

**Definición de los parámetros operativos del proceso de la planta de criogenia ovade  
utilizando software especializado con el fin de mejorar la eficiencia y calidad de sus  
productos**

**Luis Carlos Villacreces Arenas**

**Trabajo de aplicación presentado como requisito para optar al título de Magister en  
Ingeniería de Petróleos y Gas**

**Director de Proyecto**

**Olga Patricia Ortiz Cancino, PhD**

**Universidad Industrial de Santander**

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas**

**Escuela de Ingeniería de Petróleos**

**Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas**

**Énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos**

**Bucaramanga**

**2024**

**Contenido**

	<b>Pág.</b>
Introducción .....	10
1. Descripción de la planta de criogenia ovade.....	11
1.1 Información general .....	11
1.2 Componentes y equipamiento de la planta .....	11
1.3 Descripción del proceso de la planta de gas .....	14
1.4 Especificaciones del gas de entrada a planta .....	16
2. Procesos operativos en la planta OVADE .....	21
2.1 Proceso de deshidratación y eliminación de partículas en el gas de entrada .....	22
2.1.1 Deshidratación gas de entrada. ....	22
2.2 Intercambiador de calor criogénico y separación .....	25
2.3 Torre de-etanizadora .....	28
2.4 Compresión de gas al gasoducto.....	31
2.5 Torre depropanizadora .....	33
2.6 Torre debutanizadora .....	35
2.7 Gas de regeneración .....	37
2.8 Otros sistemas de la planta.....	39
2.8.1 Aceite Térmico.....	39
2.8.2 Gas Combustible.....	41
2.8.3 Sistema de Tea .....	41

3. Definición de parámetros operativos del proceso de la planta de criogenia ovade utilizando software especializado .....	42
3.1 Estimación del caudal de líquidos de la corriente de gas natural (GPM) .....	44
3.2 Poder calorífico del gas de la planta .....	46
3.3 Contenido de agua del gas de entrada a planta .....	47
3.4 Formación de hidratos.....	48
3.4.1 Prevención de la formación de hidratos mediante el uso de tamices moleculares: método actual .....	50
3.5 Simulación en software especializado para definir los parámetros operativos del proceso de la planta de criogenia ovade.....	54
3.6 Control de Dew Point con refrigeración criogénica por Turboexpander y Joule Thomson ...	55
3.7 Estabilización de condensados.....	57
3.8 Calidad de los productos.....	59
3.9 Evaluación del Turn Down ratio y sensibilidad operativa en la planta de gas OVADE .....	60
3.9.1 Definición de Turn Down Ratio .....	61
4. Análisis de los resultados.....	61
5. Conclusiones .....	66
6. Recomendaciones .....	67
Referencias Bibliográficas .....	69

**Lista de Tablas**

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Composición de gas natural actual .....	17
Tabla 2. Aceite Térmico Planta OVADE .....	40
Tabla 3. Tecnologías disponibles para el control de dew point. Planta de gas Ovade. ....	43
Tabla 4. Galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM). ....	44
Tabla 5. Regla para recobro de líquidos .....	45
Tabla 6. Poder calorífico bruto .....	46
Tabla 7. Formación de hidratos a través del software especializado .....	49
Tabla 8. Proceso de deshidratación planta ovade. ....	51
Tabla 9. Definición de parámetros del proceso de deshidratación planta OVADE.....	51
Tabla 10. Formación de hidratos a través del software especializado salida de tamices moleculares .....	53
Tabla 11. Condiciones generales del Proceso para la simulación .....	54
Tabla 12. Recobro de líquidos de la planta de gas usando el turbo expansor y la válvula Joule Thomson. ....	56
Tabla 13. Recobro de líquidos de la planta de gas usando el Joule Thomson como By Pass del turbo expansor y joule Thomson.....	56
Tabla 14. Torres de Fraccionamiento .....	57
Tabla 15. Composición Propano.....	59
Tabla 16. Composición GLP.....	59
Tabla 17. Composición Gasolina.....	60

Tabla 18. Carga mínima del proceso y obtención de productos en la corriente de gas natural. ... 63

Tabla 19. Resultados obtenidos para la recuperación de líquidos de gas natural. .... 63

**Lista de Figuras**

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Planta de gas OVADE Nigeria.....	13
Figura 2. Esquema del sistema de procesamiento de la planta.....	16
Figura 3. Carta control cromatografía.....	18
Figura 4. Diagrama de fases gas natural planta OVADE .....	19
Figura 5. Contenido de agua en gases naturales .....	20
Figura 6. Diagrama de carga del tamiz molecular .....	23
Figura 7. Esquema de una Planta Típica de Adsorción con Lechos Sólidos.....	24
Figura 8. Diagrama Presión-Temperatura en un Proceso Turbo Expander.....	26
Figura 9. Turbo Expander .....	27
Figura 10. Modelo Básico De Fraccionamiento .....	29
Figura 11. Compresores reciprocantes planta Ovade .....	32
Figura 12. Sistema de Tea Planta OVADE.....	42
Figura 13. Curva Formación de Hidratos .....	49
Figura 14. Formación de hidratos a la salida de los tamices moleculares .....	52
Figura 15. Curva formación de hidratos a la salida de los tamices moleculares.....	53
Figura 16. Simulación Planta OVADE.....	58

## **Lista de Apéndices**

### **Apéndices**

Ver documentos adjuntos, pueden ser visualizados en la base de Datos de la Biblioteca UIS

Apéndice A: Simulación en Software Especializado. Parametrización Planta de gas OVADE con un suministro de 70 MMSCFD.

Apéndice B: Simulación en Software Especializado. Parametrización Planta de gas OVADE con un suministro de 95 MMSCFD.

Apéndice C: Simulación en Software Especializado. Parametrización Planta de gas OVADE con un suministro de 200 MMSCFD.

## Resumen

**Título:** Definición de los parámetros operativos del proceso de la planta de criogenia ovade utilizando software especializado con el fin de mejorar la eficiencia y calidad de sus productos \*

**Autor** Luis Carlos Villacreces Arenas \*\*

**Palabras claves:** Dew Point de Hidrocarburos, Autorefrigeración, Refrigeración Criogénica, Válvula Joule Thomson, Turboexpander y Recuperación de Líquidos de Gas Natural, Torres de Fraccionamiento, Tamices Moleculares.

### Descripción

La planta criogénica de gas natural de OVADE, en Benín, Nigeria, enfrenta desafíos operativos significativos. A pesar de su capacidad de procesamiento de 200 millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCD), solo opera al 37% de su capacidad de diseño máxima. Esta limitación ha provocado condiciones operativas desfavorables, reflejadas en una disminución notable en el recobro de líquidos, lo que resulta en pérdidas económicas sustanciales y altos costos de mantenimiento debido a la baja eficiencia operativa. Además, se ha observado un impacto negativo en la confiabilidad del sistema.

El propósito fundamental de este trabajo es definir los parámetros operativos del proceso mediante una herramienta de software especializada. Se busca mejorar la eficiencia y rentabilidad del recobro de productos pesados de la corriente de gas, especialmente bajo condiciones modeladas. La implementación exitosa de esta herramienta no solo abordará los desafíos operativos actuales, sino que también sentará las bases para un funcionamiento más eficiente y sostenible de la planta en el futuro.

Los resultados obtenidos reflejan no solo la capacidad de la planta para adaptarse a diferentes cargas de trabajo, sino también la importancia de una planificación operativa precisa y una optimización continua del proceso. Estos logros han contribuido a una mayor eficiencia operativa y confiabilidad del sistema, marcando un paso importante hacia un funcionamiento más eficiente y sostenible de la planta. La herramienta de software no solo ha abordado los desafíos operativos actuales, sino que también ha establecido el camino para mejoras continuas en el rendimiento de la planta.

---

\* Trabajo de Aplicación

\*\* Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas Énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos Director de Proyecto Olga Patricia Ortiz Cancino, PhD

## Abstract

**Title:** Definition of the operational parameters of the ovade cryogenic plant process using specialized software in order to improve efficiency and product quality\*

**Authors** Luis Carlos Villacreces Arenas\*\*

**Keywords:** Hydrocarbon Dew Point, Self-refrigeration, Cryogenic Refrigeration, Joule Thomson Valve, Turboexpander, Natural Gas Liquid Recovery, Fractionation Towers, Molecular Sieves

### Description

The cryogenic natural gas plant of OVADE, located in Benin, Nigeria, faces significant operational challenges. Despite its processing capacity of 200 million standard cubic feet per day (MMSCD), it operates at only 37% of its maximum design capacity. This limitation has led to unfavorable operational conditions, reflected in a notable decrease in liquid recovery, resulting in substantial economic losses and high maintenance costs due to low operational efficiency. Additionally, a negative impact on system reliability has been observed.

