líquida	Agua libre, aceites, condensados, aditivos, emulsiones.	Pérdida de eficiencia en procesos de compresión, adsorción y transporte, formación de hidratos, corrosión interna, inexactitud en la medición de flujo.
Gaseosa	Vapor de agua, gases ácidos (CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, COS), inertes (N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> ), mercaptanos, helio.	Formación de hidratos que interrumpen el flujo, corrosión en tuberías y equipos, contaminación ambiental, reducción del poder calorífico, afectación de la combustión.

Nota: Adaptado de Mokhatab et al. (2019).

El procesamiento del gas natural se desarrolla a través de una serie de etapas sucesivas diseñadas para remover impurezas y adecuar el fluido a las especificaciones de transporte y comercialización.

El proceso comienza con la separación primaria, en la cual se eliminan el agua libre y los hidrocarburos líquidos mediante separadores bifásicos o trifásicos. Posteriormente, el gas pasa

por una etapa de deshidratación, donde se remueven trazas de agua para evitar la formación de hidratos y la corrosión interna en las tuberías. Los métodos más utilizados en esta etapa incluyen la absorción con glicoles, como el trietilenglicol (TEG), y la adsorción con tamices moleculares (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011).

Además, es fundamental la remoción de contaminantes como el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y el sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), los cuales pueden causar corrosión y problemas ambientales. Para esto, se emplean procesos de absorción con aminas o separación criogénica. También se eliminan trazas de mercurio mediante lechos de adsorción, ya que este elemento puede dañar equipos sensibles como los intercambiadores de calor criogénicos (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011). En algunos casos, se requiere la remoción de nitrógeno para ajustar el poder calorífico del gas, lo que se logra mediante destilación criogénica o absorción selectiva (Mokhatab et al., 2019).

Una de las etapas más relevantes en el procesamiento del gas natural es la extracción de líquidos del gas natural (NGLs), que permite recuperar hidrocarburos valiosos como etano, propano y butanos. Este proceso se lleva a cabo mediante absorción con aceite, turbo expansores o refrigeración con propano (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011). Luego, los líquidos extraídos se someten a fraccionamiento por destilación, lo que resulta en productos de alto valor comercial como etano, gas licuado de petróleo (GLP: propano-butano) y gasolina natural ( $\text{C}_5+$ ) (Mokhatab et al., 2019).

Finalmente, el gas procesado se somete a una etapa de compresión y transporte, en la que se aumenta su presión para facilitar su distribución a través de gasoductos o su licuefacción para ser transportado en forma de gas natural licuado (GNL).

El gas natural tratado debe cumplir con normas internacionales como la ISO 13686 y las regulaciones establecidas por entidades como la American Petroleum Institute (API) y la Environmental Protection Agency (EPA) que aseguran calidad y seguridad para su distribución y comercialización.

### **3.7. Uso del Gas Natural**

El gas natural es una de las fuentes de energía más versátiles, utilizada en múltiples sectores debido a su eficiencia y menor impacto ambiental en comparación con otros combustibles fósiles (IEA, 2020). Su principal aplicación es en la generación de electricidad, donde se emplea en turbinas y plantas térmicas para producir energía con menores emisiones de carbono (BP, 2022).

En el sector industrial, el gas natural se emplea en procesos de calefacción, producción de vapor y en la manufactura de bienes, siendo especialmente relevante en industrias como la siderurgia, el vidrio, la cerámica y la petroquímica (Mokhatab, Poe, & Speight, 2019). Además, constituye una materia prima esencial para la síntesis de fertilizantes, metanol, plásticos y otros productos químicos (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011).

En el ámbito residencial y comercial, el gas natural resulta fundamental para la cocción de alimentos, la calefacción y el suministro de agua caliente, siendo considerado una fuente de energía confiable y económicamente competitiva (EIA, 2021). De igual manera, ha ganado protagonismo en el sector transporte mediante su uso como gas natural vehicular (GNV), una alternativa más limpia frente a la gasolina y el diésel, al reducir las emisiones de material particulado, óxidos de nitrógeno y dióxido de carbono (IEA, 2020).

Por otro lado, el gas natural cumple un papel estratégico en la transición energética mediante la producción de hidrógeno azul. A través del proceso de reformado con vapor de metano (SMR, Steam Methane Reforming), el gas natural reacciona con vapor de agua para generar hidrógeno, mientras que el dióxido de carbono producido puede ser capturado y almacenado, reduciendo el impacto ambiental del proceso (IEA, 2021; Mokhatab et al., 2019). Este hidrógeno se utiliza en aplicaciones industriales, refinación, producción de amoníaco y como fuente energética en sistemas de bajas emisiones de carbono.

#### **4. Sistema De Tratamiento**

Un sistema de refrigeración tiene como finalidad reducir la temperatura de un fluido por debajo de lo que sería posible empleando únicamente métodos convencionales de enfriamiento, como el uso de aire o agua a condiciones ambientales. En aplicaciones comunes, como los sistemas de climatización de edificios, el aire puede ser enfriado hasta temperaturas de aproximadamente 10 a 15 °C. Sin embargo, en procesos industriales más exigentes, como la

licuefacción de gases criogénicos, es posible alcanzar temperaturas extremadamente bajas, por ejemplo, la licuefacción del helio que ocurre alrededor de  $-268\text{ °C}$  (Mokhatab et al., 2019).

En el caso específico del procesamiento de gas natural, la temperatura de operación en un sistema de refrigeración dependerá fundamentalmente del objetivo del proceso. Si la finalidad es la recuperación de líquidos de gas natural (NGL, por sus siglas en inglés) de una corriente de gas producida, el análisis económico del proceso determinará la temperatura óptima de enfriamiento. Por otro lado, si el objetivo es alcanzar el punto de rocío de los hidrocarburos para separar componentes pesados y cumplir con las especificaciones de calidad del gas comercial, la temperatura de operación vendrá establecida por dicho punto de rocío en conjunto con la presión de procesamiento (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011).

Existen diversas tecnologías para la refrigeración de gases en la industria, cada una de ellas seleccionada en función de los requerimientos operativos, el nivel de enfriamiento deseado y la eficiencia del proceso. Sin embargo, esta investigación se enfocará específicamente en la refrigeración mecánica, una de las técnicas más utilizadas en el procesamiento de gas natural para el control del punto de rocío de hidrocarburos y la recuperación de líquidos valiosos (NGL).

La refrigeración mecánica se basa en un ciclo termodinámico que emplea un refrigerante, en este caso propano, que al evaporarse extrae calor de la corriente de gas natural, reduciendo su temperatura hasta los niveles necesarios para lograr la condensación y separación de los componentes pesados. Este método es ampliamente aplicado debido a su alta eficiencia energética, su capacidad de operar de forma continua y su adaptabilidad a diferentes escalas de producción (Bahadori, 2014).

De esta manera, los sistemas de refrigeración en el procesamiento de gas natural constituyen una etapa fundamental para garantizar tanto la calidad del gas comercializado como la valorización de los componentes pesados. Entre las tecnologías disponibles, la refrigeración mecánica con propano destaca por su efectividad en el control del punto de rocío de hidrocarburos y su relevancia en plantas de acondicionamiento de gas natural. En el siguiente apartado se describe en detalle el principio de operación de este sistema y su importancia dentro del esquema de procesamiento.

#### 4.1. Refrigeración mecánica

La refrigeración mecánica es el método más extendido en la industria del procesamiento de gas natural, debido a su eficiencia energética y capacidad de operación continua. Su principio se basa en el funcionamiento de una bomba de calor: transferir energía térmica desde una corriente de baja temperatura hacia un medio de mayor temperatura, proceso que requiere un aporte de trabajo mecánico generalmente suministrado por compresores eléctricos o accionados por turbinas (Mokhatab et al., 2019).

El ciclo de refrigeración por compresión se desarrolla en cuatro etapas principales:

- **Evaporación:** el refrigerante a baja presión ingresa al evaporador, donde absorbe calor de la corriente de gas natural y se vaporiza.
- **Compresión:** el vapor generado es comprimido, aumentando su presión y temperatura.

- **Condensación:** el vapor caliente fluye hacia el condensador, donde libera calor al ambiente o a un sistema de enfriamiento auxiliar, condensándose a estado líquido.
- **Expansión:** el líquido atraviesa una válvula de expansión, disminuyendo bruscamente su presión y temperatura, para reiniciar el ciclo en el evaporador.

Este proceso en circuito cerrado permite alcanzar temperaturas de enfriamiento imposibles de lograr con métodos convencionales de aire o agua, garantizando una operación estable y eficiente en plantas de procesamiento.

Las aplicaciones de la refrigeración mecánica en la industria del gas natural incluyen:

- Recuperación de líquidos del gas natural (NGLs) mediante enfriamiento profundo de la corriente.
- Control del punto de rocío de hidrocarburos, evitando condensaciones indeseadas durante el transporte por ductos.
- Condensación de reflujo en torres de fraccionamiento, como de-etanizadores y de-metanizadores.
- Almacenamiento refrigerado de productos como el gas licuado de petróleo (GLP).
- Etapas intermedias en la producción de gas natural licuado (GNL).

En síntesis, la refrigeración mecánica constituye una operación clave para el acondicionamiento del gas natural, ya que contribuye tanto a la calidad del gas comercializado como a la valorización de los hidrocarburos pesados. En este contexto, el uso de propano como refrigerante se ha consolidado como una de las alternativas más efectivas, gracias a sus

propiedades termodinámicas y su aplicabilidad en el control del punto de rocío de hidrocarburos (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011; Campbell & Whitson, 2018).

#### **4.2. Plantas de Refrigeración con Propano**

Una planta de refrigeración con propano es un sistema diseñado para enfriar corrientes de gas natural mediante un ciclo de compresión y expansión de propano como refrigerante. El objetivo principal de este sistema es reducir la temperatura del gas hasta un nivel suficiente para condensar y separar hidrocarburos pesados, lo que permite controlar el punto de rocío de los hidrocarburos y recuperar líquidos de gas natural (NGLs) de valor comercial.

El ciclo básico de una planta de refrigeración con propano opera de la siguiente manera: el propano líquido, al pasar por una válvula de expansión, experimenta una caída de presión que lo convierte en una mezcla bifásica de líquido y vapor a baja temperatura. Esta mezcla ingresa al evaporador (o chiller), donde absorbe calor del gas natural, reduciendo su temperatura y provocando la condensación de los componentes más pesados. El propano, ahora en fase vapor, es comprimido en un compresor que eleva su presión y temperatura. Posteriormente, pasa al condensador, donde cede calor al medio ambiente o a un sistema de enfriamiento auxiliar, retornando a estado líquido y completando así el ciclo (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011; Mokhatab, Poe, & Mak, 2019).

La elección del propano como refrigerante se debe a sus propiedades termodinámicas favorables, tales como su punto de ebullición relativamente bajo, alta capacidad de refrigeración

y disponibilidad a costos competitivos. Además, la refrigeración con propano resulta eficiente en términos energéticos y es ampliamente utilizada en el acondicionamiento de gas natural, ya que permite ajustar las especificaciones de transporte y comercialización, al tiempo que facilita la recuperación de productos líquidos valiosos como propano, butanos y gasolina natural (Bahadori, 2014).

En términos operativos, una planta de refrigeración con propano puede estar diseñada en uno o varios niveles de enfriamiento, lo cual permite alcanzar diferentes temperaturas según la composición del gas y las especificaciones del proceso. En configuraciones de una sola etapa, el sistema suele ser suficiente para condensar los hidrocarburos pesados principales, mientras que en diseños de múltiples etapas se logra un enfriamiento más profundo y selectivo. Esta flexibilidad en el diseño ha permitido que la refrigeración con propano se aplique de manera amplia en la industria del gas natural, ajustándose a distintas condiciones operativas y a los objetivos particulares de cada planta (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011; Mokhatab et al., 2019).

#### **4.2.1. Equipos de una planta de refrigeración con propano**

Una planta de refrigeración con propano se compone de varios equipos que permiten llevar a cabo el ciclo termodinámico de compresión, condensación, expansión y evaporación del refrigerante. Cada uno de estos equipos cumple una función específica dentro del proceso:

- **Compresor:** El condensador es el equipo donde el propano en fase de vapor se enfría y se transforma en líquido al liberar calor hacia un medio externo, como aire o agua de refrigeración. Su función principal es asegurar que el refrigerante se condense para ser recirculado en el sistema, manteniendo la continuidad del ciclo de refrigeración (Mokhatab et al., 2019).
- **Condensador:** El condensador es el equipo donde el propano en fase de vapor se enfría y cambia a estado líquido, liberando el calor absorbido en el ciclo de refrigeración. Esta transferencia de calor se realiza hacia un medio externo, como aire o agua de refrigeración. Su función principal es asegurar que el propano regrese a estado líquido para ser recirculado en el sistema, garantizando la continuidad y eficiencia del proceso (Mokhatab et al., 2019).
- **Válvula de expansión:** La válvula de expansión regula el paso del propano líquido desde el condensador hacia el evaporador, produciendo una disminución de presión y temperatura. Este cambio genera una mezcla líquida-vapor que permite la absorción de calor en el evaporador, facilitando así el proceso de enfriamiento del gas natural (Bahadori, 2014).
- **Evaporador (chiller):** El evaporador, también conocido como chiller, es el equipo donde el propano en estado líquido absorbe calor de la corriente de gas natural y se evapora. Su función principal es enfriar el gas hasta la temperatura necesaria para condensar y separar los hidrocarburos pesados, asegurando el control del punto de rocío en el proceso (Kidnay, Parrish, & McCartney, 2011).

- **Recipiente acumulador:** El recipiente acumulador, también llamado tanque de líquido o receptor, almacena el propano condensado proveniente del condensador antes de ingresar a la válvula de expansión. Su función es regular la cantidad de refrigerante en circulación y garantizar un suministro estable al sistema, evitando variaciones que puedan afectar la operación continua del ciclo (Campbell & Whitson, 2018).

### 4.3. Punto de rocío

El punto de rocío se define como la temperatura a la que un gas comienza a condensarse en líquido bajo una presión determinada. Es decir, representa la temperatura mínima a la que una mezcla gaseosa puede permanecer completamente en fase vapor antes de que componentes condensables, como agua o hidrocarburos pesados, inicien su transformación a líquido (Process Sensing, 2025; Zegaz, 2024).

Desde el enfoque termodinámico, el punto de rocío se alcanza cuando el gas se encuentra en equilibrio con su fase líquida; en esta condición, la presión y la temperatura permiten que los vapores coexistentes conserven su fase sin que se genere condensación adicional (Process Sensing, 2025).

En las plantas de procesamiento de gas natural, este concepto se aplica tanto al punto de rocío de hidrocarburos como al punto de rocío de agua, y es un parámetro fundamental para el diseño y operación de los sistemas de refrigeración. Controlar adecuadamente el punto de rocío

evita la formación de líquidos indeseados, protege los equipos de la planta, asegura la calidad del gas y contribuye a la eficiencia del proceso de acondicionamiento (Zegaz, 2024).

#### **4.3.1. Importancia en la operación de plantas de refrigeración**

El control del punto de rocío es un elemento esencial en la operación de plantas de refrigeración de gas natural con propano. Este parámetro permite determinar la temperatura mínima a la que el gas debe ser enfriado para garantizar la condensación controlada de componentes indeseables, como hidrocarburos pesados y agua, sin afectar la integridad del flujo gaseoso (Process Sensing, 2025; Zegaz, 2024).

Mantener el gas por encima de su punto de rocío en las etapas de transporte y procesamiento previene la formación de líquidos en tuberías y equipos, reduciendo riesgos de corrosión, obstrucciones y pérdida de eficiencia operativa. Por otro lado, enfriar el gas de manera adecuada por debajo del punto de rocío permite la eliminación efectiva de impurezas condensables, asegurando que el gas cumpla con los estándares de calidad requeridos para su distribución y comercialización.

En síntesis, la correcta determinación y monitoreo del punto de rocío contribuye a la seguridad, eficiencia y confiabilidad de la planta de refrigeración, y constituye un criterio indispensable en la toma de decisiones operativas, especialmente en sistemas donde el propano se utiliza como refrigerante para acondicionar gas natural (Process Sensing, 2025; Zegaz, 2024).

#### 4.3.2. Relación con la operación de los equipos

El punto de rocío, aunque no constituye un equipo físico, es un parámetro crítico que condiciona directamente el diseño y la operación de los sistemas de refrigeración en plantas de gas natural con propano. Su control permite ajustar las condiciones de temperatura y presión de los equipos, asegurando que el gas sea enfriado y acondicionado de manera eficiente sin comprometer la integridad de la instalación.

En este contexto, el chiller se opera para enfriar el gas a temperaturas cercanas o ligeramente por debajo del punto de rocío de los componentes condensables, garantizando la condensación controlada de líquidos como hidrocarburos pesados y agua (Process Sensing, 2025). El evaporador debe dimensionarse y ajustarse para manejar las condiciones de temperatura y presión correspondientes, evitando que se produzca condensación en etapas no deseadas. De manera complementaria, la válvula de expansión regula el flujo y la presión del refrigerante, manteniendo el sistema dentro del rango térmico que cumple con los criterios de punto de rocío, optimizando la transferencia de calor y protegiendo los equipos de la planta (Zegaz, 2024).

En conjunto, el punto de rocío funciona como un criterio termodinámico que guía la operación de los equipos de refrigeración, asegurando la correcta eliminación de líquidos condensables, protegiendo la integridad de los sistemas y garantizando que el gas natural cumpla con los estándares de calidad requeridos para su transporte y distribución (Process Sensing, 2025; Zegaz, 2024).

### 4.3.3. Factores que afectan el punto de rocío en la refrigeración con propano

El punto de rocío en los sistemas de refrigeración de gas natural con propano depende de múltiples factores que influyen en la temperatura a la que los componentes del gas comienzan a condensarse. Comprender estos factores es fundamental para el diseño, operación y control de los equipos de refrigeración.

- **Presión:** La presión del gas es un factor determinante. A medida que la presión aumenta, la temperatura del punto de rocío también se eleva, dado que los componentes condensables requieren más energía para mantenerse en fase gaseosa. Por ello, la regulación de la presión en chillers y tuberías es clave para mantener el gas en condiciones óptimas (Process Sensing, 2025).
- **Temperatura del sistema:** La temperatura de operación del chiller y de los equipos de refrigeración define si los componentes condensables permanecerán en fase vapor o se condensarán. Ajustar cuidadosamente la temperatura permite alcanzar el punto de rocío deseado, asegurando la condensación controlada de líquidos sin afectar la eficiencia de los equipos (Zegaz, 2024).
- **Composición del gas:** La presencia de componentes pesados, como C5+, C6+ y C7+, aumenta el punto de rocío. Estos hidrocarburos condensan antes que los más livianos, y su concentración determina la temperatura mínima de operación necesaria para evitar condensación no deseada en tuberías y equipos (Process Sensing, 2025). Además, la presencia de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S puede afectar levemente el punto de rocío de los hidrocarburos, por lo que también se considera en el diseño del sistema.

- **Contenido de agua:** El punto de rocío de agua es crítico para evitar la corrosión y proteger los equipos. La humedad del gas debe controlarse para prevenir la condensación prematura de agua en el sistema de refrigeración, lo cual podría dañar los chillers, evaporadores y tuberías (Zegaz, 2024).

En conjunto, estos factores son esenciales para establecer las condiciones de operación de los equipos de refrigeración y garantizar que el gas natural se acondicione adecuadamente, cumpliendo con las especificaciones de calidad y seguridad requeridas en la industria.

#### **4.4. Principios termodinámicos en plantas de refrigeración con propano**

Los sistemas de refrigeración de gas natural que utilizan propano operan bajo principios termodinámicos fundamentales que permiten comprender cómo se transfiere la energía, cómo se comportan las fases del gas y cómo se asegura la eficiencia de los equipos involucrados. Este conocimiento es esencial para el diseño, la operación y el control de las plantas de refrigeración, ya que influye directamente en el manejo del punto de rocío de los hidrocarburos, evitando la condensación no deseada y garantizando la calidad del gas procesado.

El análisis de estos principios abarca el estudio de balances de energía en los ciclos de refrigeración, la aplicación de ecuaciones de estado como Peng-Robinson, la consideración de las propiedades críticas de los hidrocarburos y la comprensión del equilibrio vapor-líquido (VLE). Estas herramientas permiten predecir con mayor precisión el comportamiento del gas natural y asegurar que los procesos de refrigeración se realicen de manera eficiente y segura (Çengel & Boles, 2019; Smith, Van Ness, & Abbott, 2005; Peng & Robinson, 1976).

#### 4.4.1. Balance de energía en ciclos de refrigeración

El análisis energético de un ciclo de refrigeración se basa en el primer principio de la termodinámica, que establece que la energía no se crea ni se destruye, sino que se transforma de una forma a otra. En los sistemas de refrigeración mecánica por compresión de vapor, como los que utilizan propano, los balances de energía permiten evaluar el rendimiento de cada equipo involucrado, incluyendo el compresor, el condensador, la válvula de expansión y el evaporador (Çengel & Boles, 2019).

En un volumen de control en estado estable, el balance de energía puede expresarse de forma general como:

$$Q - W = \sum m * (h_{salida} - h_{entrada}) \quad (4)$$

Donde:

- Q es el calor transferido
- W es el trabajo realizado
- m es el caudal másico
- h es la entalpía específica.

En el ciclo de refrigeración, la carga de refrigeración corresponde al calor absorbido por el evaporador, mientras que el trabajo de compresión se cuantifica en el compresor. La eficiencia del ciclo se evalúa mediante el Coeficiente de Desempeño (COP), definido como:

$$COP = \frac{Q_{evap}}{W_{comp}} \quad (5)$$

Este indicador permite comparar la operación real de la planta con los límites teóricos establecidos por el ciclo de Carnot, optimizando así la eficiencia energética del sistema (Smith, Van Ness, & Abbott, 2005).

#### 4.4.2. Ecuación de Peng Robinson

La ecuación de estado de Peng-Robinson es uno de los modelos más utilizados en la industria del gas natural para describir el comportamiento presión-volumen-temperatura (PVT) de los hidrocarburos. Propuesta en 1976, esta ecuación se adapta a condiciones de altas presiones y permite realizar cálculos precisos del equilibrio de fases en mezclas de gas natural (Peng & Robinson, 1976).