The main purpose of this work is to define the operational parameters of the process using specialized software. The aim is to improve the efficiency and profitability of heavy product recovery from the gas stream, especially under modeled conditions. The successful implementation of this tool will not only address current operational challenges but also lay the groundwork for a more efficient and sustainable operation of the plant in the future.

The results obtained not only reflect the plant's ability to adapt to different workloads but also the importance of precise operational planning and continuous process optimization. These achievements have contributed to greater operational efficiency and system reliability, marking a significant step towards a more efficient and sustainable operation of the plant. The software tool has not only addressed current operational challenges but has also paved the way for ongoing improvements in plant performance.

---

\* Degree draft

\*\* Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas Énfasis en Ingeniería de Gas y Procesos Director de Proyecto Olga Patricia Ortiz Cancino, PhD

## Introducción

La planta criogénica de gas natural de OVADE, situada en Benín, Nigeria, enfrenta actualmente desafíos operativos significativos. A pesar de su capacidad nominal de procesamiento de 200 millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCD), la planta opera a tan solo el 37% de su capacidad máxima de diseño. Esta situación ha generado condiciones operativas desfavorables, reflejadas en una disminución notable en el recobro de líquidos y en la calidad de los productos, lo que resulta en pérdidas económicas y elevados costos de mantenimiento. Además, se ha observado un impacto negativo en la confiabilidad del sistema.

El propósito fundamental de este trabajo es abordar estos desafíos operativos mediante la implementación de una herramienta de software especializada en simulación de procesos. Se busca definir y optimizar los parámetros operativos del proceso con el objetivo de mejorar la eficiencia y rentabilidad del recobro de productos pesados de la corriente de gas, especialmente bajo condiciones modeladas. La implementación exitosa de esta herramienta no solo resolverá los problemas operativos actuales, sino que también sentará las bases para un funcionamiento más eficiente y sostenible de la planta en el futuro.

Este trabajo tendrá un enfoque cuantitativo y explicativo para evaluar las condiciones operativas actuales de la planta, así como para identificar y definir los parámetros operativos adecuados. Se utilizará una herramienta avanzada de simulación de procesos para llevar a cabo un análisis detallado de la planta y evaluar los resultados bajo diversas condiciones modeladas. El alcance comprende la identificación de mejoras sustanciales en la eficiencia y rentabilidad del

recobro de productos pesados, con el objetivo de garantizar un funcionamiento más sostenible y eficiente de la planta criogénica de gas natural de OVADE en el futuro.

## **1. Descripción de la planta de criogenia ovade**

### **1.1 Información general**

La planta de gas OVADE utiliza un proceso criogénico, con un turbo-expansor de gas, para recuperar el 87 % de propano, el 98-99 % de los butanos y esencialmente todos los hidrocarburos más pesados contenidos en la corriente de gas de entrada.

El diseño de la planta se basa en el procesamiento de 200 MMSCFD de gas natural con un peso molecular de 20.7. Además, está diseñada para operar de manera estable con tasas de flujo de gas de entrada fluctuantes, una presión de entrada de 1040 psig, una temperatura de entrada de 120 °F y gas saturado de agua.

### **1.2 Componentes y equipamiento de la planta**

La Planta de Gas comprende una variedad de elementos esenciales, los cuales se organizan de la siguiente manera:

- Pozos y líneas de flujo.
- Equipos de producción, unidades de aditivos, separadores y tratadores de calor.

- Torres de Fraccionamiento De-etanizadora, Depropanizadora, Debutanizadora.
- Sistema de Compresión de gas.
- Sistema de manejo de gas: filtros de contacto (SCRUBBER) y quemador (TEA).
- Sistemas de almacenamiento y evacuación (tanques, plantas generadoras de electricidad, bombas).
- Sistemas de tratamiento y disposición de aguas de producción.
- Oficinas administrativas y Locación para hospedaje.

La planta de gas tiene como principal propósito la recolección de crudo y el tratamiento de las corrientes de gas natural procedentes de sus pozos productores. Se almacena el crudo en la planta y se bombea a tractocamiones para su comercialización. El gas natural tratado se comprime antes de ser transportado a través del gasoducto, abasteciendo así el 20% del consumo nacional de gas en Nigeria. Además, una porción del gas se destina al consumo interno dentro de la misma planta.

En la figura 1 se ilustra la ubicación geográfica de la Planta de gas de OVADE, en donde las líneas amarillas representan los gasoductos de Nigeria.

**Figura 1.**

*Planta de gas OVADE Nigeria*



*Nota.* Peso Energy.

Actualmente, la planta de gas exporta 72 millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD) de gas natural, de una capacidad total de diseño de 200 MMSCFD, a través del gasoducto interno de Nigeria. Además, se destinan 2 MMSCFD para la estación, donde se enfrentan desafíos relacionados con la calidad del gas natural y los productos recuperados, ya que no cumplen con los parámetros establecidos por el reglamento de transporte y las normativas de comercialización.

### 1.3 Descripción del proceso de la planta de gas

Los fluidos en la cabeza de pozo consisten en una mezcla multicomponente de hidrocarburos, principalmente moléculas de hidrógeno y carbono, cada una con propiedades específicas como densidad, presión de vapor y otras características fisicoquímicas.

En los yacimientos, los fluidos pueden estar presentes en una o dos fases (líquida y gaseosa) bajo condiciones de presión y temperatura de confinamiento. Cuando estos fluidos monofásicos son sometidos a variaciones de presión y temperatura, sus características fisicoquímicas se alteran. En la cabeza de pozo, esta alteración provoca la liberación de gas disuelto en el líquido, lo que requiere la separación física de estas dos fases.

Por lo tanto, el fluido extraído del yacimiento se dirige a la planta a través de un conjunto de válvulas de control de flujo, conocidas como manifold o múltiple, hacia los separadores de densidad, ya sean de prueba o de producción.

Es crucial considerar que, antes de que el fluido llegue a los separadores, se inyectan diversos productos químicos para el tratamiento del crudo. Entre estos productos se incluyen rompedores de emulsión directa e inversa, antiespumantes, inhibidores de incrustaciones, inhibidores de corrosión, secuestrantes de sulfuros y oxígeno, biocidas, entre otros.

En la planta, la operación fundamental es el proceso de producción y tratamiento de crudo y gas, que implica la separación de elementos según sus densidades. Este proceso depende de las condiciones de operación y de los objetivos específicos que se pretenden alcanzar, como incrementar la producción, reducir los costos asociados a la compresión de gas y estabilización de los productos obtenidos.

Durante la etapa de separación primaria, el crudo se transfiere a tanques de almacenamiento para su posterior procesamiento, mientras que el agua residual se somete a un proceso adicional de separación y tratamiento. Por otro lado, el gas, que se encuentra en la parte superior del separador se dirige al sistema de tratamiento y acondicionamiento, donde se emplea un proceso en dos etapas para recuperar los hidrocarburos pesados de esta corriente. En primer lugar, el gas se enfría mediante un intercambiador de calor y luego se somete a una expansión controlada, reduciendo su presión de 1020 psig a 180 psig mediante un turboexpansor. Los líquidos resultantes de este proceso de enfriamiento son tratados en una torre De-etanizadora, donde se lleva a cabo la estabilización con metano y etano. Como resultado, se obtiene un líquido libre de etano, lo que permite la recuperación eficiente de Propano, Butano y componentes C5+.