Su forma general se expresa como:

$$P = \frac{RT}{Vm - b} - \frac{a(T)}{V_m^2 + 2bVm - b^2} \quad (6)$$

Donde:

- P: Presión

- T: Temperatura
- $V_m$ : Volumen molar
- $a(T)$ : Función de atracción, dependiente de la temperatura y el factor acéntrico
- b: parámetro de repulsión (volumen excluido)

Esta ecuación se utiliza principalmente para predecir el comportamiento de los componentes del gas natural bajo diferentes condiciones de presión y temperatura, incluyendo la predicción del punto de rocío de hidrocarburos. Su aplicación permite diseñar y operar plantas de refrigeración de manera que se evite la formación de líquidos no deseados, lo cual es fundamental para mantener la calidad del gas y garantizar la eficiencia de los sistemas de refrigeración con propano.

#### **4.4.3. Propiedades Físicas Críticas De Hidrocarburos**

Las propiedades críticas de los hidrocarburos, como la temperatura crítica ( $T_c$ ), la presión crítica ( $P_c$ ) y el volumen crítico ( $V_c$ ), son parámetros fundamentales para la caracterización del gas natural y para los cálculos termodinámicos en procesos de refrigeración. Estas propiedades indican el límite por encima del cual una sustancia no puede licuarse, sin importar la presión aplicada (Smith, Van Ness, & Abbott, 2005).

En los sistemas de refrigeración de gas natural, estas propiedades son especialmente importantes:

- La temperatura crítica define el rango de operación seguro para evitar la condensación no deseada de los componentes del gas.
- La presión crítica determina la resistencia del gas a ser licuado durante la compresión.
- El factor acéntrico corrige las desviaciones del comportamiento real del gas respecto a modelos ideales y es clave para ecuaciones de estado como la de Peng-Robinson.

Conocer estas propiedades permite diseñar y operar los equipos de refrigeración de manera eficiente, asegurando que el gas se mantenga en fase vapor cuando sea necesario y contribuyendo al control del punto de rocío de hidrocarburos en la planta.

#### 4.4.4. Equilibrio Vapor-Líquido (VLE)

El control del punto de rocío en el gas natural requiere comprender el equilibrio de fases entre los hidrocarburos pesados y el gas en mezcla. El equilibrio vapor-líquido (VLE) describe las condiciones de temperatura, presión y composición bajo las cuales las fases de vapor y líquido coexisten de manera estable.

La condición de equilibrio se cumple cuando la fugacidad de cada componente en la fase líquida es igual a la fugacidad en la fase vapor:

$$f_i^L = f_i^V \quad (7)$$

Este principio permite determinar qué fracción de los hidrocarburos se condensará al reducir la temperatura del gas en presencia de propano. En la práctica, los cálculos de VLE se realizan mediante ecuaciones de estado que consideran las desviaciones del comportamiento ideal

de las mezclas de hidrocarburos, lo que es esencial para simular y controlar de manera precisa la operación de los sistemas de refrigeración (Prausnitz, Lichtenthaler, & Azevedo, 1999).

## **5. Metodología**

La metodología de este trabajo se basó en el uso de Aspen HYSYS, software desarrollado por la compañía AspenTech y ampliamente empleado en la industria del gas y petróleo. Esta herramienta permite simular procesos de manera detallada, representando operaciones como intercambiadores de calor, separadores, compresores y válvulas de expansión. Con su ayuda fue posible construir un modelo en estado estable de la planta de refrigeración con propano, integrando balances de energía y propiedades termodinámicas de los hidrocarburos para analizar el comportamiento del sistema y evaluar su desempeño bajo diferentes condiciones de operación.

### **5.1. Proceso de refrigeración con propano**

El proceso de refrigeración con propano se basa en un ciclo de compresión de vapor, en el cual el refrigerante circula de manera continua a través de diferentes equipos que permiten extraer calor de la corriente de gas natural. Su funcionamiento sigue principios termodinámicos básicos, donde el propano, gracias a sus propiedades físicas, actúa como un medio eficiente para absorber y transferir energía térmica.

La elección del propano como refrigerante responde a su bajo punto de ebullición, su buena capacidad de transferencia de calor y su disponibilidad en la industria, lo que lo ha convertido en una opción muy utilizada en plantas de procesamiento y acondicionamiento de gas natural. Sin embargo, su desempeño puede verse afectado por la presencia de impurezas, por lo cual es importante considerar la pureza del refrigerante dentro de la operación (GPSA, 2015).

Se analizan dos configuraciones del ciclo: el ciclo simple y el ciclo con economizador.

### **5.1.1. Ciclo simple**

En esta configuración, el propano atraviesa las siguientes etapas: primero es comprimido, aumentando su presión y temperatura; luego pasa por el condensador, donde libera calor y se convierte en líquido. Posteriormente, el líquido se expande a través de una válvula, disminuyendo su presión y temperatura, lo que le permite absorber calor del gas natural en el evaporador y enfriarlo. Finalmente, el propano en estado de vapor retorna al compresor para repetir el ciclo. Este esquema se caracteriza por su sencillez y por ser el más común en sistemas de refrigeración de pequeña y mediana escala.

### **5.1.2. Ciclo con economizador**

En esta configuración se incorpora un tanque flash que actúa como un separador intermedio. Parte del propano líquido se desvía para enfriar otra corriente de propano antes de ingresar al compresor, lo que permite un subenfriamiento que mejora la eficiencia del sistema.

Con este arreglo, el compresor trabaja con una menor carga térmica, lo que se traduce en ahorro de energía y en un mejor desempeño general de la planta. Aunque más complejo, este diseño se recomienda cuando se busca optimizar el consumo energético en procesos de gran escala (Khan, 2017).

Los principales equipos que conforman ambas configuraciones incluyen el compresor, el condensador, la válvula de expansión, el evaporador o chiller, el economizador (en el caso de la segunda configuración) y los separadores de líquidos. La interacción entre estos equipos garantiza la transferencia de calor necesaria para reducir la temperatura del gas natural y, con ello, controlar su punto de rocío.

## **5.2. Modelo de simulación**

### **5.2.1. Justificación del uso de la simulación en estado estable**

La simulación del sistema de refrigeración se plantea en estado estable, ya que este enfoque permite analizar el comportamiento del proceso bajo condiciones constantes de operación. Esta aproximación es apropiada porque el objetivo principal del trabajo es evaluar la eficiencia del ciclo de refrigeración con propano y su capacidad de reducir el punto de rocío del gas natural, aspectos que pueden representarse de manera confiable con un modelo estacionario.

Por otro lado, una simulación transitoria incorpora los efectos dinámicos del arranque, los cambios en el tiempo y las respuestas del sistema frente a variaciones de operación. Aunque este tipo de análisis es valioso en el ámbito del control y la operación en tiempo real, en la práctica el

diseño y evaluación de plantas de gas natural suele realizarse con modelos estacionarios, ya que estos permiten obtener resultados consistentes con menor complejidad computacional (Towler & Sinnott, 2013).

De acuerdo con los manuales técnicos de Aspen HYSYS, el uso de simulaciones en estado estable es el método más común para representar plantas de procesamiento de gas natural y estudiar el desempeño de equipos bajo condiciones de operación definidas (AspenTech, 2020).

### 5.2.2. Ecuaciones fundamentales del proceso

El modelo de simulación en estado estable se basa en la aplicación de las ecuaciones de conservación que describen el comportamiento de los sistemas termodinámicos. Estas ecuaciones permiten representar el flujo de materia y energía en los diferentes equipos que conforman el ciclo de refrigeración con propano.

- **Balance de masa:** El balance de masa establece que la suma de los flujos que entran a un sistema es igual a la suma de los flujos que salen, considerando también la acumulación. En estado estable, la acumulación es nula, por lo que la relación se expresa como:

$$\sum \dot{m}_{entrada} = \sum \dot{m}_{salida} \quad (8)$$

Donde:

- $\dot{m}$  = caudal másico de las corrientes.

Este principio garantiza la conservación de la materia en cada operación unitaria.

- **Balance de energía:** El balance de energía en un sistema abierto se expresa de manera general como:

$$\frac{dE_{sistema}}{dt} = \sum \dot{Q} - \sum \dot{W} + \sum \dot{m}_{entrada} \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right) - \sum \dot{m}_{salida} \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right) \quad (9)$$

Donde:

- $\dot{Q}$  = Calor transferido hacia el sistema
- $\dot{W}$  = Trabajo realizado por el sistema
- $h$  = Entalpía específica de las corrientes.
- $\frac{v^2}{2}$  = energía cinética
- $gz$  = Energía potencial

En el caso de la simulación de procesos en estado estable, la acumulación de energía en el sistema es nula ( $\frac{dE_{sistema}}{dt} = 0$ ). Adicionalmente, en aplicaciones de refrigeración y procesamiento de gas natural, las variaciones de energía cinética y potencial suelen ser despreciables frente a los cambios de entalpía. Con estas consideraciones, la ecuación se simplifica a:

$$\sum \dot{m}_{entrada} h_{entrada} + \dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_{salida} h_{salida} \quad (10)$$

Esta forma reducida es la que se implementa en Aspen HYSYS para resolver los balances de energía en los equipos de la planta, permitiendo cuantificar la transferencia de calor en los intercambiadores y el consumo de potencia en el compresor.

- **Balance de cantidad de movimiento:** Este balance se utiliza para representar las variaciones de presión y el transporte de momento lineal en los equipos. En términos generales, la ecuación se expresa como:

$$\sum F = \frac{d}{dt} (m \cdot v) \quad (11)$$

Donde:

- $F$  = Fuerzas aplicadas
- $m$  = Masa
- $v$  = Velocidad

En el contexto de la refrigeración, este balance se simplifica en forma de pérdidas de carga en tuberías e intercambiadores, y en el trabajo requerido en el compresor.

En conjunto, estos principios garantizan que la simulación en Aspen HYSYS refleje un comportamiento coherente con las leyes de la termodinámica y de la mecánica de fluidos, proporcionando resultados que pueden compararse con el desempeño real de una planta de refrigeración de gas natural.

### 5.2.3. Suposiciones y simplificaciones para la construcción del modelo

Para construir el modelo en Aspen HYSYS se adoptaron varias suposiciones que permiten simplificar el proceso sin perder su esencia ni comprometer la validez de los resultados.

Cada supuesto se seleccionó con base en criterios técnicos y literatura especializada:

- El modelo se trabajó en estado estable, sin considerar variaciones temporales de operación. Esta aproximación es válida dado que los objetivos del estudio se centran en el

comportamiento promedio del sistema bajo condiciones de operación típicas, y los efectos transitorios sobre las variables principales son mínimos (GPSA, 2015).

- Se consideró que el propano actúa como refrigerante puro, sin impurezas. Esto es razonable porque la concentración de contaminantes en corrientes de propano industrial es muy baja y no afecta significativamente las propiedades termodinámicas relevantes para la simulación (Sloan & Koh, 2008).
- Las pérdidas de calor al ambiente se despreciaron, asumiendo que toda la energía se intercambia dentro de los equipos. Este supuesto es consistente con prácticas de simulación de procesos donde los intercambiadores se modelan como sistemas adiabáticos, dado que las pérdidas externas suelen ser menores frente a los flujos de energía internos (GPSA, 2015).
- Los compresores se representaron como adiabáticos con eficiencia constante, lo cual simplifica los cálculos sin afectar la evaluación del desempeño global del sistema. Este enfoque es común en simulaciones de plantas de gas, donde la eficiencia se mantiene relativamente estable bajo las condiciones de operación consideradas (Sloan & Koh, 2008).
- En los intercambiadores de calor se asumieron condiciones ideales de transferencia de energía, sin ensuciamiento ni resistencia adicional. Esta simplificación es válida para evaluar la capacidad de diseño y desempeño teórico del equipo, siendo una práctica estándar en simulaciones preliminares (GPSA, 2015).
- Los separadores se modelaron bajo equilibrio de fases instantáneo utilizando el paquete Peng-Robinson. Este modelo de fluidos es adecuado para hidrocarburos ligeros y permite

predecir con precisión la separación de fases a las presiones y temperaturas del proceso (Sloan & Koh, 2008).

- El economizador se simplificó como un separador flash intermedio, sin añadir complejidades adicionales, dado que su función principal es recuperar refrigerante intermedio y la aproximación captura correctamente la transferencia de calor y la separación de fases relevante para la simulación (GPSA, 2015).

Estas suposiciones permiten construir un modelo funcional, coherente con el propósito del estudio y consistente con prácticas de simulación de plantas de recobro de líquidos.

### **5.3. Condiciones operativas**

#### **5.3.1. Cromatografía del gas**

Para la construcción de la simulación se utilizó una composición de gas natural representativa de condiciones típicas en yacimientos colombianos. En la Tabla 3 se presenta la cromatografía de entrada, donde el metano ( $CH_4$ ) constituye el componente predominante con una fracción molar de 0.89825. El resto de la mezcla está conformado por hidrocarburos más pesados, entre los que se destacan el etano (0.05030), el propano (0.02978) y menores proporciones de butanos, pentanos y un corte pesado agrupado como C7+.

El componente C7+ se representó en el simulador como un pseudocomponente, lo cual permite simplificar el modelado de los compuestos pesados y conservar un comportamiento termodinámico razonable del sistema. Para ello, se asignaron propiedades promedio como el peso molecular y la densidad líquida, las cuales se muestran en la Tabla 4. Esta aproximación es

común en la simulación de procesos de gas natural, donde no siempre se dispone de un análisis detallado de cada compuesto pesado individual (Sloan & Koh, 2008).

Adicionalmente, el gas contiene trazas de dióxido de carbono ( $CO_2$ ), sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), nitrógeno ( $N_2$ ) y agua ( $H_2O$ ), que, aunque presentes en pequeñas cantidades, se incluyen en el modelado por su influencia en el equilibrio de fases y en las especificaciones de calidad del gas tratado.

Estos valores se ingresaron al simulador como condición inicial de la corriente de alimentación, constituyendo el punto de partida para el análisis termodinámico y el diseño de las condiciones de operación del sistema.

**Tabla 3.** Cromatografía del gas.

<b>Componente</b>	<b>Fracción Molar</b>
Nitrógeno	0.00162
H <sub>2</sub> S	0.00004
CO <sub>2</sub>	0.01027
Metano	0.89825
Etano	0.05030
Propano	0.02978
i-Butano	0.00243
n-Butano	0.00264
I-Pentano	0.00113
n-Pentano	0.00092

n-Hexano	0.00095
C7+	0.00012
H2O	0.00155
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>

Nota: Elaborado por los autores a partir de una composición representativa de gas natural en Colombia. Los valores fueron ajustados para la simulación y se encuentran dentro de los rangos reportados en manuales de diseño de la industria del gas natural (GPSA, 2012).

**Tabla 4.** *Propiedades del C7+.*

<b>Propiedades del C7+</b>	
<b>Peso Molecular</b>	<b>Densidad líquida (lb/ft<sup>3</sup>)</b>
152	48.57

Nota: Elaborado por los autores. El corte pesado (C7+) fue tratado como pseudocomponente dentro del simulador. Las propiedades promedio de peso molecular y densidad líquida fueron tomadas de referencias estándar (Sloan & Koh, 2008; GPSA, 2012) y adaptadas para aproximar el comportamiento del gas de entrada.

### **5.3.2. Condiciones de operación y restricciones de diseño**

Las condiciones de operación y las restricciones de diseño constituyen la base para obtener una simulación confiable del proceso de recobro de líquidos. Estos parámetros definen el

rango de presiones, temperaturas, caudales y caídas de carga bajo los cuales se asegura la estabilidad del sistema, la eficiencia de los equipos y el cumplimiento de las especificaciones del gas tratado.

En este estudio se consideró un flujo de gas de 30 MMSCFD, valor representativo para plantas de mediana capacidad en Colombia (GPSA, 2015). La corriente de entrada se fijó en una presión de 600 psig y una temperatura de 95 °F, condiciones acordes con la operación típica de gasoductos de recolección y tratamiento primario (Sloan & Koh, 2008).

La temperatura de ventas se estableció en 80 °F, con el fin de cumplir criterios comerciales de transporte y asegurar la integridad de las líneas. En cuanto a las restricciones de diseño, se asumieron caídas de presión de 1 psig tanto en el intercambiador gas-gas como en el chiller, valores que permiten simplificar el modelo sin perder representatividad, ya que se mantienen dentro de los márgenes aceptados para este tipo de equipos (GPSA, 2015).

Finalmente, se fijó una temperatura ambiente de 100 °F, correspondiente a condiciones comunes en zonas de operación en Colombia, y se estimó que la corriente de gas que ingresa al separador frío alcanza los 20 °F, en coherencia con la reducción esperada después del enfriamiento en el chiller.

Los parámetros definidos se resumen en la Tabla 5, donde se presentan las condiciones de operación y las restricciones de diseño adoptadas para la simulación del proceso. Estos valores sirven como referencia base para la construcción del modelo en HYSYS y garantizan que la representación del sistema se mantenga dentro de los márgenes operativos característicos de plantas de recobro de líquidos.

**Tabla 5.** *Condiciones de operación y restricción de diseño.*

<b>Condición</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Flujo de gas	30	MMSCFD
Temperatura de la corriente de gas de entrada	95	°F
Presión de la corriente de gas de entrada	600	psig
Temperatura del gas de Ventas	80	°F
Caída de presión en el intercambiador gas-gas (lado de los tubos y lado de la coraza)	1	psig
Caída de presión en el chiller (lado de los tubos y lado de la coraza)	1	psig
Estimado Temperatura en la corriente de gas que ingresa al separador frio	20	°F
Temperatura ambiente	100	°F

Nota: Los valores presentados corresponden a condiciones de operación y restricciones de diseño asumidas para el desarrollo de la simulación. Estos parámetros representan rangos comúnmente utilizados en la industria del gas natural y permiten garantizar la coherencia del modelo con la operación real de una planta de recobro de líquidos. Elaborado por los autores.

### 5.3.3. Aproximaciones en el circuito de recirculación del propano

Para el circuito de recirculación de propano se establecieron algunas aproximaciones que permiten simplificar la simulación y organizar la información de manera más clara. Estas consideraciones sirven como punto de partida para definir el comportamiento del refrigerante dentro del sistema y orientar el análisis del proceso.

- El propano se encuentra puro
- Acercamiento en temperatura entre la corriente de gas que sale de los tubos del chiller y la corriente de propano que ingresa a la coraza del chiller =  $5^{\circ}\text{F}$ .
- Acercamiento en temperatura del condensador =  $25^{\circ}\text{F}$
- Temperatura de la corriente de propano que ingresa a la coraza del chiller = Temperatura de la corriente que ingresa al separador frío – Acercamiento en temperatura del chiller
- El condensador enfría la corriente de propano a una temperatura = Acercamiento en temperatura del condensador + Temperatura ambiente.
- La corriente que sale del condensador se encuentra como un líquido saturado (fracción de vapor) = 0
- La corriente que ingresa al compresor se encuentra como un vapor saturado (fracción de vapor) = 1

#### 5.4. Simulación de la refrigeración con propano en estado estable con ciclo simple

Para dar inicio a la simulación, se procede a cargar los componentes que conforman la mezcla de gas natural. Dentro de este conjunto se incluye el pseudocomponente C7+, el cual se define a partir de sus propiedades características para representar la fracción pesada de la corriente. En la Figura 1 se observa el registro de todos los compuestos ingresados en Aspen HYSYS, lo que garantiza la correcta representación de la composición del gas de alimentación.

*Figura 1. Componentes ingresados en Aspen Hysys.*

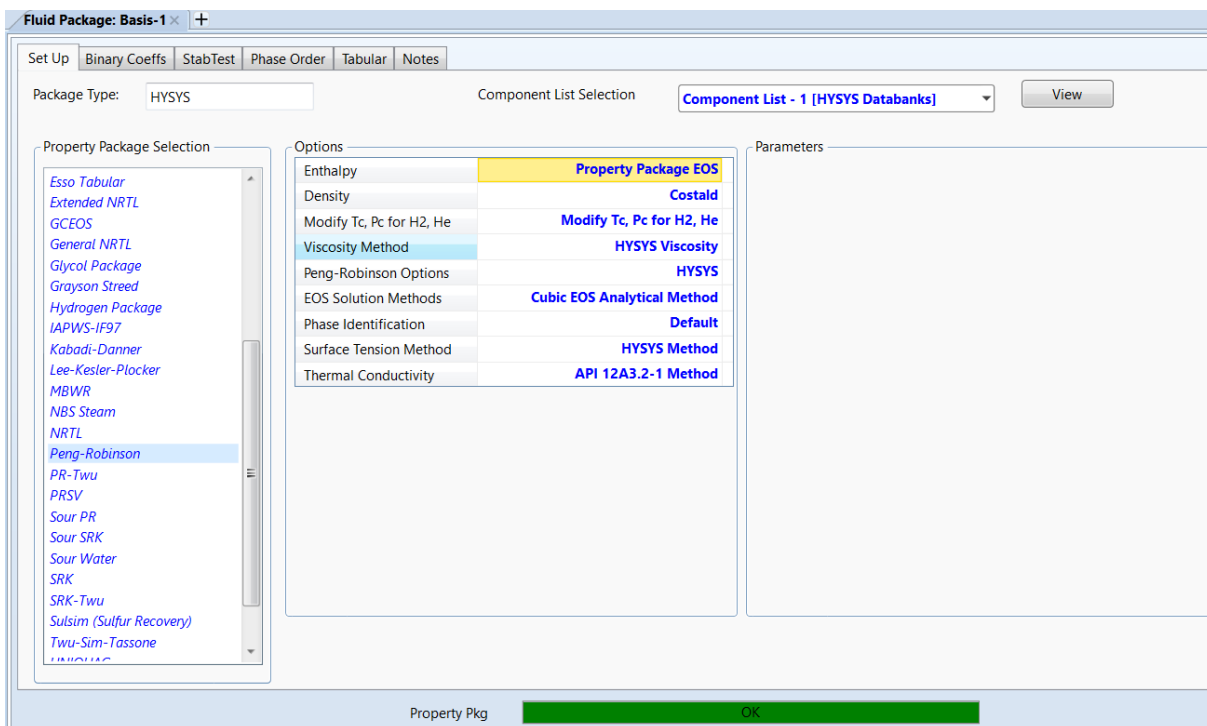
Component	Type	Group
Nitrogen	Pure Component	
H2S	Pure Component	
CO2	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
C7+*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
H2O	Pure Component	

Status: OK

Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Posteriormente, se selecciona el paquete termodinámico que registrará los cálculos de equilibrio y propiedades en la simulación. Para este caso se emplea la ecuación de estado de Peng-Robinson, ampliamente utilizada en el sector de gas y petróleo por su capacidad para predecir propiedades termodinámicas en mezclas de hidrocarburos bajo condiciones de alta presión y baja temperatura (Ahmed & Meehan, 2016; Mokhatab et al., 2019). Este modelo resulta adecuado para representar el equilibrio vapor-líquido y las propiedades críticas en procesos de acondicionamiento de gas natural (Austegard et al., 2017), y es recomendado por AspenTech (2020) como modelo base en la simulación de procesamiento de hidrocarburos. En la Figura 2 se muestra la selección de este modelo dentro de Aspen HYSYS, lo que asegura que los balances se realicen con la precisión requerida para las condiciones de operación planteadas.