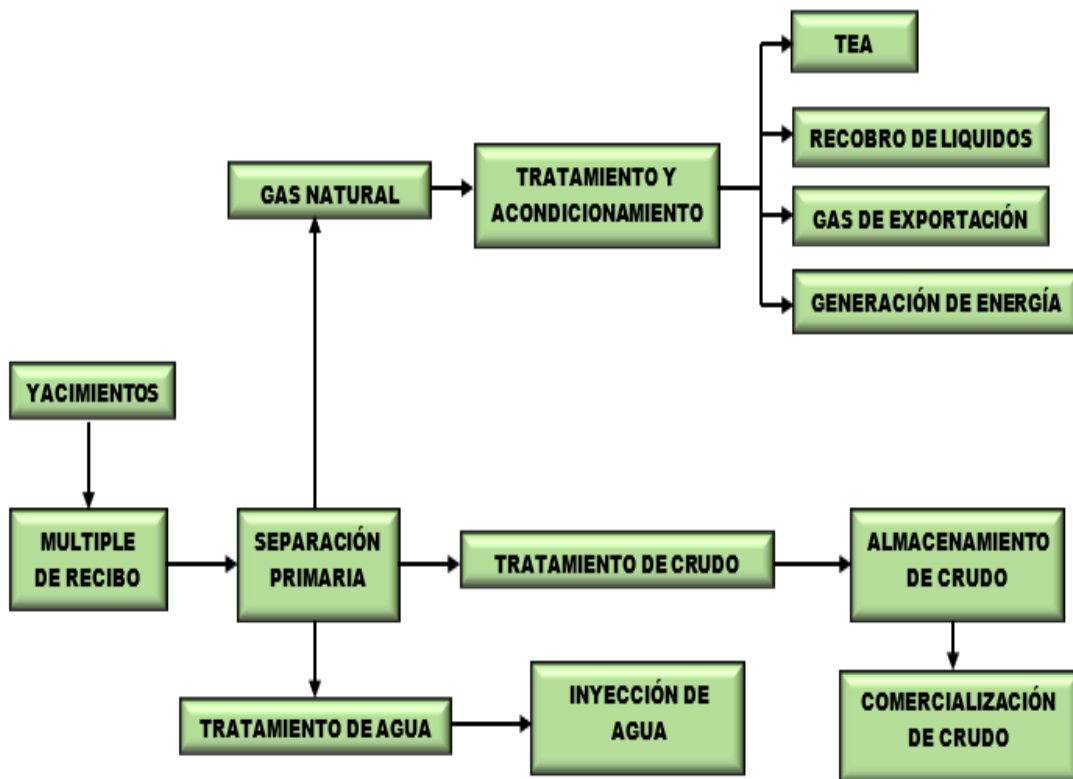
Posteriormente, este líquido se calienta a aproximadamente 150 °F y se somete a fraccionamiento en las torres Debutanizadora y Depropanizadora. El producto superior de la Depropanizadora es el propano, el cual es enviado al almacenamiento de propano. Por otro lado, el producto inferior, que contiene componentes C3+, se dirige a la Debutanizadora. En la torre Debutanizadora, el producto superior es una mezcla de propano y butano en una proporción de 30/70, que se exporta desde la planta al tanque de almacenamiento de propano/butano. Mientras tanto, el producto inferior de la torre Debutanizadora consiste en gasolina C5+, el cual es enfriado antes de ser exportado desde la planta para su mezcla con el crudo.

Por otro lado los gases combinados que salen de la parte superior de la torre De-etanizadora y del separador de dos etapas primero se calientan para enfriar el gas de entrada de la planta. Este gas como está a baja presión se comprime de 180 a 1130 psig mediante cuatro compresores reciprocantes accionados por motores a gas. Este gas se direcciona al gasoducto para exportación y otra parte se utiliza en la generación de energía eléctrica y en el sistema de quema (TEA).

La Figura 2 muestra un esquema sistema de procesamiento de la planta de gas OVADE.

**Figura 2.**

*Esquema del sistema de procesamiento de la planta*



#### 1.4 Especificaciones del gas de entrada a planta

Es importante tener en cuenta las propiedades termodinámicas del gas de la Planta Criogénica de OVADE ya que es un fluido homogéneo de baja densidad y viscosidad, sus propiedades de Presión-Volumen-Temperatura y otras propiedades Físicas y Químicas son esenciales para la definición de los parámetros de las variables operativas del proceso y el control de punto de rocío (Dew Point).

Las propiedades del gas natural de la planta se obtuvieron mediante una cromatografía hasta C6+ realizada en el laboratorio OSTEN.

A continuación, en la Tabla No. 1, se presentan los parámetros de la composición del gas en el punto de entrada a planta.

**Tabla 1.**

*Composición de gas natural actual*

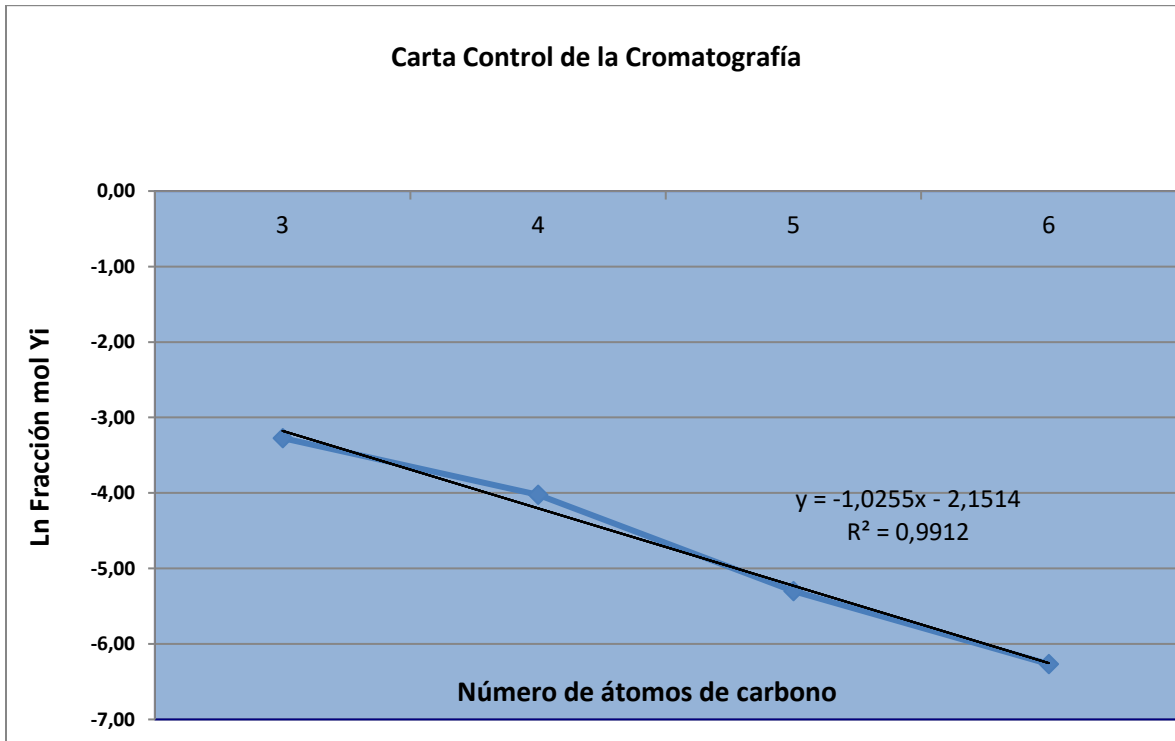
<b>Flujo</b>		<b>74 MMSCFD</b>	
<b>Temperatura</b>		<b>101 F</b>	
<b>Presión</b>		<b>987 PSI</b>	
<b>Composición</b>	<b>Fraccion Molar, Yi</b>	<b>Masa Molar, mi</b>	<b>Yimi</b>
H <sub>2</sub> S	0,0000	34.0820	0,0000
CO <sub>2</sub>	0.0013	44.0100	0,0574
Nitrógeno	0.0037	28.0134	0,1036
Metano	0.8647	16.0430	13,8726
Etano	0.0676	30.0700	2,0384
Propano	0.0379	44.0970	1,6711
Iso-Butano	0.0081	58.1230	0.4707
N-Butano	0.0098	58.1230	0,5695
Iso-Pentano	0.0029	72.1500	0,2092
N-Pentano	0.0021	72.1500	0,1515
N-Hexano	0.0019	86.1770	0.1637
N-Heptano	0.0000	100.204	0.0000
N-Octano	0.0000	114.231	0.0000
N-Nonano	0.0000	128.258	0.0000
N-Decano	0,0000	142.285	0.0000
N-C11	0,0000	156.000	0.0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>19,3018</b>
<b>Gravedad Especifica</b>		<b>0.6665</b>	

*Nota.* Tomado de: OSTEN LABORATORY.

Con las propiedades de la mezcla consignadas en la tabla No. 1, se elabora la carta de control de la cromatografía, la cual se muestra en la Figura 3.