**Figura 2.** Selección de la ecuación de estado en Aspen Hysys.



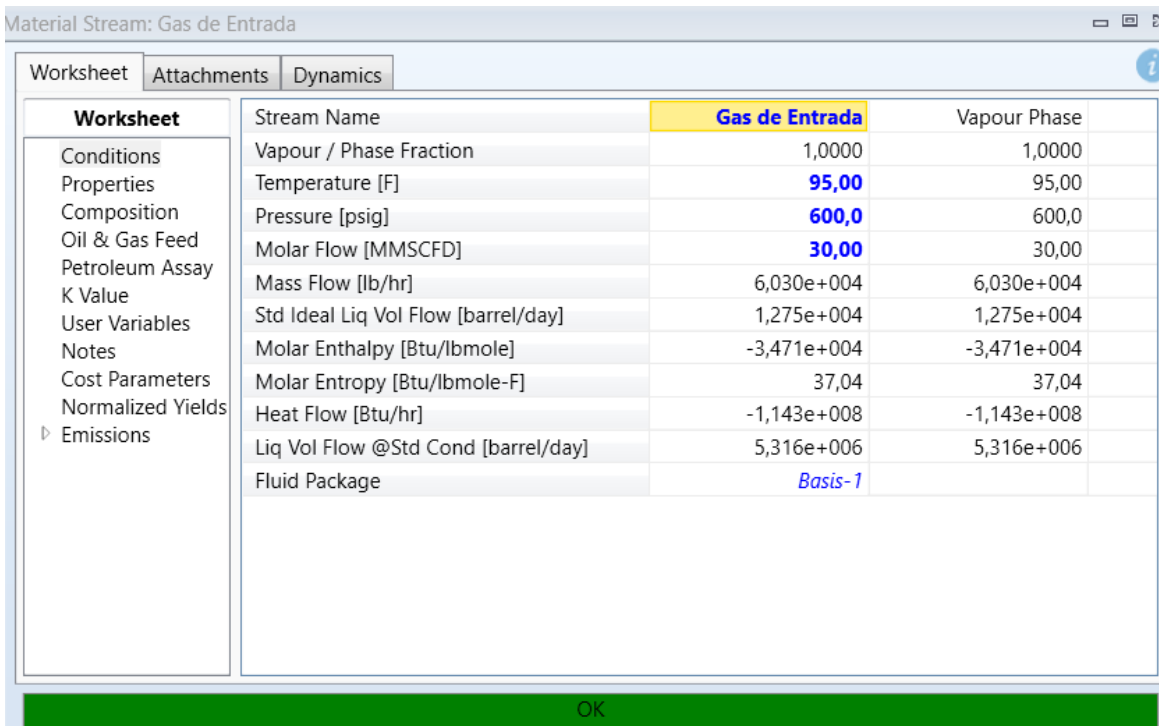
Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Luego de seleccionar el paquete termodinámico, se ingresa la composición del gas natural, como se muestra en la Figura 3. Después, se definen las condiciones de entrada de la corriente, cuyos valores de presión, temperatura y caudal pueden observarse en la Figura 4. A partir de esta información, Aspen HYSYS completa automáticamente otros datos que no se tenían al inicio, logrando una caracterización más detallada del fluido.

**Figura 3.** Composición del gas en Aspen Hysys.

	Mole Fractions	Vapour Phase
Nitrogen	0,0016	0,0016
H2S	0,0000	0,0000
CO2	0,0103	0,0103
Methane	0,8982	0,8982
Ethane	0,0503	0,0503
Propane	0,0298	0,0298
i-Butane	0,0024	0,0024
n-Butane	0,0026	0,0026
i-Pentane	0,0011	0,0011
n-Pentane	0,0009	0,0009
n-Hexane	0,0009	0,0009
C7+*	0,0001	0,0001
H2O	0,0015	0,0015
Total	1,00000	

Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

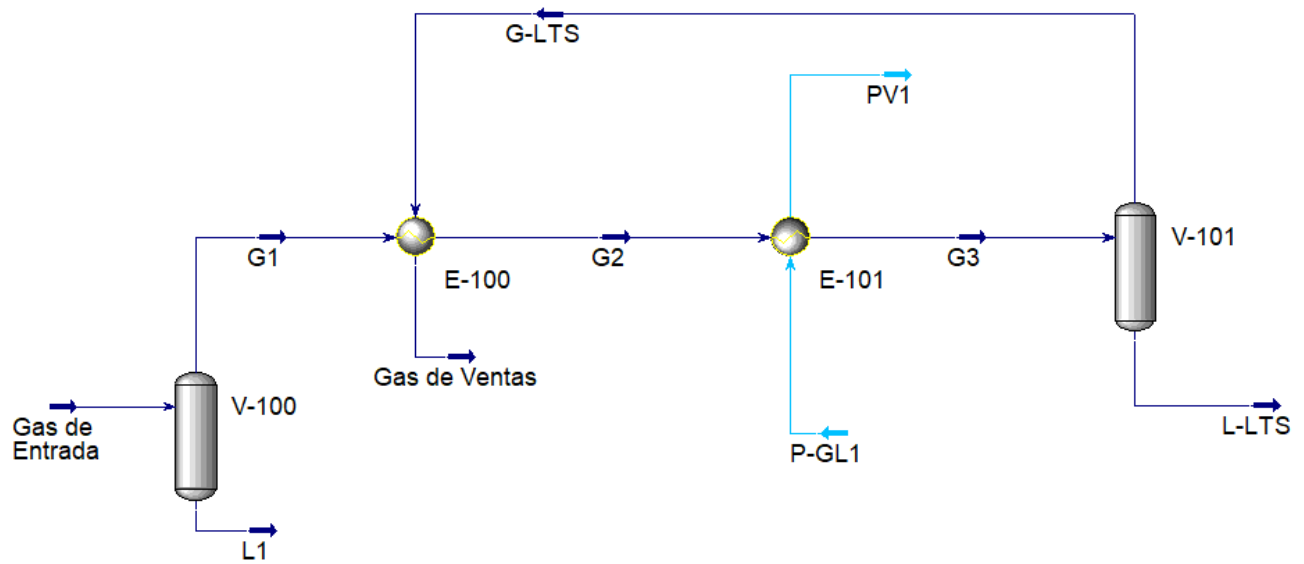
**Figura 4.** Condiciones de entrada del gas en Aspen Hysys.


Worksheet	Stream Name	Gas de Entrada	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	95,00	95,00
Composition	Pressure [psig]	600,0	600,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	30,00	30,00
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	6,030e+004	6,030e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,275e+004	1,275e+004
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,471e+004	-3,471e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	37,04	37,04
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,143e+008	-1,143e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5,316e+006	5,316e+006
Emissions	Fluid Package	Basis-1	

Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Con las corrientes de entrada definidas, se continúa con la construcción del esquema de proceso. El gas de alimentación ingresa inicialmente a un separador, del cual se obtiene una corriente gaseosa (G1) y una líquida (L1). La corriente G1 pasa luego por un intercambiador de calor, en el que entra en contacto con la corriente G-LTS proveniente del separador final, que circula por la coraza. A la salida de este equipo, el gas enfriado se destina como gas de ventas, mientras que G1, al circular por los tubos, se convierte en la corriente G2. Posteriormente, G2 atraviesa un segundo intercambiador de calor, donde se enfría al encontrarse con el propano de refrigeración que circula por la coraza. De este modo, G2 pasa por los tubos y se transforma en la corriente G3, la cual ingresa a un separador donde se obtiene G-LTS en la fase superior y L-LTS en la fase inferior. La Figura 5 muestra el esquema general de la simulación hasta este punto.

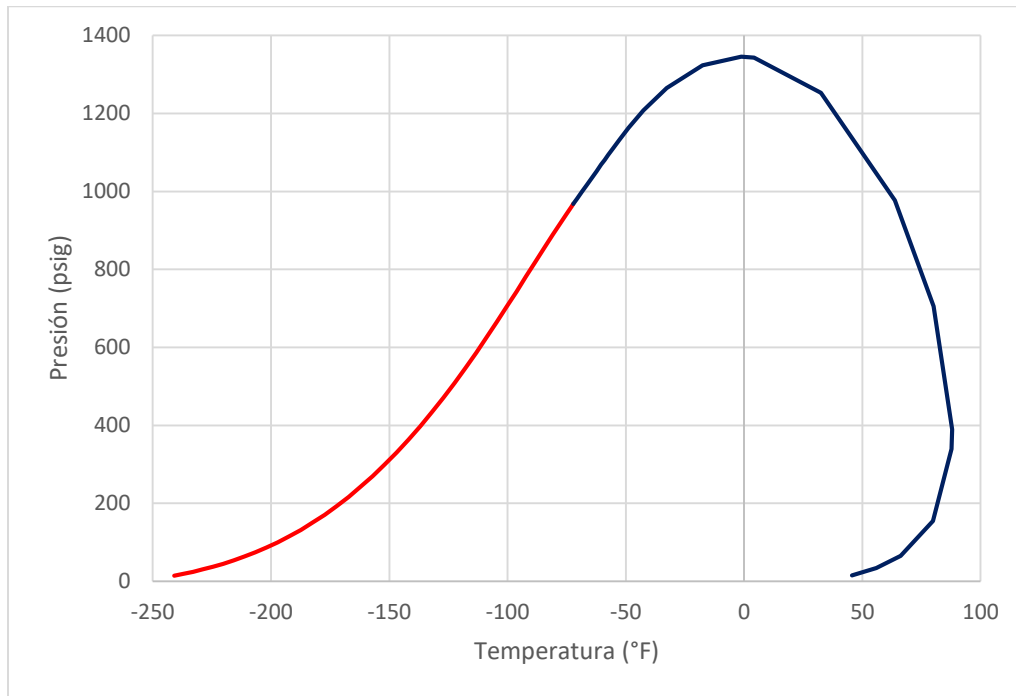
**Figura 5.** Primera parte de la simulación.



Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

En este punto, se construye la envolvente correspondiente al gas de entrada, lo que permite visualizar su comportamiento en condiciones de presión y temperatura. La Figura 6 muestra la envolvente del gas de entrada.

**Figura 6.** *Envolvente del Gas de entrada.*



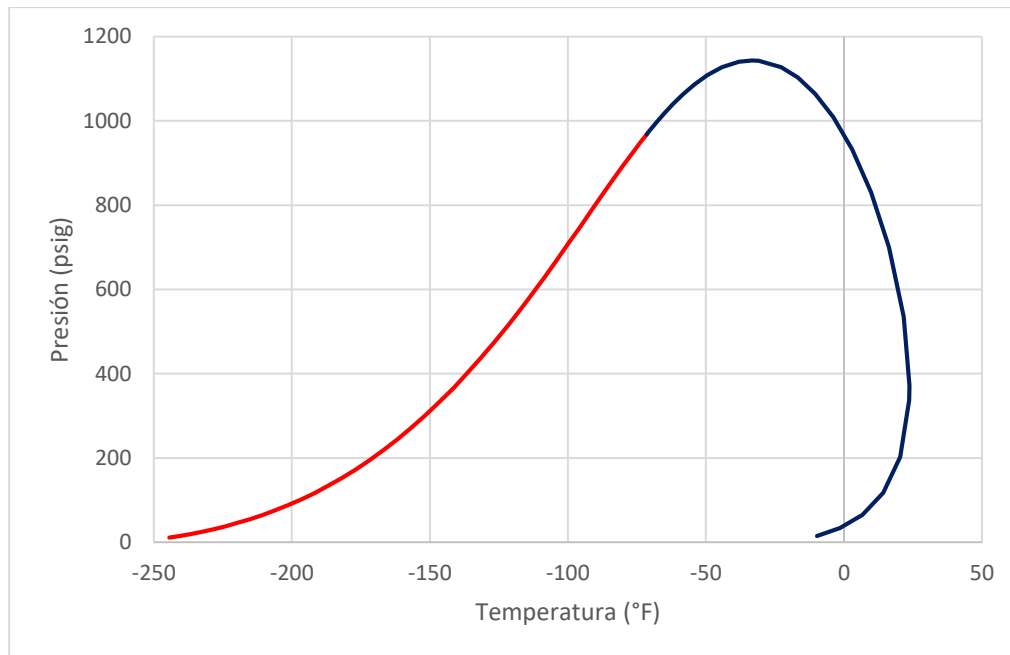
Nota: Gráfico construido en Excel a partir de datos obtenidos en Aspen HYSYS.

Elaborado por los autores.

La envolvente de fases obtenida permite determinar que la temperatura máxima de coexistencia líquido–vapor (punto cricondotérmico) del gas de entrada es de aproximadamente 88,02 °F a una presión de 389,27 psig. Este valor está por encima del límite normativo en Colombia, donde se establece que el punto de rocío de hidrocarburos para cualquier presión no deberá superar los 45 °F (7,2 °C) (Resolución CREG 050 de 2018, Comisión de Regulación de Energía y Gas). Por lo tanto, la envolvente indica que este gas requiere un proceso de refrigeración adicional para garantizar que el punto de rocío se sitúe dentro del rango permitido por la normativa.

En este mismo punto de la simulación, y considerando la restricción establecida de 20 °F para la corriente que ingresa al separador frío, se revisó también la envolvente de fases del gas de ventas. El resultado de esta representación se muestra en la Figura 7.

**Figura 7.** *Envolvente del Gas de ventas.*



Nota: Gráfico construido en Excel a partir de datos obtenidos en Aspen HYSYS.

Elaborado por los autores.

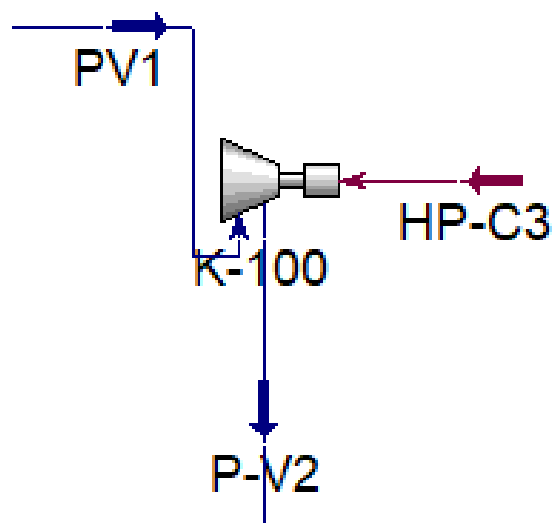
Los resultados de la envolvente del gas de ventas indican un punto de rocío de 23,74 °F a una presión de 372,07 psig, lo que corresponde a un gas con un comportamiento muy seco. Esta condición refleja que el gas contiene una proporción reducida de hidrocarburos pesados, lo cual, aunque en apariencia mejora su calidad, también incrementa la probabilidad de que se salga de especificación respecto al límite normativo de 45 °F.

Con base en la evaluación de las envolventes de fases tanto del gas de entrada como del gas de ventas, se confirma que el sistema requiere la implementación de un circuito de refrigeración. Este ajuste permitirá alcanzar la condición de punto de rocío de 45 °F, tal como lo establece la normativa vigente para el gas natural en Colombia.

Para cumplir con la condición de punto de rocío, se implementó el circuito de refrigeración con propano dentro de la simulación. Este ciclo permite alcanzar la temperatura requerida para que el gas natural tratado cumpla con las especificaciones normativas.

En primera instancia, la corriente de vapor de propano de baja presión que sale de la coraza del segundo intercambiador (PV1) ingresa al compresor. En este equipo, la presión y la temperatura del refrigerante se incrementan, generando la corriente P-V2, que continúa hacia la siguiente etapa del ciclo.

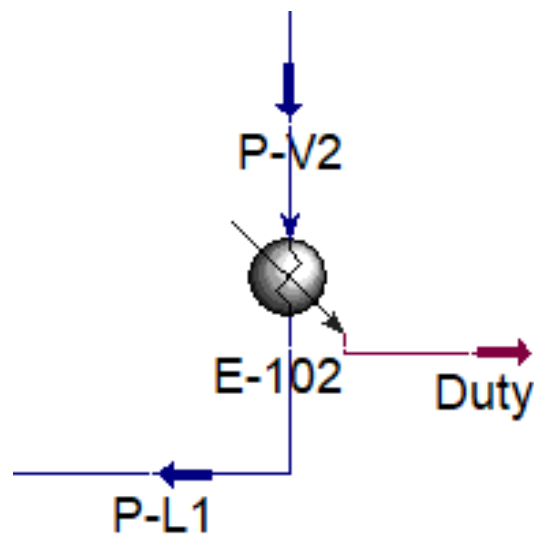
**Figura 8.** Compresor del ciclo de propano en la simulación.



Nota: La figura muestra el compresor con las corrientes de entrada (PV1), salida (P-V2) y la corriente de energía (HP-C3), donde el propano aumenta su presión y temperatura. Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Posteriormente, la corriente que sale del compresor P-V2 se dirige al condensador del refrigerante. En este equipo se lleva a cabo la condensación parcial del propano, obteniéndose la corriente líquida P-L1. Adicionalmente, se genera la corriente de energía denominada Duty, la cual representa el calor removido por el condensador durante este proceso.

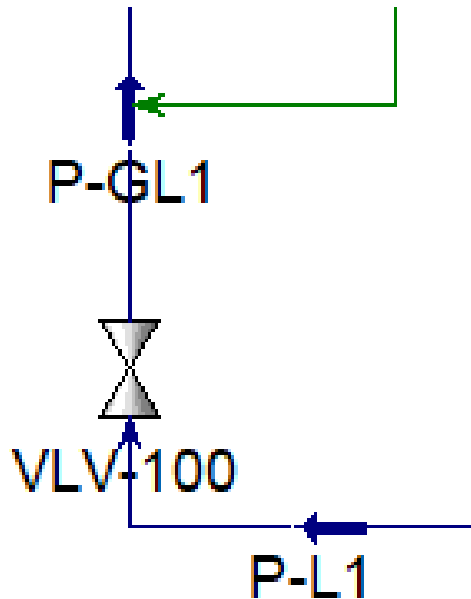
**Figura 9.** Condensador del ciclo de propano en la simulación.



Nota: La figura presenta el condensador con sus corrientes de entrada y salida, incluyendo la corriente líquida de propano (P-L1) y la corriente de energía Duty, que corresponde al calor extraído en el equipo. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

A continuación, la corriente P-L1 atraviesa la válvula de expansión. En este punto, el propano sufre una disminución de presión y temperatura, formando la corriente fría P-GL1.

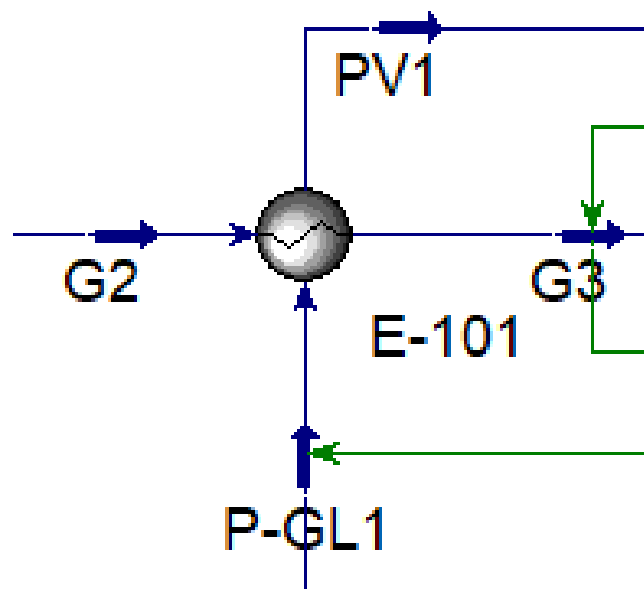
**Figura 10.** Válvula de expansión del ciclo de propano en la simulación.



Nota: La figura evidencia la válvula de expansión y sus corrientes, donde se reduce la presión del propano para generar el nivel de enfriamiento requerido. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

Después de la expansión, la corriente fría P-GL1 se conduce nuevamente hacia la coraza del segundo intercambiador. Allí, el propano absorbe el calor del gas natural, disminuyendo su temperatura y permitiendo que el gas tratado alcance las condiciones requeridas.

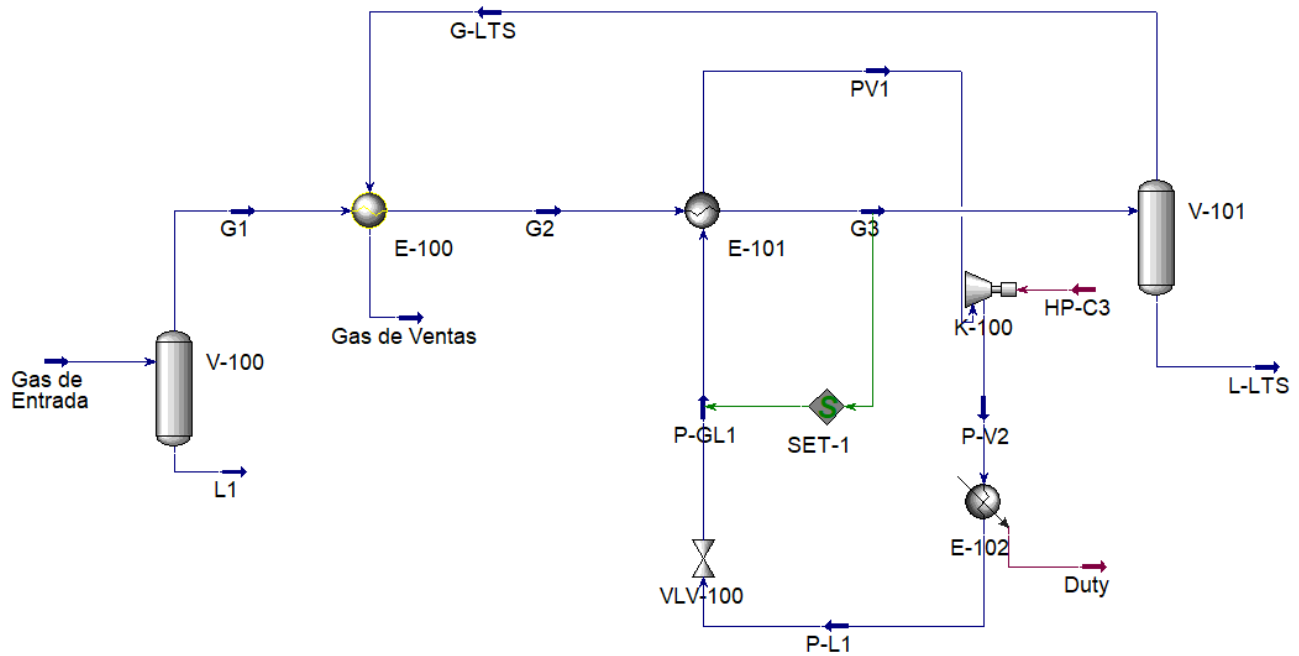
*Figura 11. Intercambiador de calor del ciclo de propano en la simulación.*



Nota: La figura muestra el segundo intercambiador de calor con las corrientes de gas natural y propano, donde se produce el enfriamiento del gas de proceso. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

En la Figura 12 se presenta la simulación en Aspen HYSYS, donde se observa la disposición de los equipos y corrientes que conforman el ciclo de refrigeración con propano junto con el tren de tratamiento del gas natural.

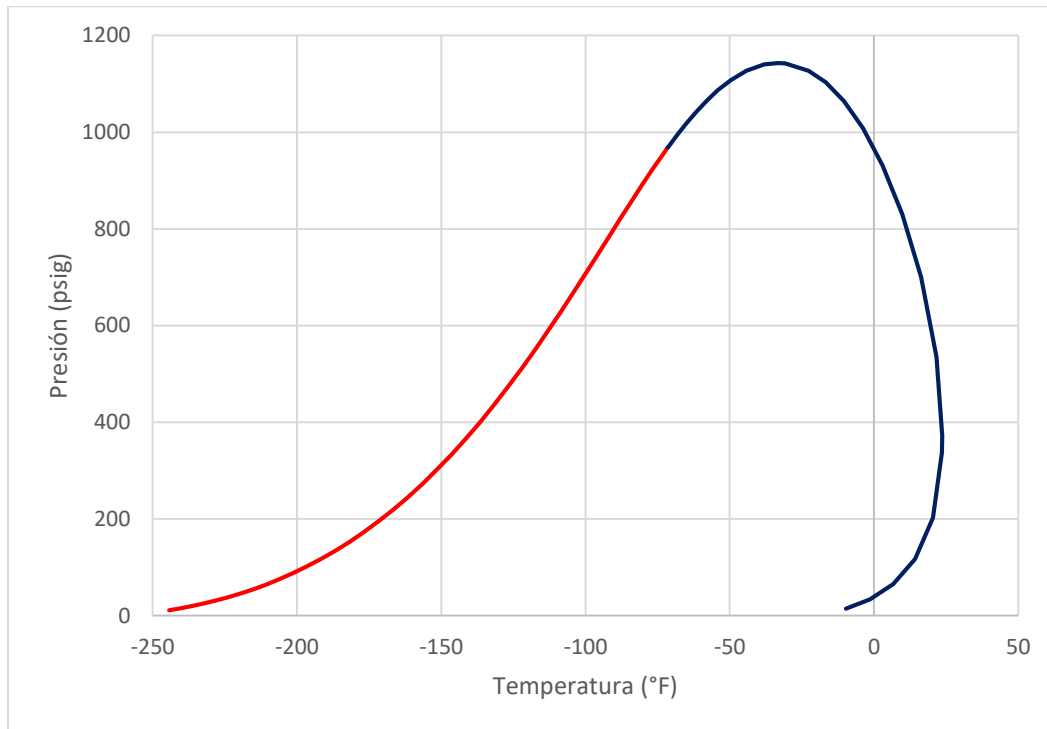
**Figura 12.** Simulación de la planta de refrigeración con propano.



Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Con la implementación del circuito de refrigeración con propano, se puede revisar nuevamente la envolvente de fases del gas de ventas para evaluar si el enfriamiento aplicado permite ajustar la corriente al objetivo de punto de rocío. En la Figura 9 se presenta la envolvente de fases del gas de ventas correspondiente a esta etapa de la simulación.

**Figura 13.** Envolvente del gas de ventas después de la refrigeración con propano.



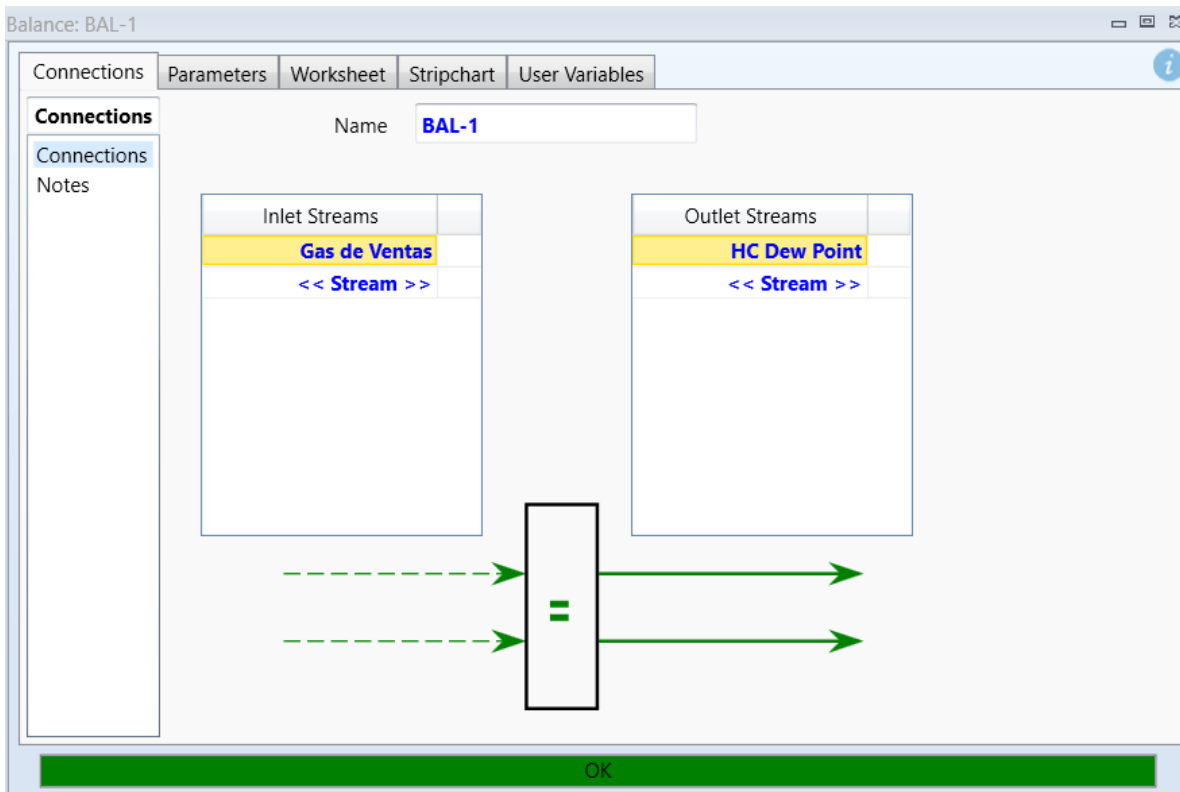
Nota: Gráfico construido en Excel a partir de datos obtenidos en Aspen HYSYS.

Elaborado por los autores.

En la revisión de la envolvente de fases del gas de ventas después de implementar el circuito de refrigeración con propano, se observa que la temperatura máxima alcanzó 23,74 °F a una presión de 372,07 psig. Estos valores indican que, a pesar del enfriamiento aplicado, no se logró alcanzar la condición de punto de rocío de 45 °F establecida como objetivo, lo que sugiere que la corriente de gas permanece más seca de lo requerido y podría no cumplir con las especificaciones de operación deseadas.

Dado que la envolvente de fases del gas de ventas no alcanzó la condición de punto de rocío necesaria, se procedió a ajustar la simulación utilizando un método de balance dentro de Hysys. Para ello, se creó una corriente clon del gas de ventas, denominada HC Dew Point como se observa en la figura 10.

**Figura 14.** Creación de la corriente clon "HC Dew Point" en Aspen Hysys.



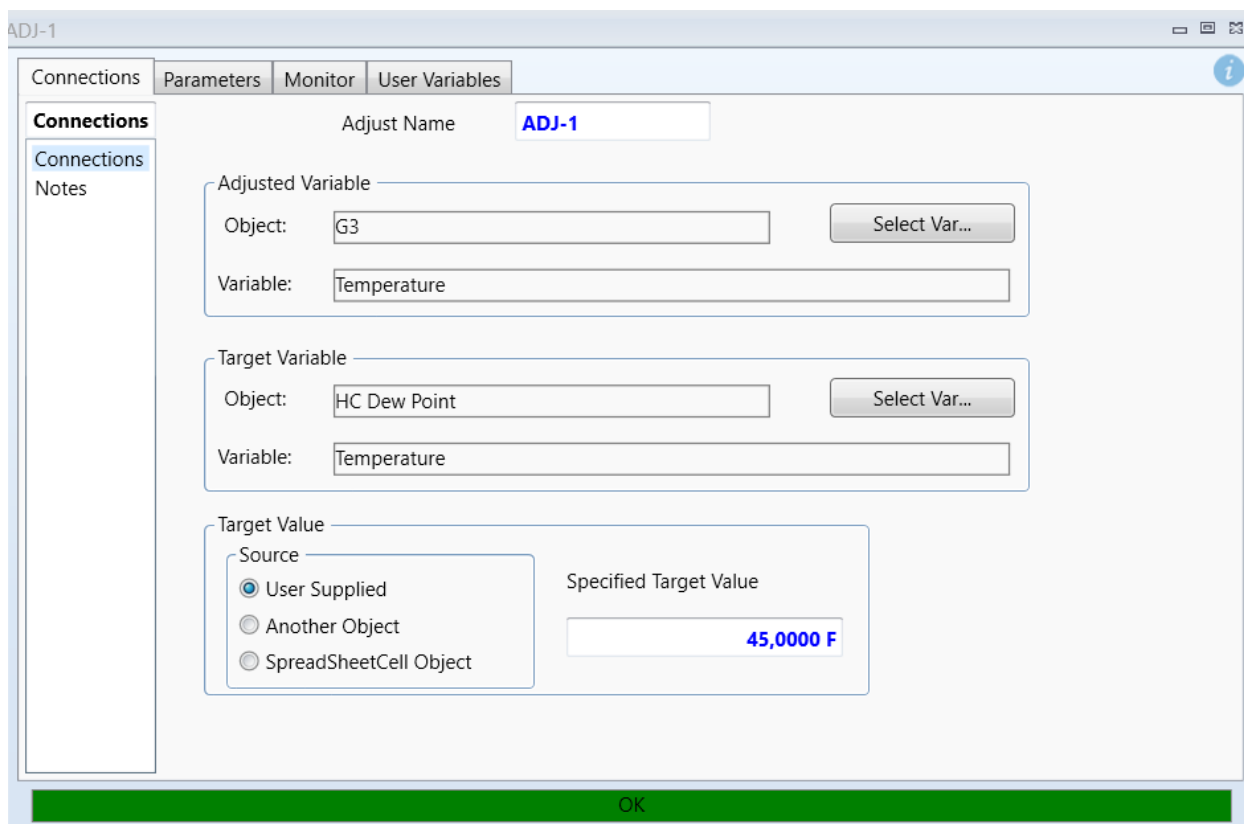
Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

A la corriente clon HC Dew Point se le asignó fase de vapor completa y se definió la presión objetivo correspondiente al punto de rocío deseado de 45 °F, escogiendo un valor de

350 psig, el cual es consistente con las prácticas estándar de la industria del gas natural en Colombia (Comisión de Regulación de Energía y Gas [CREG], 2004).

Una vez creada la corriente clon HC Dew Point, se incorporó la operación Adjust, donde se definió como variable a ajustar la temperatura de la corriente G3 y como variable objetivo la corriente clon, especificando un punto de rocío de 45 °F tal y como se puede observar en la figura 11. Con esta configuración, HYSYS ajusta automáticamente la temperatura de G3 hasta que la corriente clon alcance el valor deseado, permitiendo que el sistema se acerque a la especificación de calidad del gas requerida.

**Figura 15.** Configuración de la operación Adjust en Aspen Hysys.



Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

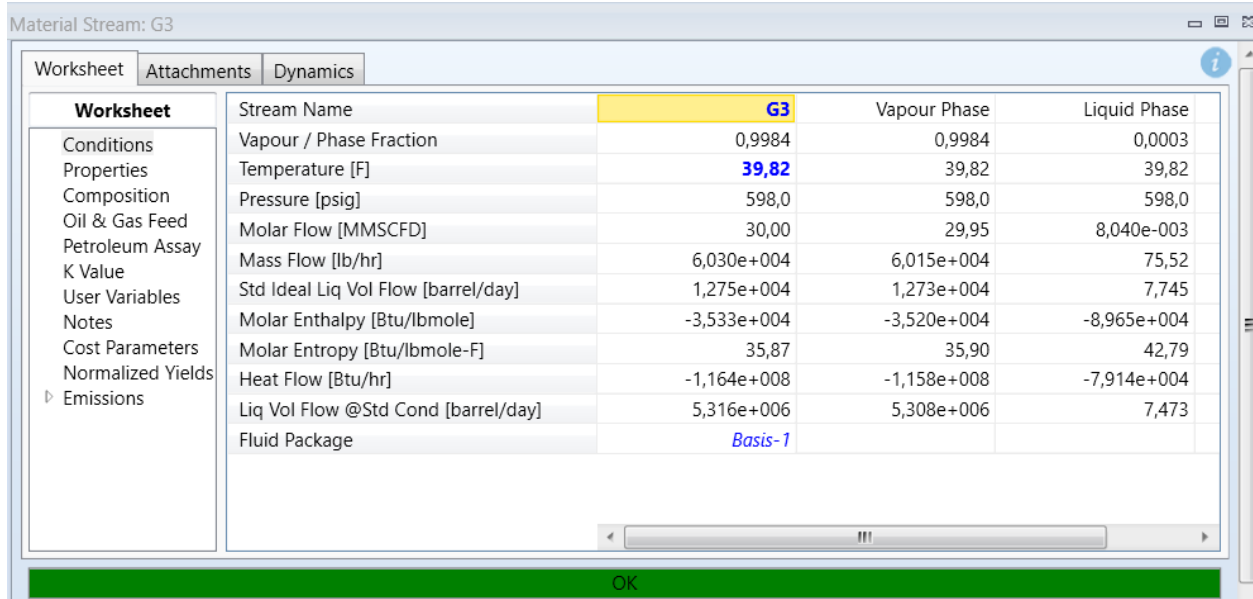
Al revisar la corriente HC Dew Point, se observa en la figura 12 que, con la presión objetivo de 350 psig, el simulador ajustó la temperatura de la corriente con al valor deseado de 45 °F

**Figura 16.** Temperatura ajustada de la corriente con en Aspen Hysys.

Worksheet	Stream Name	HC Dew Point	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,0000
Properties	Temperature [F]	45,01	45,01	45,01
Composition	Pressure [psig]	350,0	350,0	350,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	29,95	29,95	0,0000
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	6,015e+004	6,015e+004	0,0000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,273e+004	1,273e+004	0,0000
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,495e+004	-3,495e+004	-1,052e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	37,32	37,32	50,41
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,149e+008	-1,149e+008	0,0000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5,308e+006	5,308e+006	0,0000
Emissions	Fluid Package	Basis-1		

Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Al revisar la corriente G3, se observa en la figura 13 que, como resultado del ajuste realizado en la simulación, su temperatura aumentó a 39,82 °F. Cabe recordar que previamente se había estimado un valor de 20 °F al especificar las condiciones de operación y restricciones de diseño, por lo que este cambio refleja cómo la operación Adjust influyó en la corriente de proceso para acercarla al objetivo de punto de rocío definido por la corriente con HC Dew Point.

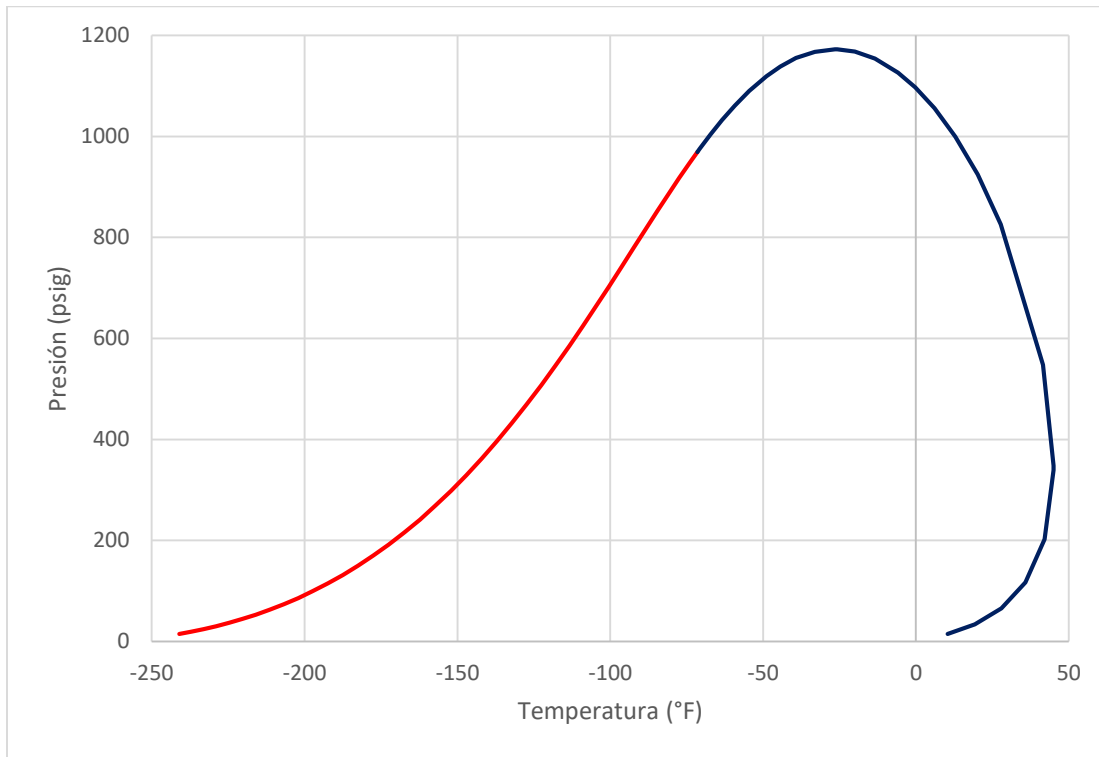
**Figura 17.** Temperatura de la corriente G3 después del ajuste en Aspen Hysys.


Worksheet	Stream Name	G3	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,9984	0,9984	0,0003
Properties	Temperature [F]	<b>39,82</b>	39,82	39,82
Composition	Pressure [psig]	598,0	598,0	598,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	30,00	29,95	8,040e-003
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	6,030e+004	6,015e+004	75,52
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1,275e+004	1,273e+004	7,745
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,533e+004	-3,520e+004	-8,965e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35,87	35,90	42,79
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,164e+008	-1,158e+008	-7,914e+004
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5,316e+006	5,308e+006	7,473
Emissions	Fluid Package	Basis-1		

Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Con la implementación de los ajustes realizados, se procede a revisar nuevamente la envolvente de fases del gas de ventas, con el fin de observar cómo las modificaciones realizadas en la simulación afectan la temperatura y presión del gas. La figura 13 muestra la envolvente resultante en el gas de venta después del ajuste en la simulación, se observa que la temperatura máxima alcanzó 45,02 °F y la presión fue de 347,99 psig, evidenciando que los ajustes realizados a la simulación permitieron ajustar el punto de rocío al valor deseado.

**Figura 18.** *Envolvente del gas de ventas con los ajustes de la simulación en Aspen Hysys.*

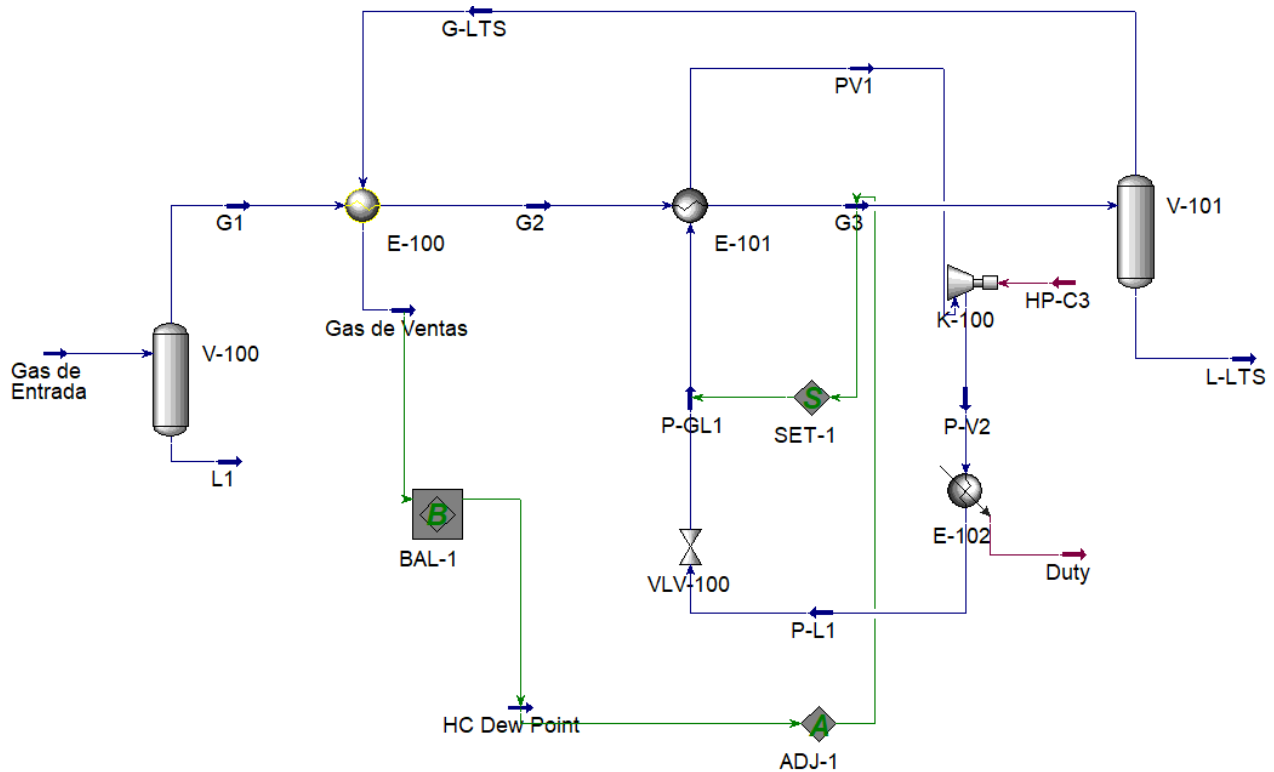


Nota: Gráfico construido en Excel a partir de datos obtenidos en Aspen HYSYS.