**Figura 3.**

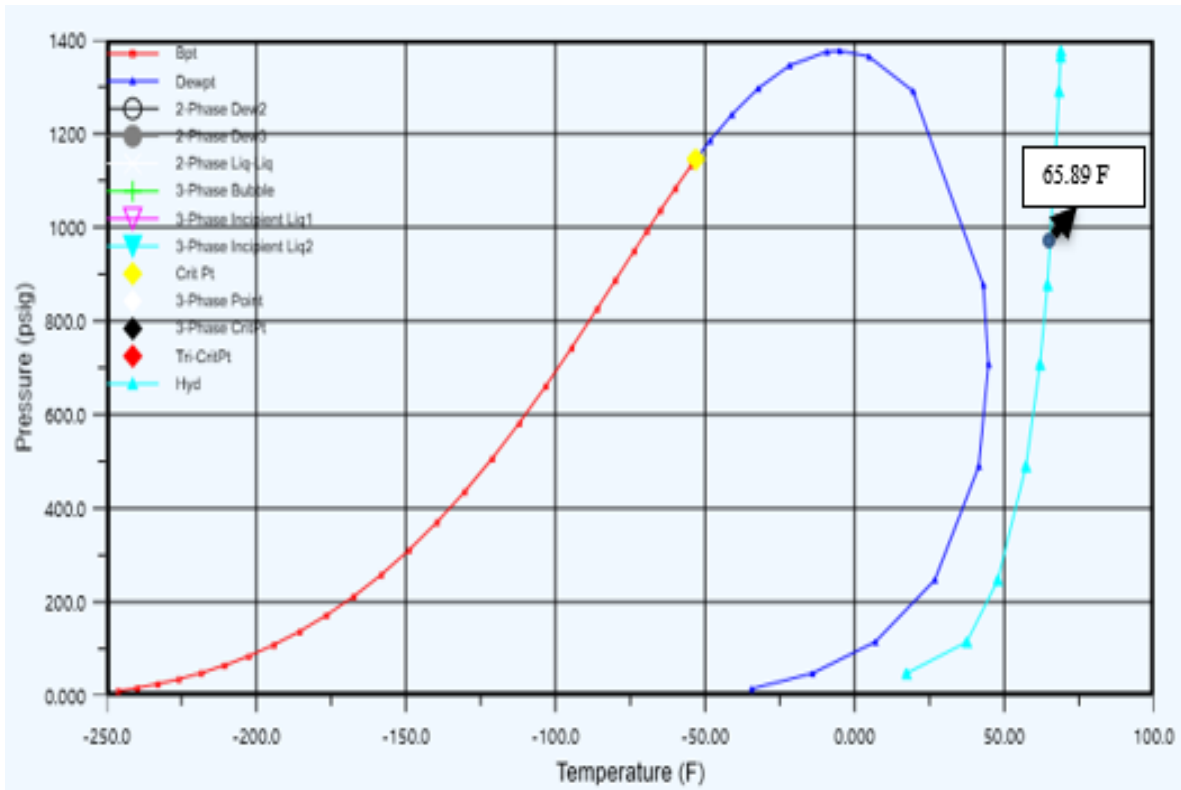
*Carta control cromatografía*



Como se observa en la Figura 3, la linealidad de la muestra con los componentes de carbono confirma que la toma de la muestra es correcta. Con esta validación, se procede a elaborar el diagrama de fases del gas natural de la planta, el cual se presenta en la Figura 4. Este diagrama es crucial para entender las condiciones de presión y temperatura a las que los componentes del gas natural cambian de fase, proporcionando información esencial para optimizar los procesos de separación y tratamiento del gas en la planta.

**Figura 4.**

*Diagrama de fases gas natural planta OVADE*

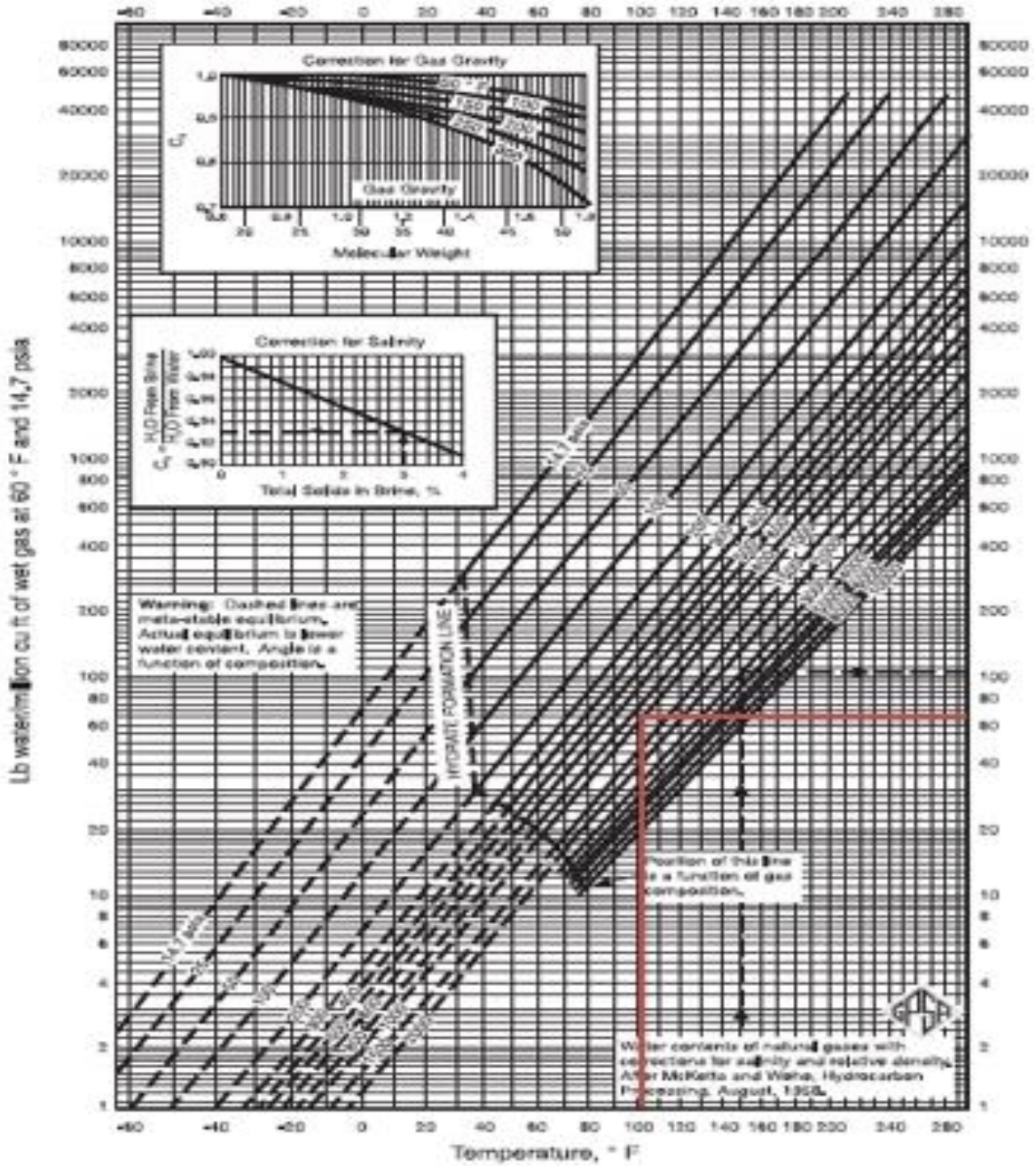


El análisis revela que la formación de hidratos en el gas ocurre a 65,89 °F. Este dato es fundamental para el control del punto de rocío (Dew Point) en la operación de la planta de criogenia. Mantener el punto de rocío bajo control es esencial para prevenir la formación de hidratos, que pueden obstruir las líneas y equipos, asegurando así una operación segura y eficiente de la planta.

A las condiciones de presión y temperatura de la mezcla, se obtienen las libras de agua por millón de pies cúbicos estándar (MMSCF) mediante la Figura 5. Este dato adicional es crucial para determinar la cantidad de agua presente en el gas natural, lo que permite ajustar y optimizar el proceso de deshidratación en la planta.

Figura 5.

Contenido de agua en gases naturales



Nota. Tomado de: GPSA. Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association. Tulsa, Oklahoma, 2001

A 101 °F y 987 psi, se obtiene gráficamente que la humedad del gas corresponde a 65 lb de agua por millón de pies cúbicos estándar (MMSCF). Este valor es crucial para la operación de la planta, ya que, para cumplir con las condiciones de transporte, la humedad debe reducirse a menos de 6 lb H<sub>2</sub>O/MMSCF, y aún más para la refrigeración del gas a temperaturas criogénicas.

A partir de la información anterior sobre la humedad del gas, se emplearán los datos obtenidos del estudio cromatográfico y del conocimiento del punto de formación de hidratos, así como la cantidad de agua presente para su extracción en el sistema de deshidratación con tamices moleculares. Estos elementos servirán como base para definir los parámetros operativos de la planta criogénica OVADE.

Se recurrirá a un software de simulación especializado para crear diversos escenarios adaptados a las necesidades operativas específicas de la planta. El objetivo primordial será optimizar tanto el recobro de productos condensados (productos blancos) como la entrega de un gas que cumpla con las condiciones de transporte requeridas. Este enfoque, fundamentado en datos concretos, promoverá una mejora significativa tanto en la eficiencia como en la calidad de los productos de la planta, lo que contribuirá de manera notable a su funcionamiento óptimo.

## **2. Procesos operativos en la planta OVADE**

A continuación se realiza descripción de las tecnologías y prácticas actuales de los procesos de planta:

## **2.1 Proceso de deshidratación y eliminación de partículas en el gas de entrada**

### ***2.1.1 Deshidratación gas de entrada.***

Dado que el gas de entrada se enfriará por debajo del punto de congelación del agua en la sección criogénica de la planta de gas, es necesario eliminar cualquier vapor de agua en el gas a una concentración muy baja (por debajo de una parte por millón).

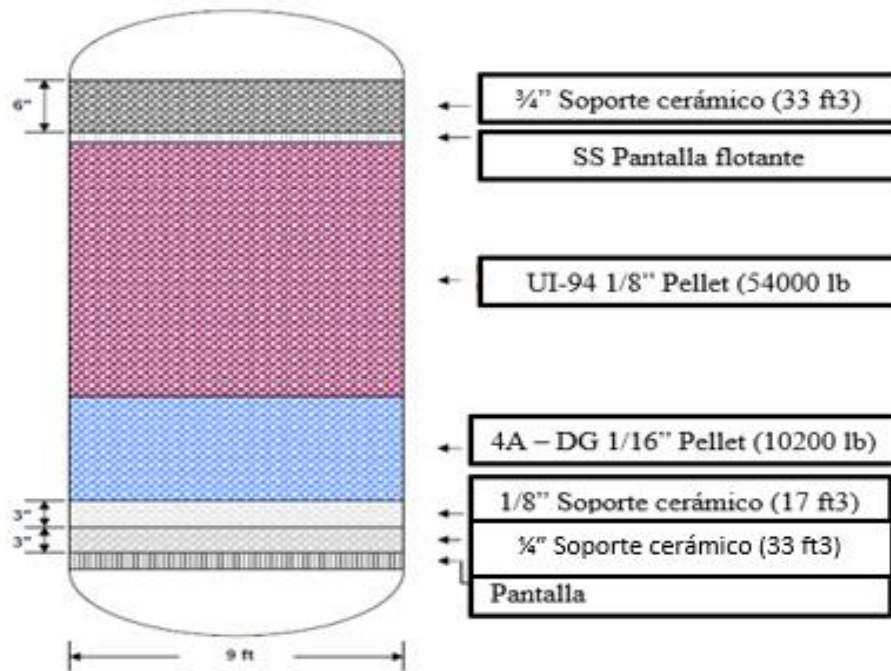
La eliminación del agua es necesaria para prevenir la formación de hielo y posibles obstrucciones en aquellas partes de la planta que operan por debajo del punto de formación de hidratos del gas natural. La eliminación del agua se realiza en los deshidratadores con desecantes sólidos.

La planta de OVADE cuenta con tres deshidratadores que contienen una cama fija de adsorbente molecular, el cual es el encargado de capturar el vapor de agua del gas y retenerlo en la matriz del tamiz.

Cada lecho tiene una capacidad de procesamiento de gas de 100 MMSCFD, con un diámetro de 9 pies y una altura de 24,6 pies. La presión máxima de trabajo es de 1125 psig y la temperatura máxima es de 535 grados Fahrenheit. En la figura número 6 se presenta el diagrama de carga del tamiz molecular.

**Figura 6.**

*Diagrama de carga del tamiz molecular*



*Nota.* Tomado de: UOP a Honeywell Company

Este sistema está diseñado para trabajar con dos camas en adsorción paralela, eliminando vapor de agua mientras que la tercera está fuera de servicio para regenerarse de acuerdo a su ciclo. Luego, automáticamente después de la regeneración, uno de los deshidratadores en funcionamiento se desactiva (para la regeneración) y el deshidratador recién regenerado se vuelve a activar.

La operación de adsorción es continua respecto al gas pero cíclica respecto a los lechos adsorbentes debido a la regeneración al que es sometido cuando este se satura, Cada deshidratador

en línea opera en la corriente durante dieciseis horas. Durante este tiempo en línea, el adsorbente casi se satura de agua y se vuelve necesario regenerar el adsorbente.

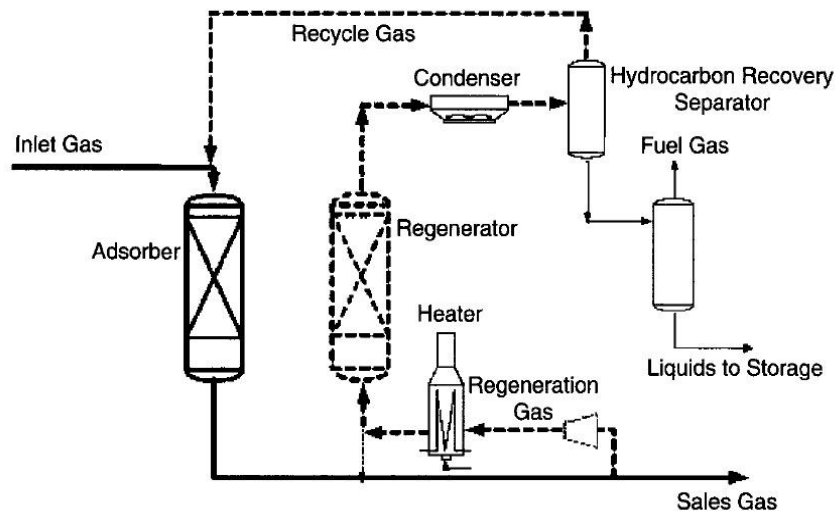
Justo antes de que termine el ciclo de adsorción de dieciseis horas de uno de los deshidratadores en línea, el deshidratador regenerado fuera de línea también se pone en línea automáticamente. El deshidratador previamente en línea se desconecta automáticamente para su regeneración.

Cada ocho horas, uno de los tres deshidratadores se desconecta automáticamente de la deshidratación para iniciar la regeneración. El cambio se realiza mediante un ciclo de temporización, controlado electrónicamente por un computador lógico programable PLC.

A continuación se muestra un esquema típico de adsorción con lechos sólidos, usando dos lechos.

**Figura 7.**

*Esquema de una Planta Típica de Adsorción con Lechos Sólidos*



*Nota.* Tomado de Mokhatab, S y Poe, W. (2012) Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Second Edition. 353-391 p.

### ***2.1.2 Filtro de partículas***

El gas, al salir de los tamices moleculares, pasa a través de uno de los dos filtros de partículas, destinados a atrapar cualquier partícula muy fina del tamiz molecular. Un filtro de partículas de capacidad completa está en operación. La segunda unidad está fuera de línea, lista para entrar en operación de inmediato. Cuenta con un control de presión diferencial máximo de 7 psig y su máxima presión operativa es de 1175 psig.

## **2.2 Intercambiador de calor criogénico y separación**

En la sección criogénica, el gas que se encuentra libre de agua se enfría para condensar los líquidos de propano y otros hidrocarburos pesados presentes en la corriente de gas.

El enfriamiento se logra a través de dos mecanismos principales:

- El intercambiador de calor Gas/Gas. intercambio de calor con el gas frío de retorno
- El turbo expansor. reduce tanto la presión como la temperatura del gas.

El gas se divide inicialmente en dos corrientes paralelas. La primera corriente, con un caudal del 85 % del gas de entrada, ingresa al intercambiador de gas-gas, donde se enfría. La segunda corriente que sería el 15% del caudal inicial se enfría en el Intercambiador de calor lateral e intercambiador de alimentación.

La corriente combinada, que ahora contiene líquidos condensados (los hidrocarburos más pesados del gas de entrada), pasa al separador frío de alta presión (HP Cold Separator). Este opera a aproximadamente -20 °F.