Elaborado por los autores.

Con todo lo anterior, la simulación del sistema de refrigeración con propano se encuentra completamente configurada en Aspen Hysys. La figura 15 muestra la simulación completa, incluyendo todas las corrientes y equipos involucrados, así como la corriente clon y el ajuste aplicado para alcanzar el punto de rocío deseado de 45 °F. Esta visualización permite apreciar de manera clara la disposición de los equipos y la distribución de los flujos de gas y refrigerante, mostrando cómo se integra todo el sistema y cómo se ajustan las condiciones de operación para cumplir con los objetivos establecidos.

**Figura 19.** Simulación completa del sistema de refrigeración con propano en Aspen Hysys.

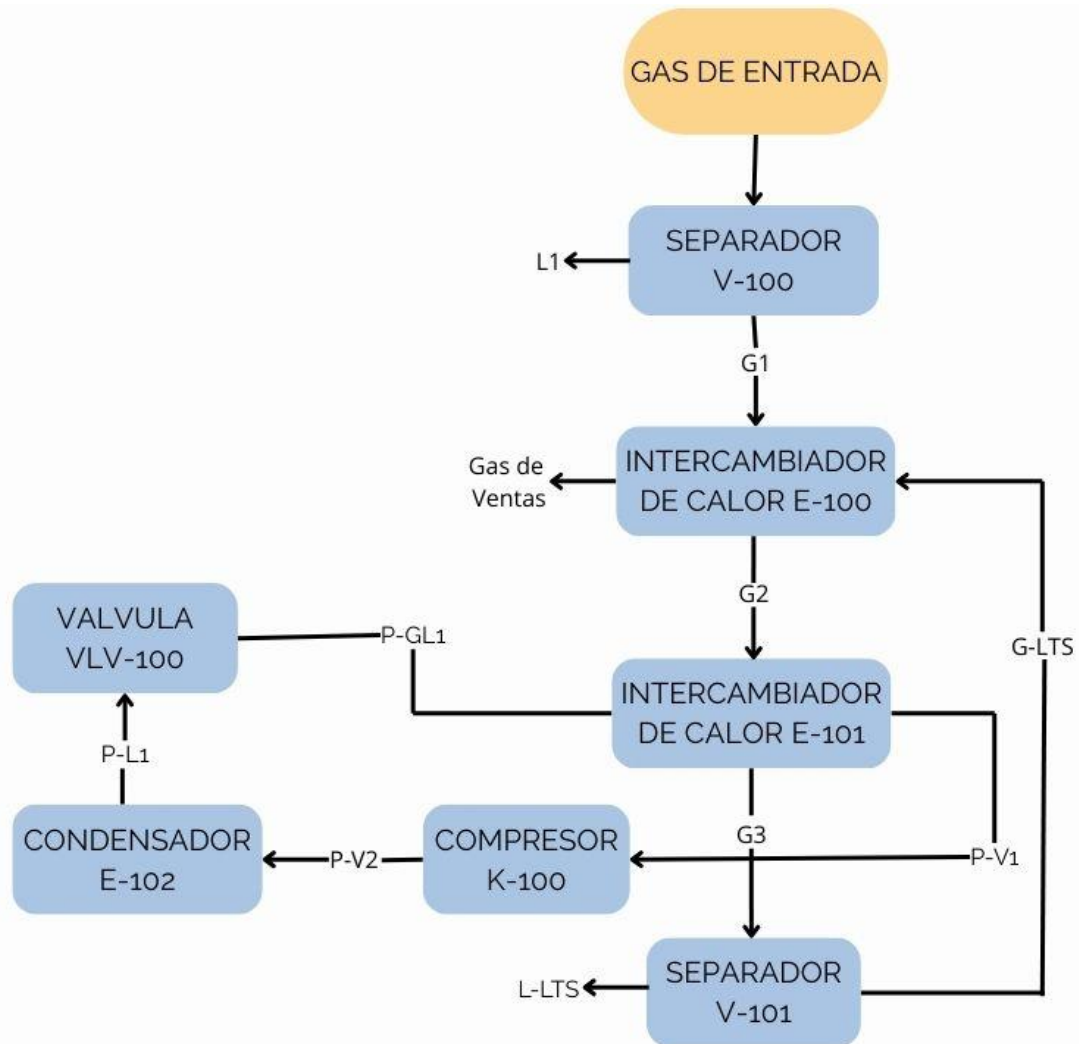


Nota: Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

#### 5.4.1. Diagrama de flujo del ciclo simple de refrigeración con propano

Con el fin de integrar de manera clara la secuencia de equipos y corrientes que conforman el proceso, se elaboró el diagrama de flujo completo de la simulación del ciclo simple. En este se presenta la disposición general del tren de procesos, destacando la numeración de las corrientes y de los equipos empleados en la configuración.

**Figura 20.** Diagrama de flujo del ciclo simple de refrigeración con propano.



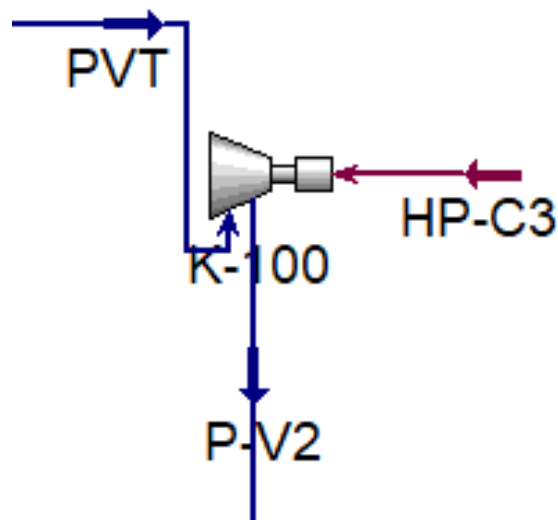
Nota: La figura presenta el diagrama de flujo para el ciclo simple de refrigeración con propano, con equipos y corrientes que conforman el esquema de simulación. Elaborado por los autores.

### 5.5. Simulación de la refrigeración con propano en estado estable con un ciclo con economizador (Tanque Flash)

En este caso, la etapa inicial de la simulación se desarrolló de la misma manera al ciclo simple tal como se muestra en la figura 5, conservando las mismas corrientes de entrada y el mismo esquema de separación y enfriamiento del gas natural. La diferencia radica en la configuración del circuito de refrigeración, ya que en este caso se incorporó un economizador con tanque flash dentro de la simulación.

Se inicia el ciclo con la corriente PVT que ingresa al compresor, donde su presión y temperatura se elevan. A la salida del compresor se obtiene la corriente P-V2, la cual pasa al primer condensador para continuar con el ciclo de refrigeración.

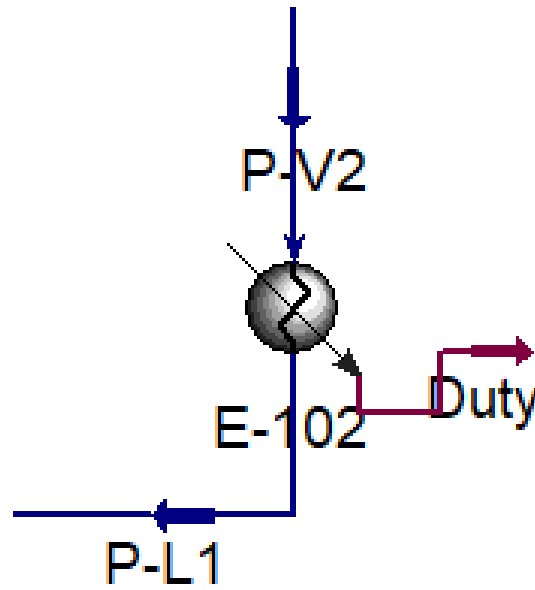
*Figura 21. Compresor del ciclo de propano con economizador en la simulación.*



Nota: La figura muestra el compresor con la corriente de entrada PVT, la corriente de salida P-V2 y la corriente de energía HP-C3. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

La corriente P-V2 ingresa al primer condensador, donde es enfriada hasta alcanzar una temperatura de 125 °F, generando la corriente líquida P-L1.

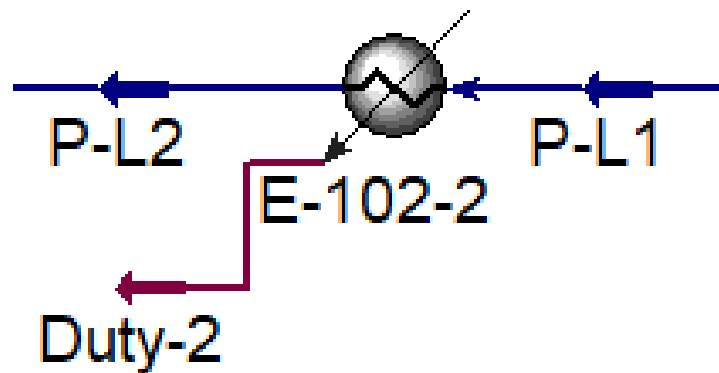
**Figura 22.** Primer condensador del ciclo de propano con economizador en la simulación.



Nota: La figura presenta el primer condensador con la corriente de entrada P-V2, la corriente de salida P-L1 y la corriente de energía Duty. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

Posteriormente, la corriente P-L1 pasa a un segundo condensador, donde se reduce aún más la temperatura, obteniéndose la corriente P-L2 con un valor de 100 °F.

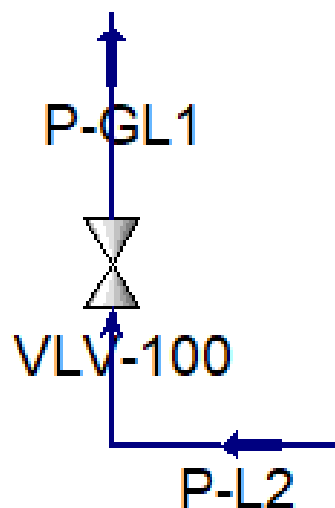
**Figura 23.** Segundo condensador del ciclo de propano con economizador en la simulación.



Nota: La figura muestra el segundo condensador con la corriente de entrada P-L1, la corriente de salida P-L2 y la corriente de energía Duty-2. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

Luego, la corriente P-L2 atraviesa una válvula de expansión, donde disminuye su presión y temperatura, transformándose en la corriente P-GL1 con condiciones de 34,82 °F y 57,33 psig.

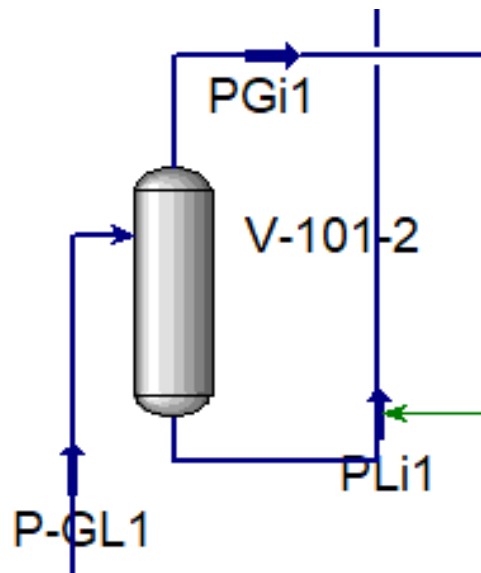
**Figura 24.** Válvula de expansión del ciclo de propano con economizador en la simulación.



Nota: La figura presenta la válvula de expansión con la corriente de entrada P-L2 y la corriente de salida P-GL1. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

Posterior a la válvula de expansión, la corriente P-GL1 entra al tanque flash en condiciones de baja presión y temperatura, presentándose como una mezcla bifásica de líquido y vapor. En este equipo ocurre la separación de fases, de modo que se obtiene una fracción de vapor (PGi1), que corresponde al propano que no logra licuarse en esta etapa, y una fracción líquida (PLi1), que será utilizada como fluido refrigerante en el intercambiador de calor. Esta separación permite optimizar la eficiencia del ciclo, ya que la corriente líquida se aprovecha directamente para enfriar el gas natural, mientras que la corriente de vapor se redirige hacia el mezclador para reincorporarse más adelante en el ciclo.

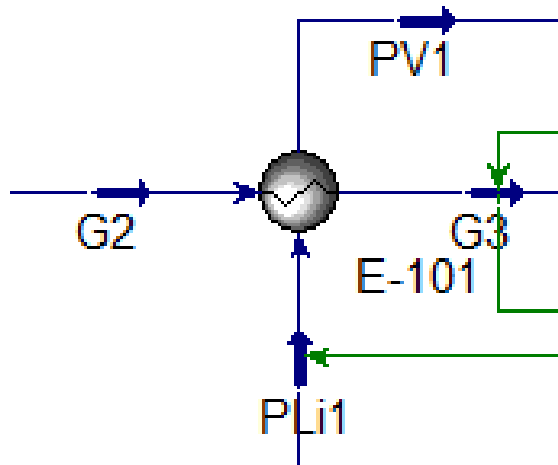
**Figura 25.** Tanque flash del ciclo de propano con economizador en la simulación.



Nota: La figura muestra el tanque flash con la corriente de entrada P-GL1 y las corrientes de salida PGI1 (fase vapor) y PLI1 (fase líquida). Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

La corriente líquida PLI1, obtenida en el tanque flash, se dirige hacia la coraza del intercambiador de calor. Allí cumple la función de enfriar la corriente de gas natural de proceso, reduciendo su temperatura y facilitando la remoción de hidrocarburos pesados. Como consecuencia de este intercambio térmico, el propano se evapora parcialmente y forma la corriente PV1, que abandona la coraza en fase de vapor.

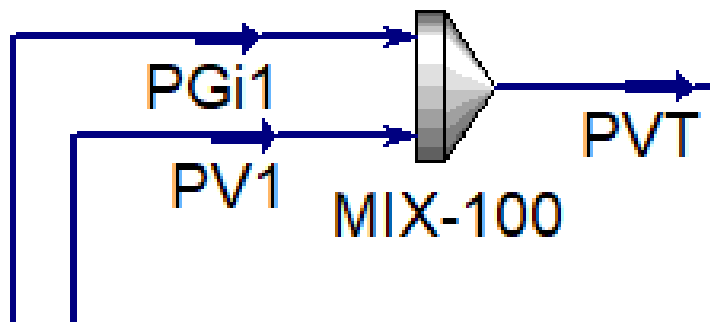
**Figura 26.** Intercambiador de calor con coraza del ciclo de propano con economizador en la simulación.



Nota: La figura presenta la coraza del intercambiador donde la corriente líquida PLI1 enfría el gas natural, generando la corriente PV1 en fase de vapor. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

Posteriormente, la corriente PV1 se encuentra en el mezclador con la corriente PGI1 proveniente del tanque flash. La unión de ambas corrientes da lugar a una nueva corriente llamada PVT, que constituye la entrada al compresor y asegura la continuidad del ciclo de refrigeración con economizador.

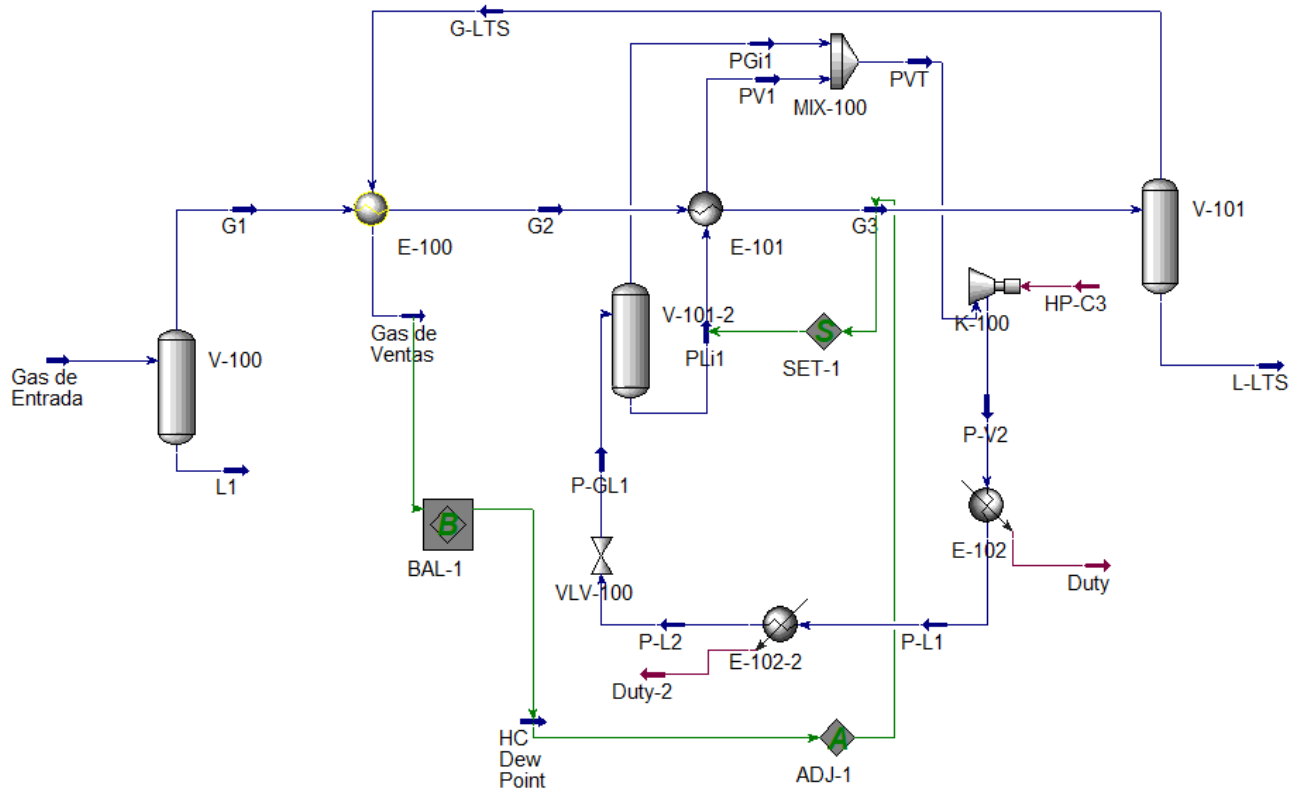
**Figura 27.** Mezclador del ciclo de propano con economizador en la simulación.



Nota: La figura muestra el mezclador donde se unen las corrientes PV1 y PGI1, conformando la corriente PVT de retorno al compresor. Tomado de Aspen HYSYS. Elaborado por los autores.

Finalmente, en la Figura 27 se muestra la simulación completa del tren de procesos con la configuración de refrigeración de propano en ciclo con economizador. Allí se integran los diferentes equipos y corrientes que conforman el esquema, evidenciando la incorporación del tanque flash y del mezclador, los cuales diferencian esta configuración respecto al ciclo simple.

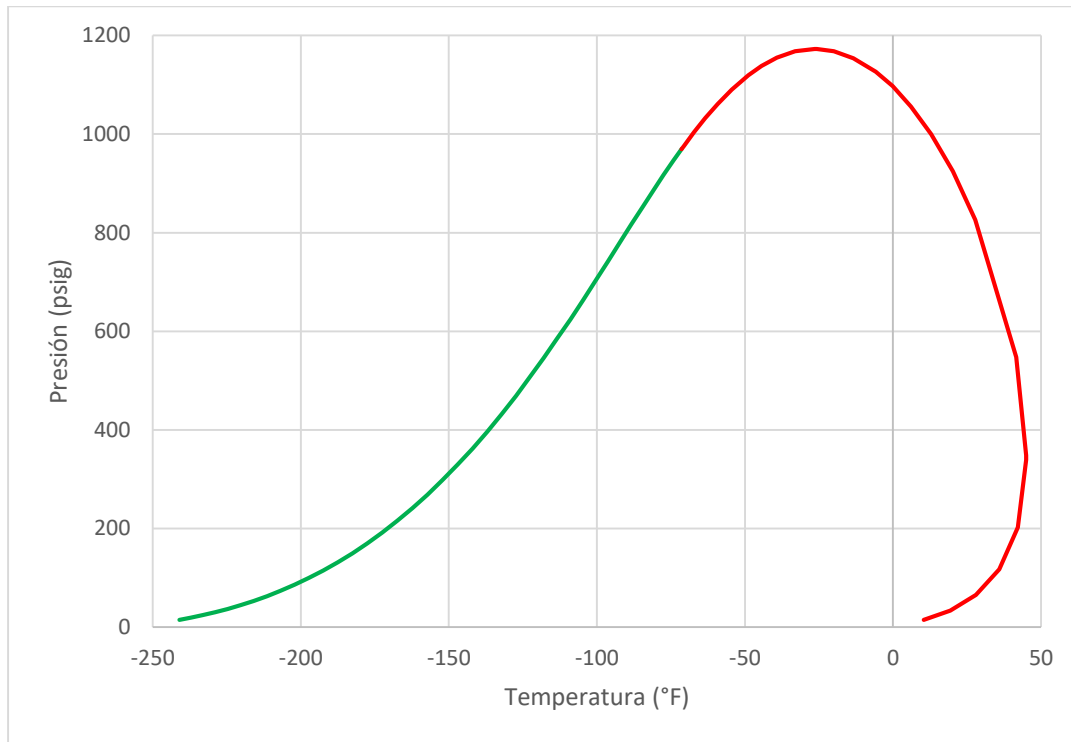
**Figura 28.** Simulación del ciclo de refrigeración con propano utilizando economizador con tanque flash.



Nota: La figura muestra el esquema general de la simulación en Aspen HYSYS, donde se integran todos los equipos y corrientes del ciclo de refrigeración con economizador. Tomado de Aspen Hysys. Elaborado por los autores.

Finalmente, se revisa la envolvente del gas de ventas con el fin de confirmar que cumpla con la especificación de punto de rocío establecida, correspondiente a 45 °F a 350 psig, evidenciándose que efectivamente el punto de rocío se encuentra en 45,02 °F y 347,99 psig tal como se puede observar en la figura 17.

**Figura 29.** Envoltente del gas de ventas de la simulación con economizador en Aspen Hysys.

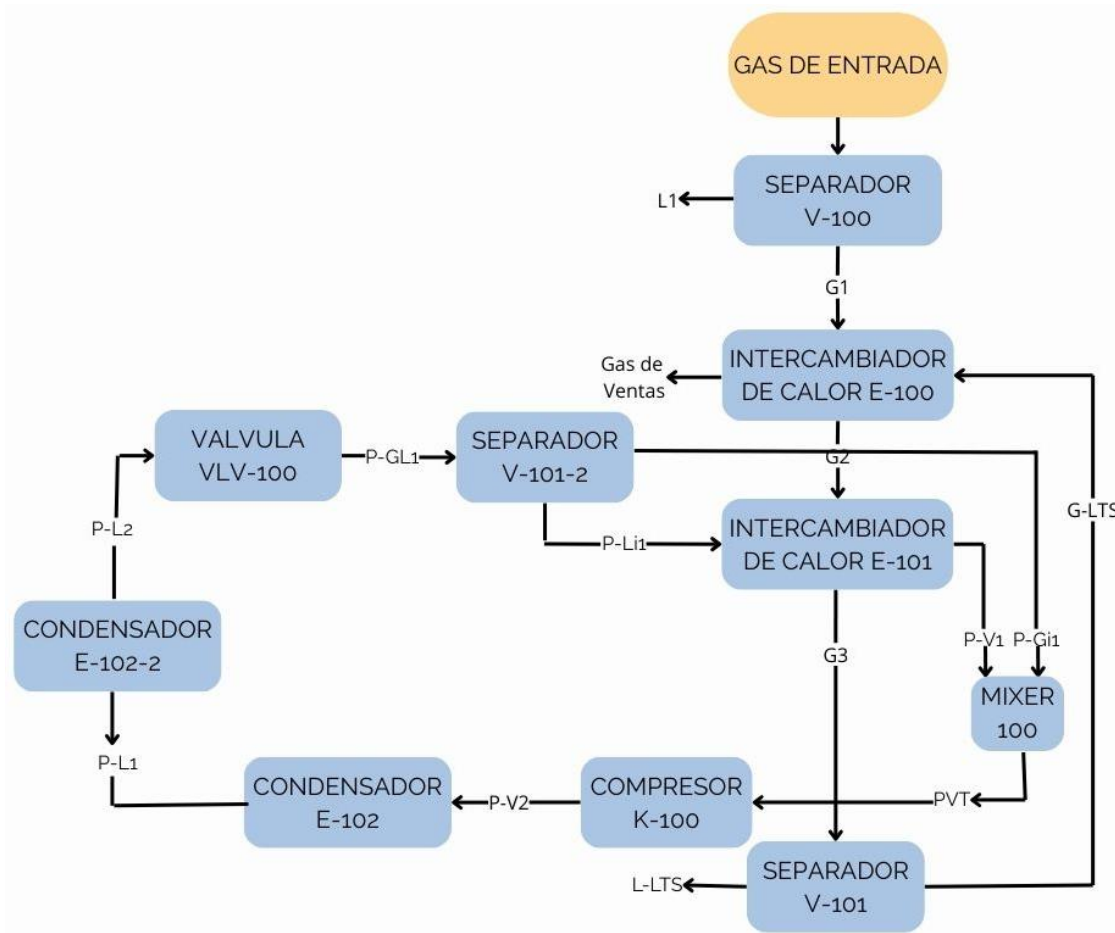


Nota: Gráfico construido en Excel a partir de datos obtenidos en Aspen HYSYS.

Elaborado por los autores.

### 5.5.1. Diagrama de flujo del ciclo de refrigeración con economizador

De igual manera al ciclo simple, se construyó el diagrama de flujo para la simulación con economizador. En este se observa la integración de los equipos principales, incluyendo el tanque flash y el mezclador, cuya incorporación diferencia esta configuración respecto al ciclo simple. Asimismo, se incluye las corrientes y equipos para facilitar la comprensión del proceso.

**Figura 30.** Diagrama de flujo del ciclo de refrigeración con economizador.

Nota: La figura presenta el diagrama de flujo en Aspen HYSYS para el ciclo de propano con economizador, con los equipos y corrientes que permiten visualizar la configuración completa de la simulación. Elaborado por los autores.

## 5.6. Métodos de solución numérica y algoritmos de convergencia

La simulación de la planta de refrigeración con propano se llevó a cabo utilizando Aspen HYSYS en estado estable, lo que permitió analizar cómo se comporta el sistema cuando las

condiciones de operación se mantienen constantes. Esto es especialmente útil para evaluar la eficiencia del ciclo de refrigeración y su impacto en el control del punto de rocío del gas natural, sin necesidad de incorporar efectos transitorios que aumentarían la complejidad del modelo (Towler & Sinnott, 2013).

En el modelo, los balances de masa y energía se representan mediante un sistema de ecuaciones no lineales que dependen de la interacción entre los diferentes equipos y corrientes del proceso. Para resolver estas ecuaciones, HYSYS aplica métodos numéricos iterativos, similares al algoritmo de Newton-Raphson, que ajustan progresivamente variables como caudales, presiones, entalpías y fracciones molares de los componentes hasta que se cumplen los balances dentro de la tolerancia establecida (AspenTech, 2020). Este proceso iterativo se repite automáticamente hasta lograr la convergencia, es decir, que todos los valores del sistema sean consistentes entre sí, asegurando la estabilidad del modelo y la confiabilidad de los resultados.

Para las corrientes que se reciclan dentro del ciclo, como las que regresan al compresor desde el tanque flash o los separadores, HYSYS utiliza el Recycle Solver, que realiza múltiples iteraciones hasta equilibrar los caudales y propiedades termodinámicas de las corrientes involucradas (GPSA, 2012). De esta manera, se evita que existan inconsistencias en el flujo de materia o energía y se garantiza que el modelo refleje correctamente el comportamiento real de la planta.

En el caso de corrientes bifásicas, donde coexisten fases líquida y vapor, como en los separadores y el economizador del ciclo con subenfriamiento, los cálculos se realizan mediante el paquete termodinámico Peng-Robinson EoS. Este método permite determinar la distribución

de los componentes entre cada fase, asegurando que el equilibrio de fases sea consistente con las propiedades físicas del propano y del gas natural (AspenTech, 2020; GPSA, 2012). La combinación de estos métodos numéricos asegura que todos los balances y ecuaciones del modelo estén resueltos de forma coherente, lo que permite evaluar con confianza los resultados de la simulación y realizar análisis comparativos entre el ciclo simple y el ciclo con economizador.

En resumen, la implementación de estos métodos de solución numérica y algoritmos de convergencia permitió construir un modelo funcional y confiable, capaz de representar con precisión la operación de la planta y de servir como herramienta para investigar cómo diferentes parámetros operativos afectan el desempeño del sistema y el control del punto de rocío del gas natural. Gracias a la combinación del uso de HYSYS, el Recycle Solver y el paquete Peng-Robinson, fue posible garantizar que la simulación reflejara las condiciones de operación de manera realista y consistente con la práctica industrial (Towler & Sinnott, 2013; AspenTech, 2020; GPSA, 2012).

### **5.7. Comparación de desempeño del ciclo con refrigerante**

Para evaluar el efecto de la configuración del ciclo de refrigerante en el desempeño de la planta, se compararon las dos simulaciones realizadas: el ciclo simple y el ciclo con economizador. Dado que ambas simulaciones fueron ajustadas para alcanzar el mismo punto de

rocío objetivo de 45 °F a 350 psig, las diferencias observadas reflejan exclusivamente el comportamiento del refrigerante en cada configuración y su eficiencia energética.

Se presentan a continuación tablas comparativas de los principales equipos de cada ciclo, con los parámetros más relevantes de operación. Estas tablas permiten identificar de manera clara las diferencias entre las configuraciones, evidenciando cómo la incorporación del economizador influye en el comportamiento del ciclo y en el desempeño global de los equipos, y servirán como base para el análisis de los resultados.

**Tabla 6.** Comparación de parámetros del compresor.

<b>Compresor</b>			
<b>Parámetro</b>	Unidad	Ciclo simple	Ciclo con economizador
<b>Consumo de energía</b>	HP	84,11	70,46
<b>Presión de salida</b>	psig	245,1	245,1
<b>Temperatura de salida</b>	°F	149,5	149,6

Nota: La tabla muestra la comparación de los principales parámetros de operación del compresor en ambos ciclos. Elaborado por los autores.

**Tabla 7.** Comparación de parámetros del Condensador.

<b>Condensador común</b>			
<b>Parámetro</b>	Unidad	Ciclo simple	Ciclo con economizador
<b>Duty</b>	Btu/hr	827783,1	693491,4
<b>Presión de salida</b>	psig	244,1	244,1
<b>Temperatura de salida</b>	°F	125	125,0

Nota: La tabla muestra la comparación de los principales parámetros de operación del condensador en ambos ciclos. Elaborado por los autores.

**Tabla 8.** Comparación de parámetros de la válvula.

<b>Válvula de expansión</b>			
<b>Parámetro</b>	Unidad	Ciclo simple	Ciclo con economizador
<b>Fracción de vapor</b>	-	0,3846673	0,26574
<b>Presión de salida</b>	psig	57,3	57,3
<b>Temperatura de salida</b>	°F	34,8	34,8

Nota: La tabla muestra la comparación de los principales parámetros de operación del condensador en ambos ciclos. Elaborado por los autores

**Tabla 9.** Comparación de parámetros del Chiller.

<b>Evaporador/Chiller</b>			
<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ciclo simple</b>	<b>Ciclo con economizador</b>
<b>Duty</b>	Btu/hr	613775,9	613775,9
<b>Presión de salida</b>	psig	56,3	56,3
<b>Temperatura de salida</b>	°F	34,0	34,0

Nota: La tabla muestra la comparación de los principales parámetros de operación del chiller en ambos ciclos. Elaborado por los autores

**Tabla 10.** Parámetros de la salida de líquido del tanque flash.

<b>Tanque Flash</b>		
<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ciclo con economizador</b>
<b>Presión de salida líquido</b>	psig	57,3
<b>Temperatura de salida líquido</b>	°F	34,8

Nota: La tabla muestra los parámetros de salida de líquido del tanque flash en el ciclo con economizador. Elaborado por los autores

## 6. Análisis del resultado

### 6.1. Comparación entre ciclo simple y ciclo con economizador

Las simulaciones realizadas permitieron comparar las dos configuraciones del sistema de refrigeración con propano. Los resultados obtenidos muestran diferencias significativas en el comportamiento de los equipos:

- **Compresor:** La implementación del economizador redujo el consumo de energía del compresor de 84,11 HP a 70,46 HP, lo que representa un ahorro de aproximadamente 16,2%. La presión y temperatura de salida se mantienen prácticamente iguales en ambos ciclos, lo que indica que la capacidad de compresión no se ve afectada, pero se logra una operación más eficiente energéticamente.
- **Condensador:** El Duty del condensador disminuye al pasar de 827,783.1 Btu/hr a 693,491.4 Btu/hr con el economizador, lo que significa que el sistema requiere menor intercambio térmico para lograr la misma refrigeración. La presión y temperatura de salida permanecen estables, mostrando que la incorporación del economizador no compromete el desempeño térmico del condensador.

- Válvula de expansión y evaporador (chiller): La fracción de vapor en la válvula de expansión disminuye de 0,3847 a 0,2657, lo que refleja un subenfriamiento adicional del refrigerante gracias al economizador. Esto permite un mejor control del flujo de refrigerante y reduce la carga sobre el evaporador. El duty, presión y temperatura del evaporador permanecen constantes, indicando que la capacidad de enfriamiento se mantiene sin variaciones, mientras se mejora la eficiencia general del ciclo.
- Evaporador (chiller): El duty del evaporador se mantiene igual en ambos ciclos, lo que indica que la capacidad de enfriamiento del chiller no se ve afectada por la incorporación del economizador. La presión de salida y la temperatura de salida también permanecen constantes, mostrando estabilidad operacional del evaporador en ambas configuraciones.
- Tanque flash: La inclusión del tanque flash en el ciclo con economizador permite mantener controladas la presión y temperatura del líquido antes de la expansión, optimizando la distribución del refrigerante entre la válvula de expansión y el evaporador, lo que se traduce en un funcionamiento más estable y eficiente.

## 6.2. Análisis del comportamiento térmico

La eficiencia térmica del sistema se evaluó a partir de la variación en el duty del condensador y de la fracción de vapor en la salida de la válvula de expansión, ya que ambos parámetros reflejan la magnitud del intercambio de calor y las condiciones térmicas del refrigerante en el ciclo.

La reducción en el duty del condensador se calculó con la siguiente expresión:

$$\% \text{ Reducción Duty} = \frac{Duty_{simple} - Duty_{economizador}}{Duty_{simple}} \times 100 \quad (12)$$

Sustituyendo los valores obtenidos de la simulación:

$$\% \text{ Reducción Duty} = \frac{827783,1 - 693491,4}{827783,1} \times 100$$

$$\% \text{ Reducción Duty} = 16,223 \%$$

Este resultado indica que el ciclo con economizador requiere 16,2 % menos de intercambio de calor en el condensador, evidenciando una mejora en el aprovechamiento térmico del sistema.

Adicionalmente, la fracción de vapor en la válvula de expansión disminuye de 0,3847 en el ciclo simple a 0,2657 en el ciclo con economizador, lo que corresponde a una diferencia de:

$$\Delta x = 0,3847 - 0,2657 = 0,119$$

Esto significa que el refrigerante llega al evaporador con un 11,9 % menos de vaporización, gracias al subenfriamiento aportado por el economizador, lo cual mejora la estabilidad térmica y el rendimiento del evaporador.

### 6.3. Análisis del comportamiento energético

La eficiencia energética del sistema se evaluó considerando la reducción en el consumo de energía del compresor, ya que este equipo representa la mayor demanda eléctrica del ciclo de refrigeración.

La variación porcentual en el consumo se calculó a partir de la siguiente expresión:

$$\% \text{ Reducción Energética} = \frac{E_{simple} - E_{economizador}}{E_{simple}} \times 100 \quad (13)$$

Sustituyendo los valores obtenidos de la simulación:

$$\% \text{ Reducción Energética} = \frac{84,11 - 70,46}{84,11} \times 100$$

$$\% \text{ Reducción Energética} = 16,228 \%$$

El resultado muestra que el ciclo con economizador requiere aproximadamente 16,3 % menos energía en el compresor, lo que se traduce en un ahorro significativo en términos de operación.

#### 6.4. Análisis del coeficiente de rendimiento (COP)

El coeficiente de rendimiento (COP) es un indicador integral del desempeño de los sistemas de refrigeración, ya que relaciona la capacidad de refrigeración entregada en el evaporador con el trabajo consumido por el compresor. Se define mediante la expresión:

$$COP = \frac{Duty_{chiller}}{W_{compresor}} \quad (14)$$

En la simulación realizada, el duty del evaporador fue de 613.775,9 Btu/hr para ambos ciclos. El consumo de energía del compresor se obtuvo en unidades de potencia (HP), por lo que fue necesario realizar la conversión a unidades térmicas consistentes. Se utilizó la equivalencia:

$$1HP = 745,7W = \frac{2.545Btu}{hr} \quad (15)$$

De esta manera, los consumos energéticos se expresaron como:

- Ciclo simple:

$$84,11HP = 214143,95 \frac{Btu}{hr}$$

- Ciclo con economizador:

$$70,46HP = 179348,77 \frac{Btu}{hr}$$

Sustituyendo en la ecuación del COP, se obtiene:

- **Ciclo simple:**

$$COP = \frac{613775,9}{214143,95} = 2,861$$

- **Ciclo con economizador:**

$$COP = \frac{613775,9}{179348,77} = 3,422$$

Los resultados muestran un incremento del COP de 2,87 a 3,42 al incorporar el economizador, lo que representa una mejora relativa de 19,2 % en la eficiencia global del sistema. Esta tendencia confirma lo observado en el análisis térmico y energético por separado: la reducción del consumo de energía en el compresor y la mejora en las condiciones de refrigeración del evaporador se reflejan en un mejor desempeño global del ciclo.

### **6.5. Sensibilización del desempeño del ciclo simple de refrigeración con propano**

Se realizaron estudios de sensibilización sobre variables críticas de operación. El objetivo fue evaluar cómo cambios en parámetros clave afectan el desempeño del ciclo, específicamente el flujo de propano en el ciclo de refrigeración, el duty del chiller y la energía consumida por el compresor. Se seleccionaron tres variables de interés: presión de entrada del gas natural, temperatura del gas de ventas y pureza del gas.

### 6.5.1. Sensibilización de la presión de entrada

Para evaluar la influencia de la presión de entrada del gas en el desempeño de la planta de refrigeración, se realizaron simulaciones variando este parámetro de 400 a 800 psig, mientras se mantuvieron constantes las demás condiciones de operación. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 6.X.

**Tabla 11.** Resultados de la variación de la presión de entrada.

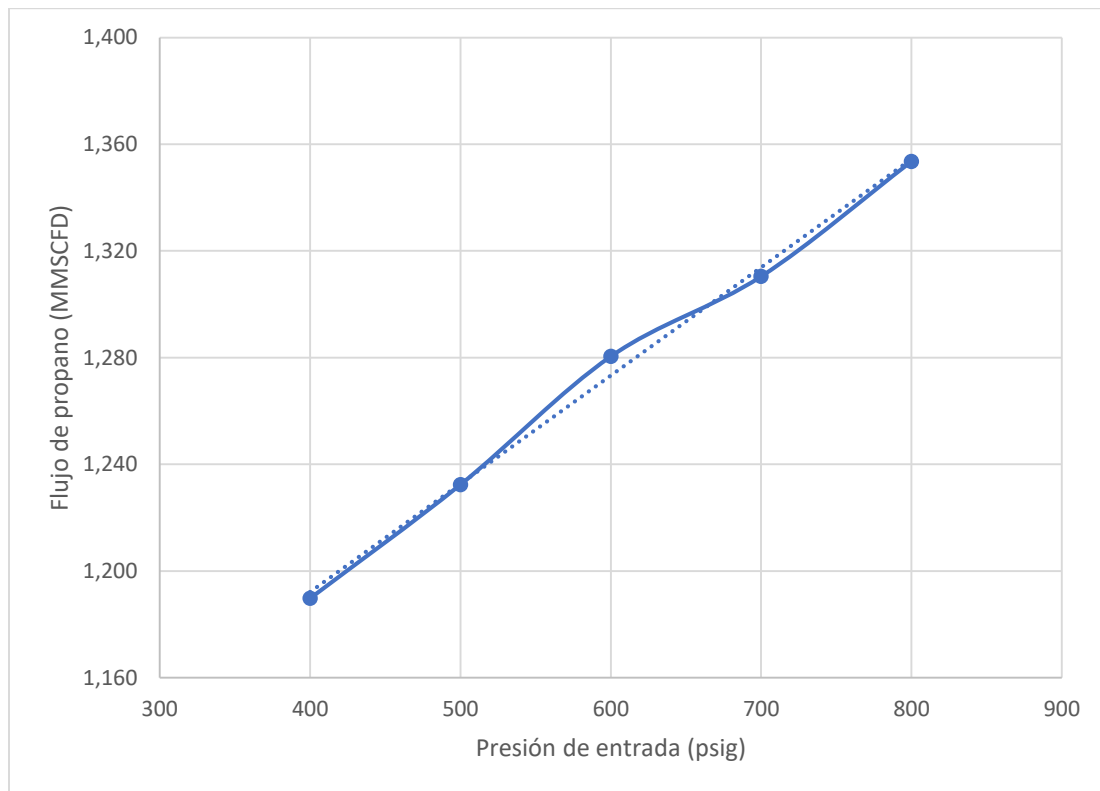
<b>Presión de entrada (psig)</b>	<b>Flujo de propano (MMSCFD)</b>	<b>Duty chiller (Btu/hr)</b>	<b>Energía compresor (HP)</b>
<b>400</b>	1,190	764157,776	185815,557
<b>500</b>	1,232	793368,991	197260,757
<b>600</b>	1,280	827783,138	214007,278
<b>700</b>	1,310	852339,455	232270,566
<b>800</b>	1,354	887595,676	258018,278

Nota: La tabla muestra los resultados obtenidos al variar la presión de entrada del gas en la planta de refrigeración, incluyendo el flujo de propano, el duty del chiller y la energía del compresor. Elaborado por los autores.

Para complementar los resultados tabulados, se presentan a continuación las figuras que muestran la relación entre la presión de entrada y cada variable, permitiendo identificar tendencias y efectos significativos sobre el desempeño del sistema.

En la Figura 31 se observa que el flujo de propano aumenta de manera casi lineal al incrementar la presión de entrada. Este comportamiento indica que mayores presiones permiten transportar un mayor volumen de refrigerante a través del ciclo, lo que puede mejorar la capacidad de enfriamiento, pero también incrementa la carga sobre los equipos de bombeo y compresión. La tendencia refleja que el sistema es sensible a la presión de alimentación en términos de transporte del refrigerante.