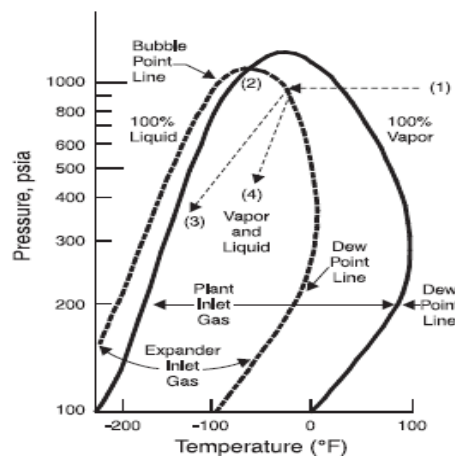
Los intercambiadores de calor están fabricados con aluminio soldado, utilizando placas y aletas. Este tipo de intercambiador es muy compacto y permite diferencias de temperatura entre las corrientes caliente y fría, lo cual contribuye a una alta eficiencia energética.

En el separador frío de alta presión (HP Cold Separator), el gas y el líquido se separan. La presión del líquido que sale del fondo del separador se reduce mediante la válvula de control de nivel y esta corriente se recalienta en el calentador de alimentación. Después de calentarse, esta corriente se introduce en la bandeja de chimenea, la cual alimenta el recalentador lateral de la torre De etanizadora.

El gas, con un caudal de 71%, se divide desde la parte superior del separador frío de alta presión y fluye hacia el turbo expansor. Aquí, la presión del gas se reduce a aproximadamente de **987 a 180 psig**. En la figura 8 se observa un proceso turbo expansor, donde se evidencia el cambio de presión con respecto a la Temperatura.

**Figura 8.**

*Diagrama Presión-Temperatura en un Proceso Turbo Expander.*

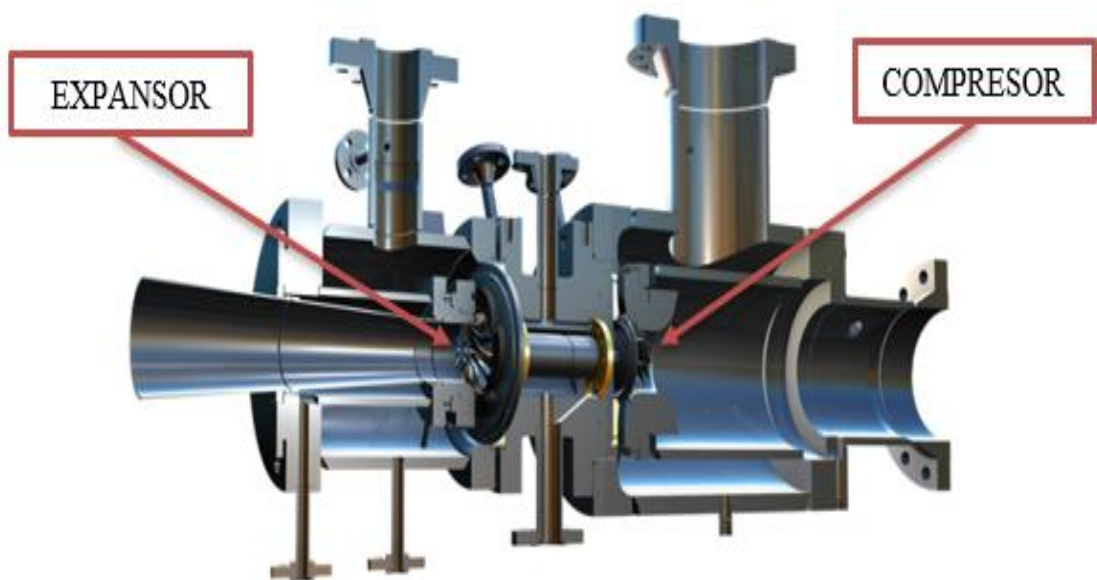


*Nota.* Tomado de Gas Processors Suppliers Association, (1998). Engineering Data Book. 11th Edition. EEUU.

Esta reducción de presión enfría el gas a través de las boquillas de entrada del expansor, y además, el expansor extrae trabajo del gas como se evidencia en la figura 9. Esto resulta en una temperatura más baja que si el gas se expandiera isotérmicamente a través de una válvula. La reducción de presión enfría el gas y provoca la condensación de una porción de los líquidos de la corriente de gas. Posteriormente, esta corriente bifásica fluye hacia la cámara inferior del separador, donde se lleva a cabo la separación entre el gas y los líquidos.

**Figura 9.**

*Turbo Expander*



*Nota.* Tomado de Ballen, Y. (2021) Pan Ocean Oil Corporation DeltaV HMI Operating Guidelines. Texas: Energy Resources International,.

El líquido que sale del fondo del separador de dos etapas se introduce en la parte superior de la torre de De-etanizadora. el gas procedente de la sección inferior del separador de dos etapas

fluye hacia arriba a través de una bandeja de chimenea hacia la sección empacada en la parte superior del separador de dos etapas, donde entra en contacto con los líquidos. Además de los líquidos condensados en la sección superior del separador de dos etapas, esto proporciona el reflujo necesario para recuperar la corriente de producto que contiene propano en la torre De-etanizadora.

El gas proveniente de la parte superior del separador de dos etapas se combina con el gas que sale de la parte superior de la torre De-etanizadora y fluye hacia el sub-enfriador (Sub-cooler).

### **2.3 Torre de-etanizadora**

Las corrientes de alimentación a la torre De etanizadora son líquidos procedentes del separador de dos etapas y la corriente bifásica de dos etapas del intercambiador de alimentación.

El propósito de la torre De etanizadora es eliminar el metano y el etano de la corriente de producto que contiene propano que saldrá del fondo de la De etanizadora. La eliminación de estos componentes más ligeros es necesaria para cumplir con la especificación de presión de vapor del producto final de propano e hidrocarburos más pesados de la corriente de gas.

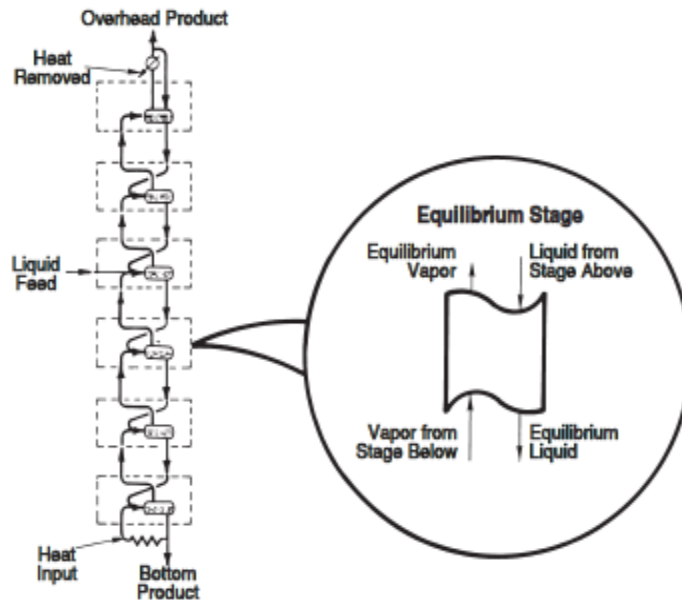
La torre de De-etanizadora está equipada con un material de empaque de transferencia de masa altamente eficiente y bandejas. El vapor de reflujo en la parte inferior de la torre se produce en el rehervidor correspondiente. Este vapor se genera mediante el uso de calor suministrado por aceite caliente, el cual es calentado a través de un horno.

El vapor de reflujo de la De etanizadora se genera mediante el vaciado completo de líquido de una bandeja de tipo chimenea ubicada debajo de las bandejas en la De etanizadora. Posteriormente, este líquido se evapora parcialmente (contra el aceite caliente) en el rehervidor de la De etanizadora. El vapor de reflujo caliente y el líquido resultante retornan al fondo de la De

etanizadora para formar la corriente de líquido De etanizados que contiene propano. El vapor asciende a través de la bandeja tipo chimenea hacia las bandejas de transferencia de masa de la De etanizadora. A Continuación, en la figura 10, se ilustra el modelo básico de una torre de fraccionamiento donde lo importante es el equilibrio de estado de sus productos en su interior.

**Figura 10.**

*Modelo Básico De Fraccionamiento*



*Nota.* Tomado de Gas Processors Suppliers Association, (1998). Engineering Data Book. 11th Edition. EEUU.

En las bandejas de transferencia de masa de la De-etanizadora, el vapor caliente provoca la evaporación del metano y del etano de los líquidos que descienden por la De-etanizadora. Sin embargo, el vapor caliente también provoca la evaporación de parte del propano y una cantidad menor de butanos de las corrientes.

Por lo tanto, para mantener una alta recuperación de propano y butanos, es necesario proporcionar reflujo de destilación en la parte superior de la De-etanizadora. Este reflujo minimiza las pérdidas de propano y componentes más pesados en el gas que sale de la parte superior de la torre.

El líquido necesario para el reflujo de destilación es proporcionado por el gas extremadamente frío procedente del separador de dos etapas y de la De-etanizadora. Este gas muy frío se intercambia con el 29% del gas dividido del separador frío de alta presión para condensar completamente la corriente dividida. Posteriormente, esta corriente es despresurizada a través de la válvula JT ubicada aguas abajo del sub enfriamiento, creando una corriente bifásica que se alimenta a la sección superior del separador de dos etapas. El gas muy frío condensa parcialmente los vapores ascendentes en el separador de dos etapas. Los líquidos extremadamente fríos, condensados en la sección superior del separador de dos etapas, son controlados por nivel y enviados a la torre de De-etanizadora para proporcionar la condensación necesaria de una parte de los vapores ascendentes dentro de la torre. La corriente de reflujo enfría el gas más caliente, y esta refrigeración del gas dentro de la De-etanizadora provoca que parte del gas se condense en líquido. Este líquido luego desciende nuevamente en la De-etanizadora para crear el reflujo de destilación.

El gas muy frío, que se combina con el gas de salida de la De-etanizadora, se calienta y sale de este sub enfriamiento. La temperatura del gas que sale de la De-etanizadora se controla ajustando la tasa de flujo de la corriente dividida en el sub enfriamiento

El efecto general del vapor del rehervidor de destilación y del líquido de reflujo es:

- Líquido de C3+ en el fondo, con una baja concentración de etano y metano.
- En la parte superior de la torre C1 y C2, con una mínima pérdida de C3

(Aproximadamente del 5%).

El líquido del fondo de la De-etanizadora se bombea a la torre Depropanizadora mediante la bomba de alimentación correspondiente. Esta bomba de alimentación cuenta con una unidad de reserva instalada y conectada.

El flujo de líquidos con propano hacia la torre Depropanizadora se controla mediante un controlador de nivel que ajusta la cantidad de líquidos que se bombean desde el fondo de la De-etanizadora.

Dado que la corriente del fondo de la De-etanizadora es un líquido en su punto de burbujeo, es necesario mantener un nivel de líquido suficiente en la torre para proporcionar una adecuada cabeza de succión neta positiva a las bombas. Este nivel adicional proporciona la presión necesaria para superar las pérdidas de presión en las tuberías y prevenir la cavitación debido a la vaporización del líquido.

## **2.4 Compresión de gas al gasoducto**

El gas que se comprimirá al gasoducto, es una combinación de dos fuentes:

- El gas proveniente de la parte superior de la torre De-etanizadora.
- El gas proveniente de la parte superior del separador de dos etapas.

Estas dos corrientes se mezclan para formar una corriente que luego se calienta hasta alcanzar una temperatura cercana al ambiente, utilizando todo el gas de entrada en el intercambiador Gas-Gas, el intercambiador de calor lateral e intercambiador de calor de alimentación.

El gas ahora caliente se divide en dos partes. Una parte se utiliza para los requerimientos de gas combustible de los motores de gas, para el calentador de gas de regeneración y el calentador

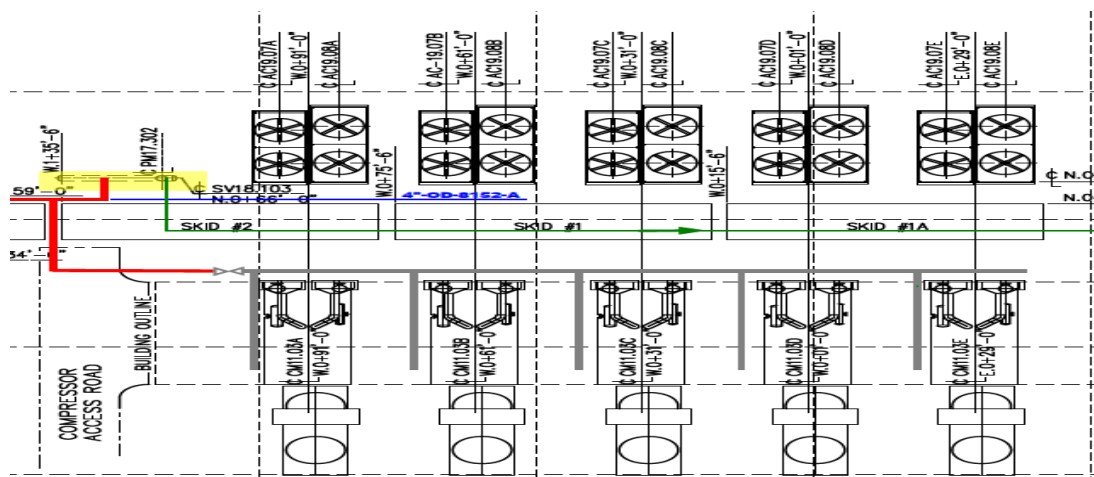
de aceite caliente, proporcionando calor para el rehervidor de las torres y el calentador de gas de sello. El gas restante se comprime en el compresor que es accionado por el turbo expansor en el mismo eje.

El gas comprimido se enfría en un enfriador de aire a temperatura ambiente y direccionado a cuatro de los cinco compresores de gas para exportación. Los cuales son compresores reciprocantes de multietapas de marca Ariel, cada uno accionado con motores de la marca CAT. El flujo total de gas hacia los compresores de exportación es el flujo total de gas proveniente del enfriador de descarga del compresor del turbo expander.

El flujo de gas combinado hacia los compresores se divide en cuatro partes iguales, que se dirigen a la succión de los compresores A, B, C y D, queda un compresor de respaldo que es el E, como se ilustra en figura 11. Posteriormente, la presión de cada corriente de gas se eleva a aproximadamente **1130 psig**.

**Figura 11.**

*Compresores reciprocantes planta Ovade*



*Nota.* Tomado de Ballen, Y. (2021) Pan Ocean Oil Corporation DeltaV HMI Operating Guidelines. Texas: Energy Resources International,.

La compresión eleva la temperatura del gas. El gas caliente se enfría en los enfriadores de descarga hasta alcanzar una temperatura ligeramente superior a la ambiental. Luego, los gases enfriados se combinan y salen de la planta de gas, donde se miden antes de ingresar al gasoducto.

## **2.5 Intercambiador de alimento de la torre depropanizadora**

El líquido de hidrocarburos, compuesto por propano y otros líquidos de la corriente de gas proveniente del De-etanizador, se somete a un proceso de calentamiento en un intercambiador de calor que alimenta la torre De-propanizadora, utilizando la corriente c5+ a alta temperatura. Posteriormente, la alimentación caliente a la torre De-propanizadora es dirigida hacia la parte media de la torre.

## **2.5 Torre depropanizadora**

El proceso de la torre De-propanizadora es el siguiente:

- Separar el butano y los componentes más pesados del producto de propano que se extrae por la parte superior de la torre.
- Separar una fracción del propano de la corriente de C4-PLUS que será extraída por la parte inferior la torre De-propanizadora. La cantidad de propano extraída por la parte inferior para cumplir con la especificación del producto de GLP (C3/C4) es de **30/70** de acuerdo a lo solicitado por el cliente.

La torre De-propanizadora es una columna equipada con bandejas de destilación de alta eficiencia. Posee un total de 46 bandejas y el suministro de producto se introduce en la bandeja 24. La operación de la Torre De-propanizadora se lleva a cabo a una presión aproximada de **255 psig**.

El vapor de reflujo en la parte inferior de la De-propanizadora se suministra en el rehervidor. El calor necesario para generar vapor de reflujo se proporciona utilizando aceite caliente. El aceite caliente se calienta mediante un horno de fuego directo.

El calor requerido para generar vapor de reflujo en la torre De-propanizadora se obtiene a través del aceite caliente. El vapor caliente generado en el rehervidor es reintroducido a la torre por debajo de la bandeja inferior. Este vapor de reflujo induce la evaporación del propano presente en el líquido inferior, compuesto principalmente por propano, pero también conlleva la evaporación de parte de los butanos y una fracción menor de componentes más pesados.

Para mantener una alta recuperación de butanos en el producto de cima de la torre De propanizadora, es imprescindible proveer un reflujo de destilación en la parte superior. Este reflujo minimiza las pérdidas de butano y componentes más pesados en el producto de propano que se extrae de la parte superior.