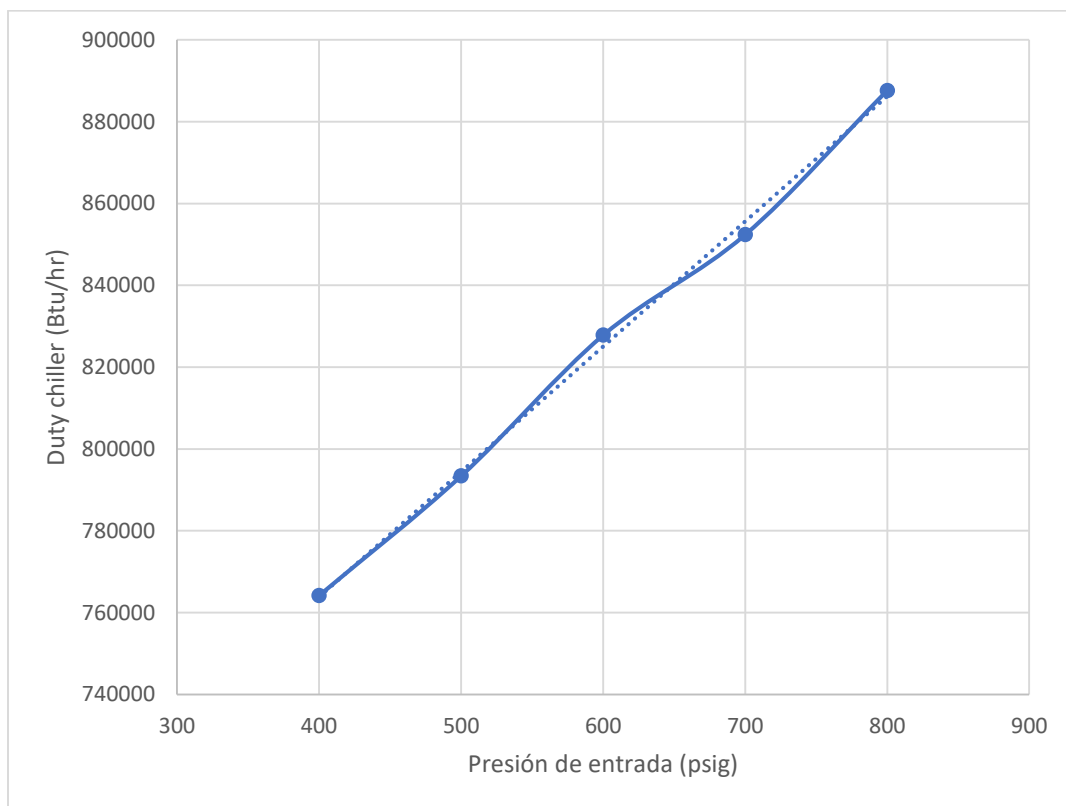
**Figura 31.** Presión de entrada vs Flujo de propano



Nota: La gráfica muestra la relación entre la presión de entrada del gas y el flujo de propano en la planta de refrigeración, evidenciando cómo el aumento de la presión permite transportar mayores volúmenes de refrigerante. Elaborado por los autores.

En la figura 32 se puede ver que el duty del chiller aumenta con la presión de entrada, lo que indica que se requiere remover más calor cuando el gas ingresa a mayores presiones. Esto es consistente con el incremento del flujo de propano, ya que transportar más refrigerante eleva la carga térmica que el chiller debe manejar. La gráfica evidencia la importancia de optimizar la presión de entrada para no sobrecargar los equipos de refrigeración.

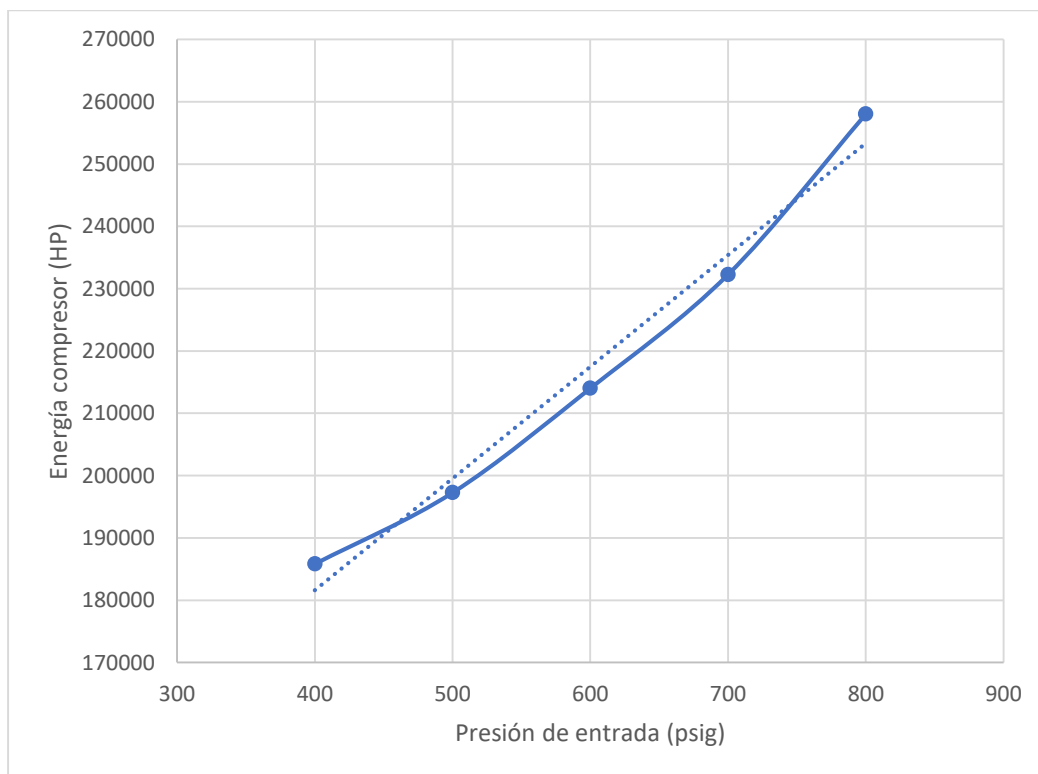
**Figura 32.** Presión de entrada vs Duty del chiller.



Nota: La gráfica ilustra la variación del duty del chiller con la presión de entrada del gas, permitiendo identificar la carga térmica que debe remover el sistema a diferentes condiciones de operación. Elaborado por los autores.

En la figura 33 la energía del compresor aumenta de manera más pronunciada que las otras variables a medida que se incrementa la presión de entrada. Esto refleja que el consumo energético es muy sensible a este parámetro y puede impactar significativamente la eficiencia operativa de la planta. La tendencia indica que, aunque aumentar la presión mejora el flujo de refrigerante, también implica un mayor gasto de energía, por lo que es necesario encontrar un balance entre capacidad de enfriamiento y eficiencia energética.

**Figura 33.** Presión de entrada vs Energía del compresor.



Nota: La gráfica representa la energía consumida por el compresor en función de la presión de entrada del gas, mostrando la sensibilidad del consumo energético del sistema frente a cambios en la presión de alimentación. Elaborado por los autores.

La presión de entrada del gas tiene un efecto directo sobre el flujo de propano, la carga térmica del chiller y el consumo energético del compresor. El análisis de las gráficas permite identificar que, aunque mayores presiones incrementan la capacidad de transporte y enfriamiento, también generan un aumento significativo en el consumo de energía. Por tanto, es recomendable definir un rango de operación que optimice la eficiencia del sistema sin comprometer su desempeño.

### 6.5.2. Sensibilización de la temperatura del gas de ventas

Para evaluar cómo la temperatura del gas de ventas afecta el desempeño de la planta de refrigeración, se realizaron simulaciones variando este parámetro entre 70 y 90 °F, manteniendo constantes las demás condiciones de operación. Los resultados se presentan en la Tabla 6.X.

**Tabla 12.** Resultados de la variación de la temperatura del gas de ventas

---

<b>Temperatura gas de ventas (°F)</b>	<b>Flujo de propano (MMSCFD)</b>	<b>Duty chiller (Btu/hr)</b>	<b>Energía compresor (HP)</b>
---	--	----------------------------------	---------------------------------------

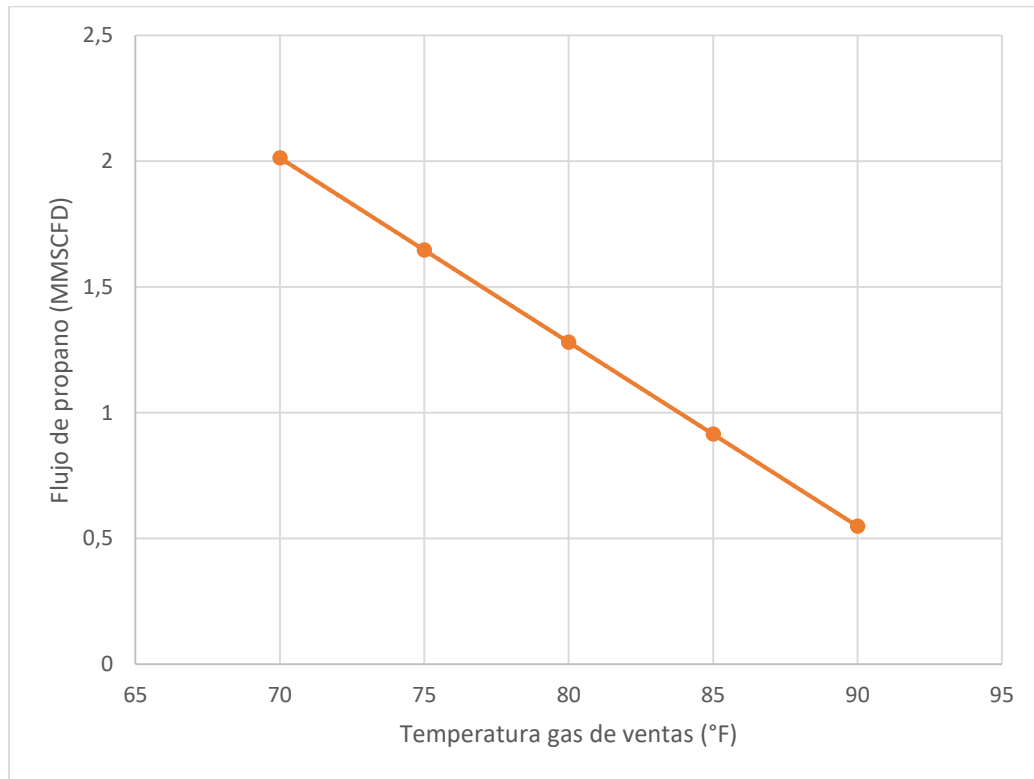
---

<b>70</b>	2,013	1301522,404	336483,378
<b>75</b>	1,647	1064493,449	275204,138
<b>80</b>	1,280	827783,138	214007,278
<b>85</b>	0,915	591331,221	152877,220
<b>90</b>	0,549	355081,553	91799,450

Nota: La tabla muestra los resultados obtenidos al variar la temperatura del gas de ventas, incluyendo el flujo de propano, el duty del chiller y la energía del compresor. Elaborado por los autores.

En la figura 34 se observa que el flujo de propano disminuye significativamente al incrementarse la temperatura del gas de ventas. Esto indica que temperaturas más bajas favorecen el transporte de mayor cantidad de refrigerante, mejorando la capacidad de enfriamiento del sistema. Por el contrario, a temperaturas más altas, la planta requiere menor flujo de propano, lo que reduce la eficiencia de refrigeración.

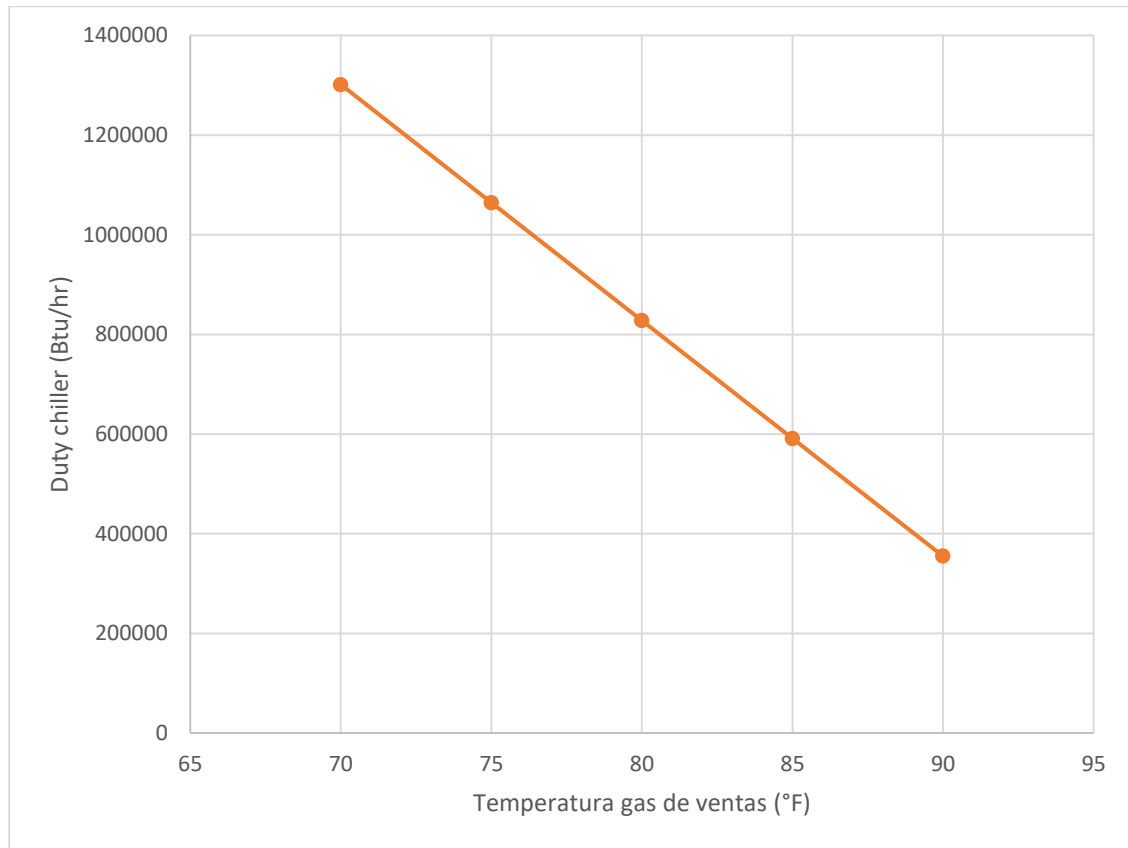
**Figura 34.** Temperatura del gas de ventas vs Flujo de propano.



Nota: La gráfica muestra cómo el flujo de propano disminuye a medida que aumenta la temperatura del gas de ventas, evidenciando la dependencia del sistema de refrigeración respecto a este parámetro. Elaborado por los autores.

En la figura 35 se ve que el duty del chiller disminuye de manera significativa con el aumento de la temperatura de gas de ventas, reflejando que la carga térmica a remover disminuye. Esto se debe a que, a temperaturas más altas, la diferencia de temperatura entre el gas y el refrigerante es menor, reduciendo la necesidad de enfriamiento. Esta tendencia muestra la importancia de controlar la temperatura de entrada para mantener la eficiencia del chiller.

**Figura 35.** Temperatura del gas de ventas vs Duty del chiller.

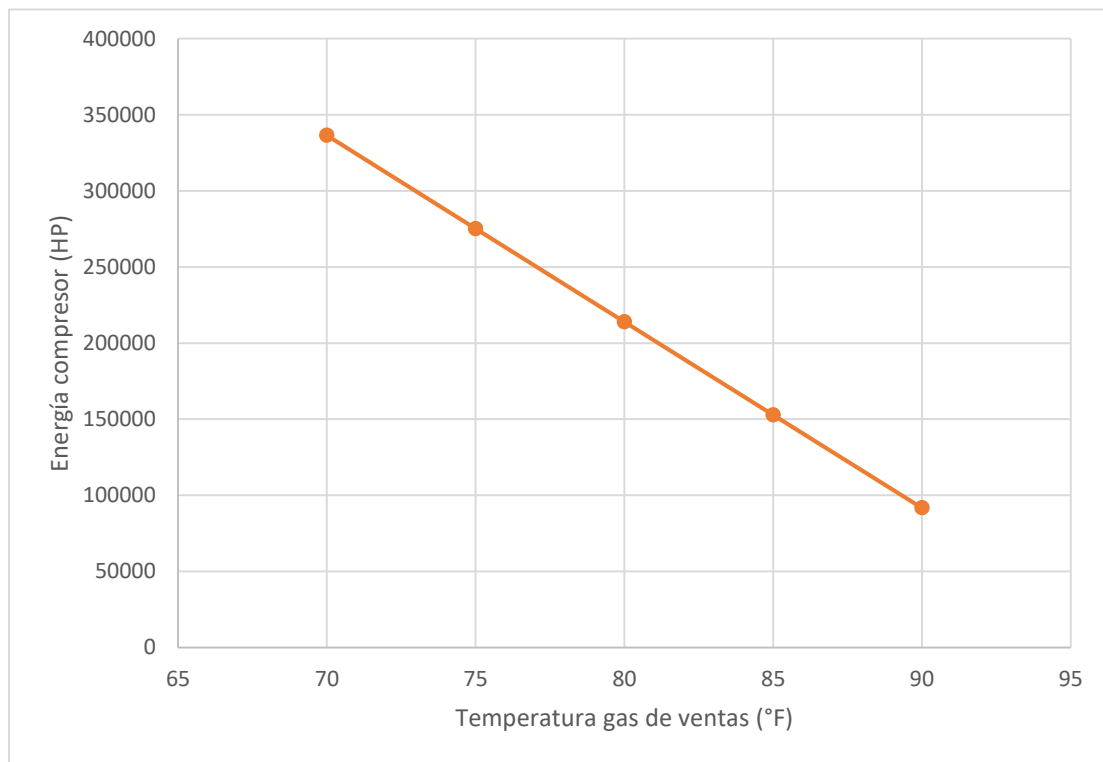


Nota: La gráfica ilustra la disminución del duty del chiller con el aumento de la temperatura del gas de ventas, permitiendo identificar cómo se reduce la carga térmica a remover en condiciones más cálidas. Elaborado por los autores.

En la figura 36 la energía del compresor disminuye a medida que la temperatura del gas de ventas aumenta. Esto refleja que, con temperaturas más altas, se requiere menor trabajo de compresión, reduciendo el consumo energético. Sin embargo, esta reducción también implica

menor capacidad de refrigeración, por lo que es necesario balancear la temperatura de operación para garantizar eficiencia sin comprometer el desempeño del sistema.

**Figura 36.** Temperatura del gas de ventas vs Energía del compresor.



Nota: La gráfica representa la energía consumida por el compresor en función de la temperatura del gas de ventas, evidenciando cómo el consumo energético disminuye a medida que aumenta la temperatura. Elaborado por los autores.

El análisis evidencia que temperaturas más bajas permiten un mayor flujo de refrigerante y mayor capacidad de enfriamiento, aunque con un aumento en el consumo energético. Por el

contrario, temperaturas más altas reducen la carga del chiller y el consumo de energía, pero limitan la eficiencia de la refrigeración.

### 6.5.3. Sensibilización de la pureza del gas de entrada

Para evaluar cómo la pureza del gas de entrada afecta el desempeño de la planta de refrigeración, se realizaron simulaciones variando la fracción de metano en el gas entre 86 % y 95,6 %, manteniendo constantes las demás condiciones de operación. Se presentan en la Tabla 13 los resultados

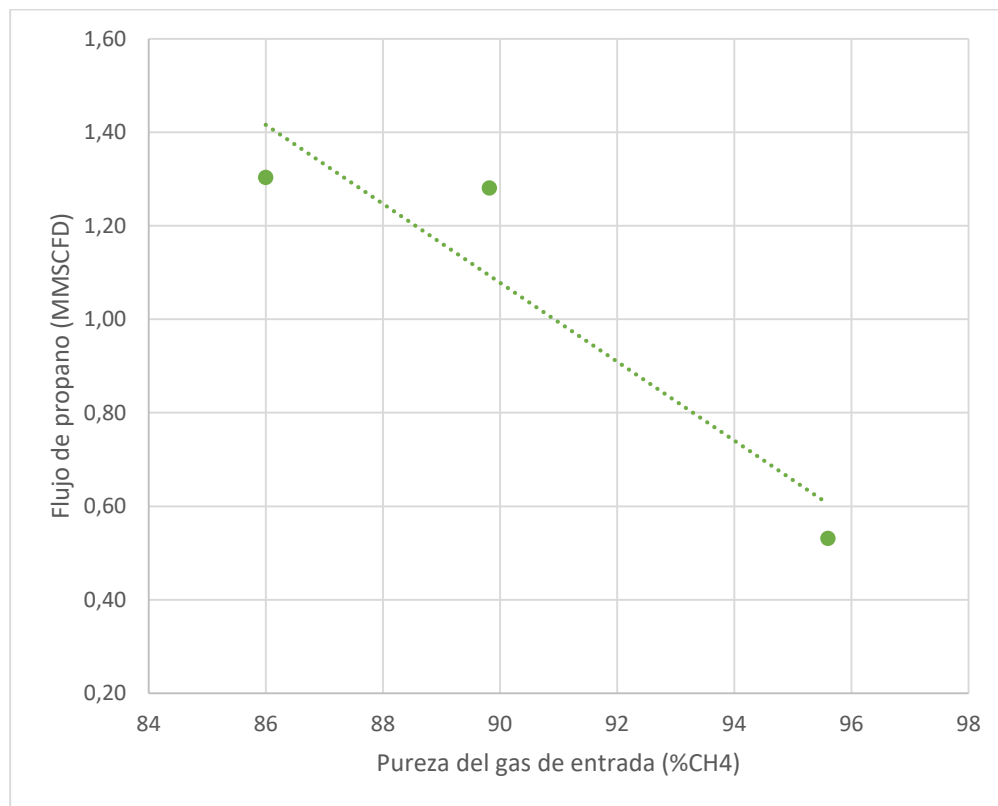
**Tabla 13.** Resultados de la variación de la pureza del gas de entrada.

Pureza del gas de entrada (%CH <sub>4</sub> )	Flujo de propano (MMSCFD)	Duty chiller (Btu/hr)	Energía compresor (HP)
86	1,303	842081,386	216557,965
89,82	1,280	827783,138	214007,278
95,6	0,531	343751,148	89239,370

Nota: La tabla muestra los resultados obtenidos al variar la pureza del gas de entrada, incluyendo el flujo de propano, el duty del chiller y la energía del compresor. Elaborado por los autores.

En la figura 37 se observa que, a mayores concentraciones de metano, el flujo de propano requerido disminuye significativamente. Esto se debe a que un gas más puro tiene menor cantidad de componentes pesados que necesitan ser enfriados y separados, reduciendo la demanda de refrigerante en el ciclo. La tendencia indica que la eficiencia del transporte de propano depende directamente de la composición del gas.

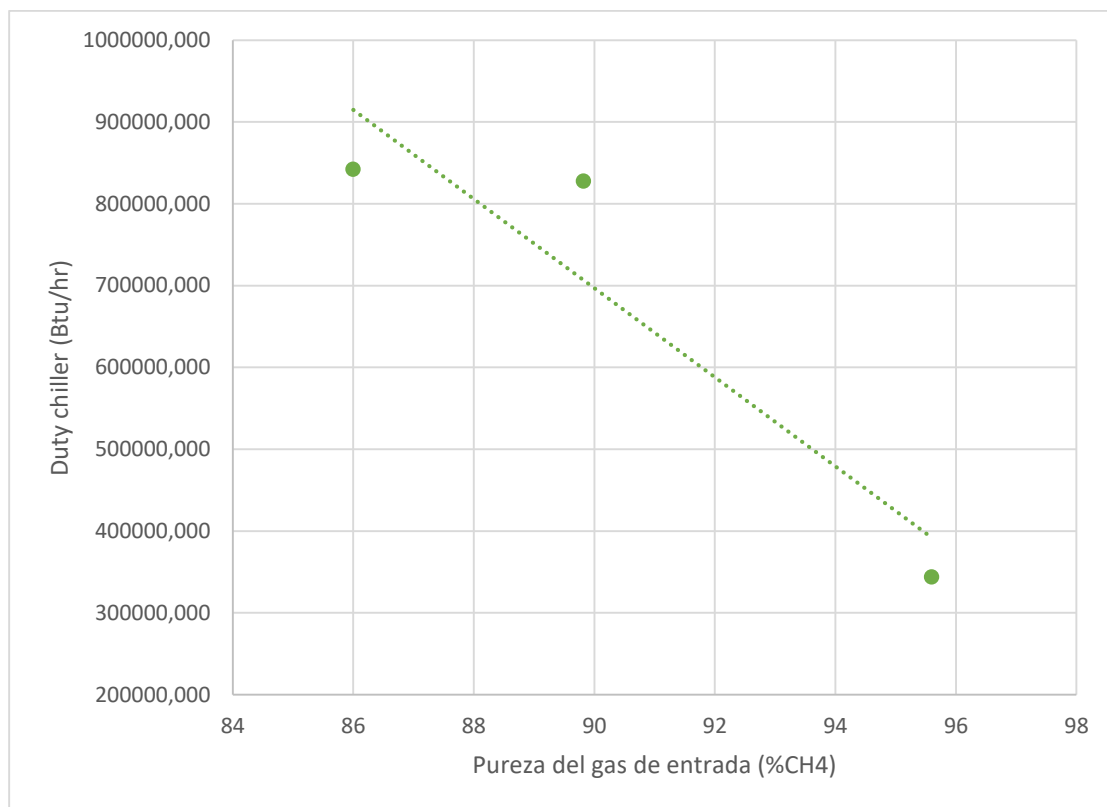
**Figura 37.** Pureza del gas de entrada vs Flujo de propano.



Nota: La gráfica muestra cómo el flujo de propano disminuye a medida que aumenta la pureza del gas de entrada, evidenciando la dependencia del sistema de refrigeración respecto a la composición del gas. Elaborado por los autores.

En la figura 38 se ve que el duty del chiller disminuye al aumentar la pureza del gas, reflejando que un gas más rico en metano requiere menor capacidad de enfriamiento. Esto ocurre porque los componentes pesados, que demandan más refrigeración, son menos abundantes a mayor pureza, reduciendo la carga térmica total sobre el chiller.

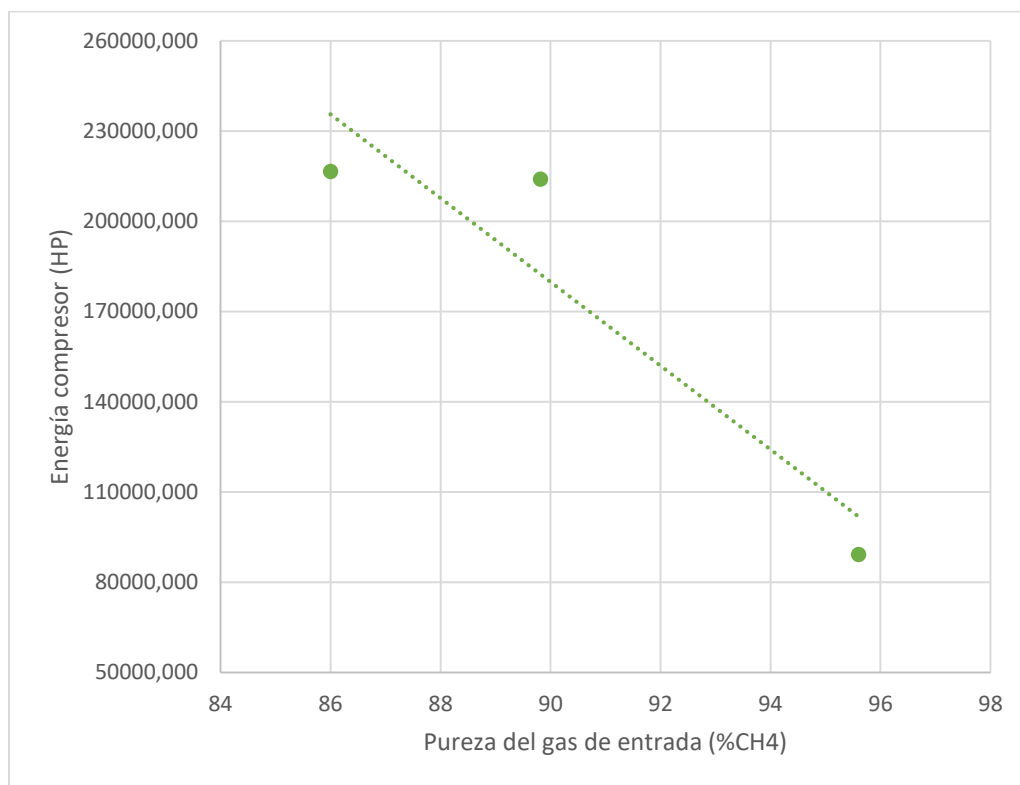
**Figura 38.** Pureza del gas de entrada vs Duty del chiller.



Nota: La gráfica ilustra la disminución del duty del chiller con el aumento de la pureza del gas, mostrando cómo la carga térmica a remover disminuye al incrementarse la fracción de metano. Elaborado por los autores.

Finalmente, en la figura 39 la energía del compresor disminuye a medida que aumenta la pureza del gas, mostrando que gases más ricos en metano requieren menos trabajo de compresión. Esto se relaciona con la menor cantidad de componentes pesados que generan presión y volumen adicionales dentro del ciclo, permitiendo una operación más eficiente energéticamente.

**Tabla 14.** Pureza del gas de entrada vs Energía del compresor.



Nota: La gráfica representa la energía consumida por el compresor en función de la pureza del gas de entrada, evidenciando cómo el consumo energético disminuye con gases más puros. Elaborado por los autores.

La pureza del gas de entrada ejerce un efecto significativo sobre el flujo de propano, la carga térmica del chiller y el consumo energético del compresor. A medida que aumenta la fracción de metano, se observa una disminución considerable en el flujo de refrigerante requerido, en el duty del chiller y en la energía del compresor. Esto refleja que un gas más puro es más fácil de manejar dentro del ciclo de refrigeración, reduciendo la demanda de enfriamiento y el esfuerzo energético de los equipos.

Estos resultados no solo permiten comprender la sensibilidad del sistema frente a cambios en la composición del gas, sino que también ofrecen información valiosa para la operación de la planta: al conocer la pureza del gas de entrada, es posible ajustar parámetros de operación para optimizar la eficiencia energética y garantizar un desempeño óptimo del sistema. En resumen, la pureza del gas es un factor crítico que puede influir directamente en la capacidad de enfriamiento y en los costos de operación, y su control cuidadoso es clave para una operación confiable y eficiente.

## **7. Validación del modelo frente a la literatura**

La validez del modelo desarrollado se verificó mediante la comparación de los resultados obtenidos en la simulación con datos experimentales y estudios reportados en la literatura. La comparación se centró en dos parámetros principales: el consumo de energía en el compresor y la eficiencia térmica, expresada como reducción del duty del condensador.

En la simulación, el ciclo con economizador redujo el consumo del compresor en aproximadamente 16,3 % (84,11 HP en el ciclo simple frente a 70,46 HP en el ciclo con economizador). De forma análoga, el duty del condensador disminuyó en un 16,2 % (827783,1 Btu/hr frente a 693491,4 Btu/hr). Además, se observó una reducción en la fracción de vapor a la salida de la válvula de expansión del 11,9 %, lo que representa una mejora en las condiciones de entrada al evaporador. }

Estos valores son coherentes con los resultados documentados en diversos trabajos experimentales y de simulación:

- Ma et al. (2008) realizaron un estudio experimental sobre un sistema con tanque flash, demostrando que esta configuración reduce el trabajo de compresión y mejora la capacidad de refrigeración, con incrementos de desempeño en el rango de 10 – 20 %, dependiendo de la presión intermedia y de la fracción de inyección utilizada.
- JMCampbell (2008), en una revisión técnica ampliamente utilizada en la industria, reporta reducciones en el consumo del compresor del orden de 12,7 – 16,1 % al implementar un flash-economizer en comparación con un ciclo simple. Los resultados de la tesis (16,3 %) coinciden estrechamente con este rango.
- Yang et al. (2024) analizaron el desempeño de un sistema de refrigeración con propano (R290) bajo la estrategia de inyección de vapor, obteniendo incrementos de 14,3 % en el COP y mejoras de capacidad en condiciones de operación equivalentes a las simuladas en este trabajo.

- Performance Improvement of Propane Refrigeration Unit in an LNG Plant (2023) evaluó mejoras operativas en una unidad de refrigeración con propano, proponiendo ajustes de expansión análogos a configuraciones tipo economizador, logrando reducción del consumo energético del compresor.
- Sun et al. (2023) realizaron simulaciones en Aspen HYSYS sobre la recuperación de condensados de gas natural usando mezcla etano–propano, evaluando la sensibilidad de presiones y temperaturas, lo cual permite extraer tendencias aplicables a procesos de enfriamiento con propano puro.
- Cheng (2018), en un estudio teórico-experimental sobre diferentes tipos y tamaños de economizadores con inyección de gas, encontró que la incorporación de estas tecnologías puede generar incrementos en el COP del orden de 16 – 32 %, confirmando que los valores de mejora dependen en gran medida de la presión intermedia y de la fracción de inyección.
- Tashtoush et al. (2020), en un análisis termo-económico de sistemas de refrigeración con mejoras internas, indican que las configuraciones con economizador o vapor injection producen mejoras típicas en el COP cercanas al 10 %, incluso bajo condiciones conservadoras de operación.

En conjunto, estos estudios muestran que las reducciones de consumo de energía en el compresor y las mejoras térmicas alcanzadas por nuestro modelo se encuentran dentro de los rangos reportados experimental y teóricamente en la literatura. Si bien los valores exactos dependen de las condiciones operativas (refrigerante, temperatura de evaporación/condensación,

presión intermedia y configuración del economizador), la tendencia general y el orden de magnitud de la mejora son consistentes.

## 8. Conclusiones

El modelo de simulación desarrollado permitió analizar de manera integral el desempeño de una planta de refrigeración de gas natural con propano, evaluando dos configuraciones de ciclo: simple y con economizador. Los resultados obtenidos evidenciaron mejoras significativas en la eficiencia energética y térmica al incorporar el economizador, lo que confirma la validez y utilidad del modelo propuesto.

La simulación mostró que el ciclo con economizador reduce el consumo de energía del compresor en aproximadamente 16,3 %, pasando de 84,11 HP en el ciclo simple a 70,46 HP en el ciclo con economizador. Esta disminución en la potencia requerida se traduce en una operación más eficiente y con menores costos energéticos. Asimismo, el coeficiente de desempeño (COP) aumentó de 2,87 a 3,42, representando una mejora del 19,2 % en la eficiencia global del sistema de refrigeración.

El análisis térmico indicó una reducción del duty del condensador del 16,2 % y una mejora en las condiciones de entrada al evaporador, reflejada en una disminución del 11,9 % en la fracción de vapor después de la expansión. Estos resultados confirman que la inclusión del economizador optimiza el aprovechamiento energético del ciclo y mejora la capacidad de refrigeración del sistema.

Las sensibilizaciones realizadas permitieron identificar los parámetros operativos con mayor influencia sobre el desempeño del sistema. La presión de entrada del gas y la temperatura del gas de ventas mostraron un efecto directo sobre el consumo energético y la capacidad de

enfriamiento, mientras que la pureza del gas de entrada afectó la demanda de refrigerante y la carga térmica del chiller. En general, se observó que operar con presiones y temperaturas moderadas, junto con gases de mayor pureza, favorece la eficiencia del proceso.

La validación del modelo frente a estudios experimentales y teóricos reportados en la literatura evidenció coherencia entre los resultados obtenidos y los rangos de mejora documentados (10–20 %), lo que respalda la fiabilidad de la simulación y la consistencia metodológica del trabajo.

Si bien el uso de propano puro constituye una aproximación idealizada, esta simplificación permitió comprender con claridad los efectos termodinámicos del economizador y cuantificar su impacto en la eficiencia del ciclo. En condiciones reales, podrían presentarse ligeras desviaciones debido a impurezas o mezclas de refrigerantes, aunque sin afectar significativamente las tendencias observadas.

En conjunto, los resultados obtenidos demuestran que el modelado y la simulación en Aspen HYSYS constituyen una herramienta eficaz para analizar y optimizar sistemas de refrigeración de gas natural, permitiendo identificar oportunidades de ahorro energético y orientar el diseño hacia configuraciones más eficientes y sostenibles dentro de la industria del gas.

## 9. Recomendaciones

En el desarrollo de este trabajo se identificaron oportunidades de mejora que podrían fortalecer el desempeño de una planta de refrigeración con propano orientada al control del punto de rocío de hidrocarburos. Una primera recomendación es la incorporación de intercambiadores de calor y válvulas adicionales dentro del ciclo. Esta estrategia permitiría generar fracciones de vapor que favorezcan un mayor intercambio térmico, logrando así una mayor eficiencia en el proceso y un control más preciso de las condiciones de operación.

De igual manera, resulta recomendable profundizar en la evaluación de configuraciones más avanzadas del ciclo, como la implementación de múltiples etapas de compresión con enfriamiento intermedio o sistemas híbridos que combinen la refrigeración mecánica con técnicas como la inyección de vapor. Estas configuraciones, reportadas en la literatura, han mostrado un potencial significativo en la reducción del consumo energético y en la optimización del comportamiento termodinámico del sistema.

Otra estrategia a considerar es la implementación de sistemas de control más sofisticados, que permitan ajustar en tiempo real las variables críticas del proceso, como las presiones de operación y las temperaturas de salida de cada equipo. El uso de controladores avanzados o incluso el acoplamiento con algoritmos de optimización podría contribuir a minimizar pérdidas energéticas y garantizar un funcionamiento más estable del sistema.

Finalmente, se recomienda ampliar la validación del modelo a través de la comparación con datos experimentales obtenidos en plantas reales o en estudios de campo. Esto no solo

reforzaría la confiabilidad de los resultados, sino que también proporcionaría información práctica para identificar ajustes en el diseño y en la operación. Además, futuros trabajos podrían incluir análisis económicos que permitan evaluar la viabilidad de las estrategias propuestas, relacionando los beneficios energéticos y térmicos con los costos de implementación.

## 10. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ahmed, T., & Meehan, D. N. (2016). *Advanced reservoir engineering*. Gulf Professional Publishing.
- Aníbal Roberto Rodríguez Borbor, & Figueroa Orrala, J. J. (2017). *Evaluación de desempeño de plantas deshidratadoras del gas proveniente de pozos Off-Shore a condiciones de operación por debajo de las de diseño* (Tesis de pregrado). Universidad Estatal Península de Santa Elena, La Libertad.
- Austegard, A., Solbraa, E., & Mølnvik, M. J. (2017). Thermodynamic models for CO<sub>2</sub>-natural gas mixtures: Evaluation of the SRK, PR and CPA equations of state. *Fluid Phase Equilibria*, 449, 15–30.
- Aspen Technology, Inc. (2020). *Aspen HYSYS V12 documentation*. Burlington, MA: Aspen Technology, Inc. <https://www.aspentech.com>.
- Beggs, H. D. (2010). *Gas production operations*. Tulsa, OK: OGCI Publications.
- BP. (2022). *Statistical review of world energy 2022*. BP. <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy.html>
- Cadenas, A. (2017). *Procesamiento de Gas Natural*. Editorial Repsol.

Campbell, J. M., & Hendershot, R. J. (2012). *Gas conditioning and processing: Volume 2 – The equipment modules* (10th ed.). Campbell Petroleum Series.

Campbell, J. M., & Whitson, C. H. (2018). *Petroleum production systems* (2nd ed.). Pearson.

Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2019). *Thermodynamics: An engineering approach* (9.<sup>a</sup> ed.). McGraw-Hill Education.

Comisión de Regulación de Energía y Gas – CREG. (2018). *Resolución 050 de 2018, por la cual se modifican disposiciones del Reglamento Único de Transporte de gas natural.*

Recuperado de [https://normas.cra.gov.co/gestor/docs/resolucion\\_creg\\_0050\\_2018.htm](https://normas.cra.gov.co/gestor/docs/resolucion_creg_0050_2018.htm)

Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG). (2004). *D-001 Cargos Flandes-Guando, Petrobras*.  
<https://gestornormativo.creg.gov.co/Publicac.nsf/1c09d18d2d5ffb5b05256eee0709c02/44a5ab098739a6820525785a007a66e7/%24FILE/D-001%20CARGOS%20FLANDES-GUANDO-%20PETROBRAS-.pdf>

García, A. (2018). *Ingeniería de Procesos de Gas Natural*. Alfaomega.

GPSA Engineering Data Book. (2012). Gas Processors Suppliers Association.

GPSA Engineering Data Book. (2015). *Gas Processors Suppliers Association* (14th ed.). Tulsa, Oklahoma: GPSA.

Guo, B., Ghalambor, A., & Lyons, W. C. (2005). *Petroleum production engineering: A computer-assisted approach*. Gulf Professional Publishing.

International Energy Agency. (2020). *World energy outlook 2020*. IEA.

<https://www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2020>

Khan, M. J. (2017). *Design and optimization of refrigeration cycles in natural gas processing*.

*Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 45, 123–136.

<https://doi.org/10.1016/j.jngse.2017.04.012>

Katz, D. L., & Lee, R. L. (1990). *Natural gas engineering: Production and storage*. McGraw-Hill.

Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2011). *Fundamentals of natural gas processing* (2.<sup>a</sup> ed.). CRC Press. <https://doi.org/10.1201/b14397>

Ministerio de Minas y Energía. (2020). *Informe de reservas y producción de gas natural en Colombia 2020*. Bogotá: Ministerio de Minas y Energía.

<https://www.minenergia.gov.co/es/misional/hidrocarburos/funcionamiento-del-sector/gas-natural/>

Mokhatab, S., & Economides, M. J. (2006). Effect of gas processing on natural gas quality and its marketability. *Energy Sources*, 28(8), 731–746.

Mokhatab, S., Poe, W. A., & Speight, J. G. (2019). *Handbook of natural gas transmission and processing* (4th ed.). Gulf Professional Publishing.

Morán, M. J., Shapiro, H. N., Boettner, D. D., & Bailey, M. B. (2010). *Fundamentals of engineering thermodynamics* (7th ed.). John Wiley & Sons.

Pena Piarpusan, A. E., & Salazar Estevez, A. (2016). *Desarrollo de un software didáctico para el diseño de plantas de deshidratación de gas natural con trietilenglicol (TEG)*. Tesis doctoral, Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos.

Peng, D.-Y., & Robinson, D. B. (1976). A new two-constant equation of state. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 15(1), 59–64.

<https://doi.org/10.1021/i160057a011>

Performance improvement of propane refrigeration unit in an LNG plant. (2023). *Journal of Natural Gas Engineering and Technology*.

Prausnitz, J. M., Lichtenthaler, R. N., & de Azevedo, E. G. (1999). *Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria* (3.<sup>a</sup> ed.). Prentice Hall.

Process Sensing Technologies. (2025). *Hydrocarbon dew point analyzers*. Process Sensing Technologies. <https://www.processsensing.com/en-us/dewpoint/hydrocarbon-dew-point-analyzers>

Rodríguez Borbor, A. R., & Figueroa Orrala, J. J. (2017). *Evaluación de desempeño de plantas deshidratadoras del gas proveniente de pozos Off-Shore a condiciones de operación por debajo de las de diseño*. B.S. thesis, Universidad Estatal Península de Santa Elena, La Libertad.

Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (2011). *Separation process principles* (3rd ed.). John Wiley & Sons.

Sloan, E. D., & Koh, C. A. (2008). *Clathrate Hydrates of Natural Gases* (3rd ed.). CRC Press.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2005). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (7.<sup>a</sup> ed.). McGraw-Hill.

Smith, R., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2016). *Introducción a la termodinámica en ingeniería química* (7.<sup>a</sup> ed.). McGraw-Hill.

Speight, J. G. (2019). *Natural gas: A basic handbook*. Gulf Professional Publishing.

Sun, J., Zhou, R., Wang, L., Zeng, X., Hu, S., Yu, H., & Jiang, L. (2023). Process simulation and integration of natural gas condensate recovery using ethane–propane refrigerant mixture. *Processes*, 11(8), 2495. <https://doi.org/10.3390/pr11082495>

Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (2nd ed.). Butterworth-Heinemann.

U.S. Energy Information Administration. (2021). *Natural gas explained*.  
<https://www.eia.gov/energyexplained/natural-gas/>

Wikipedia contributors. (2025, septiembre 24). *Associated petroleum gas*. In *Wikipedia*.  
[https://en.wikipedia.org/wiki/Associated\\_petroleum\\_gas](https://en.wikipedia.org/wiki/Associated_petroleum_gas)

Yang, X., Li, Y., & Chen, Z. (2024). Performance analysis of propane refrigeration system with vapor injection. *International Journal of Refrigeration*, 150, 105-123.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2024.01.005>

ZEGAZ Instruments. (2024). *Hydrocarbon dew point & moisture analyzers*. ZEGAZ

Instruments. <https://www.zegaz.com/products>