El líquido necesario para el reflujo de destilación se suministra mediante el enfriador de aire. Este **cooler** de aire enfría el gas caliente que sale de la parte superior de la torre. El enfriamiento del gas proveniente de la parte superior provoca la condensación total del gas en líquido. Este líquido fluye hacia el acumulador de reflujo.

Todo el líquido condensado es bombeado por una bomba de reflujo. Una parte del líquido se devuelve a la torre como reflujo, mientras que el líquido restante constituye el producto de propano, que se dirige a los tanques de almacenamiento de propano. Bajo ciertas condiciones

operativas, puede haber una pequeña cantidad de gas no condensado proveniente del acumulador de reflujo, el cual se ventila bajo control de nivel. Este gas se canaliza hacia el sistema de venteo.

El efecto global en el **reboiler** del vapor de reflujo y el líquido de reflujo es producir.

- Propano en la parte superior con bajo contenido de butanos.
- C4-plus en la parte inferior, compuesta principalmente de butanos y una cantidad suficiente de propano para proporcionar una mezcla de GLP propano/butano **30/70**.

El líquido caliente del fondo de la torre, que es C3/C4 plus, alimenta a la torre debutanizadora.

## 2.6 Torre debutanizadora

El proceso de la torre Debutanizadora es:

- Eliminar los componentes de pentano y más pesados del producto de propano/butano que saldrá por la parte superior de la torre.
- Eliminar el propano y los butanos de la corriente de C5 Plus que saldrá por la parte inferior del reboiler de la torre. La eliminación de estos componentes más ligeros es necesaria para cumplir con la especificación de presión de vapor de la gasolina C5+.

La torre Debutanizadora contiene bandejas de destilación de alta eficiencia. Hay 36 bandejas en la torre. La alimentación ingresa en la bandeja **18** y su operación es de aproximadamente **120 psig**.

**Nota:** El vapor de reflujo en la parte inferior se proporciona en el rehervidor.

**El calor necesario para generar el vapor de reflujo se suministra mediante aceite caliente.** El aceite caliente aumenta temperatura mediante un calentador de fuego directo.

El vapor caliente del rehervidor se devuelve a la torre por debajo de la bandeja inferior. El vapor de reflujo provoca la evaporación del propano y los butanos del líquido inferior C5+. Sin embargo, también provoca la evaporación de parte de los pentanos y una cantidad menor de componentes más pesados.

Por lo tanto, para mantener una alta recuperación de pentanos en el C5+, es necesario proporcionar reflujo de destilación en la parte superior de la torre. Este reflujo minimiza las pérdidas de pentanos y componentes más pesados en el producto de propano/butano que sale por la parte superior. El líquido necesario para el reflujo de destilación se suministra mediante el **cooler** de aire.

Los **cooler** de aire enfrían el gas caliente que sale de la parte superior. El enfriamiento del gas proveniente de la parte superior provoca la condensación total del gas en líquido. Este líquido fluye hacia el acumulador de reflujo.

El líquido condensado es bombeado por las bombas de reflujo. Parte del líquido se devuelve a la torre como reflujo. El líquido restante es el producto de propano/butano (GLP) que fluye hacia los tanques de almacenamiento de GLP.

Los efectos generales de la torre De-butanizadora, debido al vapor de reflujo de destilación y al líquido de reflujo, son:

- GLP (gas licuado de petróleo) de propano/butano (30% propano/70% butano) desde la parte superior.
- C5+, desde la parte inferior, compuesto principalmente de pentanos con solo una pequeña pérdida de propano y butanos.

La especificación principal del C5+ proveniente de la torre, es que su presión de vapor sea igual a 14.1 psia de RVP (presión de vapor Reid). La presión de vapor está determinada por la cantidad de butanos presentes en el C5+.

La cantidad de butanos se determina mediante la temperatura inferior del **reboiler**, la cual es el punto de control principal para el mismo. El líquido caliente, proveniente del fondo, es el producto C5+. Esta corriente se enfría parcialmente en el calentador de alimentación del De-propanizador y luego se enfría aún más en el cooler de producto enfriado por aire. El producto luego fluye hacia la instalación de producción existente, para ser mezclado con el producto de crudo existente.

## 2.7 Gas de regeneración

El vapor de agua presente en el gas de entrada se elimina mediante el Deshidratador (tamices moleculares), como se explicó anteriormente. El Deshidratador opera según un principio cíclico. Inicialmente, dos deshidratadores están en operación en paralelo eliminando el vapor de agua, mientras que el tercero se encuentra fuera de servicio en proceso de regeneración. Automáticamente, después de la regeneración, uno de los deshidratadores en operación se desconecta y el deshidratador recién regenerado se pone en servicio.

Se ha determinado que el ciclo inicial de adsorción para la deshidratación del gas de entrada es de dieciseis horas. Por lo tanto, cada ocho horas, uno de los tres deshidratadores cambia automáticamente de la fase de deshidratación a la fase de regeneración. Este cambio se lleva a cabo mediante un ciclo temporizado, controlado electrónicamente por un PLC.

Para regenerar el tamiz molecular en el deshidratador, este debe ser despresurizado hasta alcanzar la presión de regeneración de aproximadamente **1045 psig**. La despresurización ocurre durante un período de cinco minutos y es controlada por la secuencia de conmutación de válvulas. Esto utiliza una válvula de igualación, situada alrededor de la válvula de bloqueo del gas de regeneración de salida.

La regeneración del adsorbente se realiza controlando el flujo de una corriente de gas seco, tomada de la línea de gas residual, hacia el calentador de gas de regeneración. El gas de regeneración se calienta a aproximadamente **535 °F** en el horno de gas de regeneración, el cual es calentado por gas combustible. El gas de regeneración caliente fluye a través del deshidratador fuera de servicio en la dirección opuesta al flujo en operación.

Como se explicó, durante el período en operación, el adsorbente ha capturado el agua y la ha retenido en su lecho. Ahora, el gas de regeneración caliente evapora el vapor de agua fuera de la matriz a alta temperatura. El gas caliente que sale del deshidratador fuera de servicio se enfría a aproximadamente **120 °F** en el **air cooler** de gas de regeneración.

El agua que ha sido expulsada del tamiz se condensa del gas de regeneración y se separa en el separador de gas de regeneración. El agua separada se desvía al tanque separador de vapor-líquido y luego al tanque de drenaje.

El gas de regeneración enfriado se devuelve al punto de entrada al filtro coalescente, donde se mezcla con el gas de entrada a la planta. Durante la regeneración, el tamiz molecular fuera de servicio se calienta durante un período de aproximadamente 4 horas y 30 minutos. A medida que el gas caliente atraviesa la cama que se está regenerando, su temperatura disminuirá. Esto se debe a que el gas caliente cede su calor para evaporar el agua del adsorbente.

La temperatura del gas de regeneración que sale del adsorbente aumentará lentamente. La mayoría del agua habrá sido eliminada del tamiz molecular cuando la temperatura de salida del gas esté alrededor de 250 °F. A medida que el tamiz molecular se acerque al secado completo, la temperatura de salida del gas aumentará para acercarse a los 450 °F. Antes de que el Deshidratador regenerado pueda volver al servicio de deshidratación, el lecho del deshidratador debe enfriarse. El ciclo de enfriamiento es de 2 horas y 30 minutos.

Cuando la temperatura del gas de regeneración caliente que sale del Deshidratador alcanza aproximadamente 450-470 °F, se apaga el suministro de gas combustible al horno de gas de regeneración. El gas ahora más fresco enfría el Deshidratador fuera de servicio hasta alcanzar aproximadamente 120 a 130 °F para que esté listo para su nueva función en operación. El ciclo de los Deshidratadores, desde la operación hasta fuera de servicio y nuevamente en operación, se controla automáticamente por el PLC.

## **2.8 Otros sistemas de la planta**

### ***2.8.1 Aceite Térmico.***

EL sistema de circulación de aceite caliente en el circuito cerrado proporciona la fuente de calor necesaria para la planta. El aceite caliente aumenta su temperatura en un horno de combustión con una capacidad de **36,300 MBTU/hora**. El calentador está dimensionado para manejar la carga de la planta a la tasa de flujo de proceso de diseño.

El aceite caliente, a una tasa de diseño de **(490 GPM @ 60°F o 596 GPM @ 500°F)**, se bombea desde el tanque acumulador de aceite mediante dos bombas. El aceite caliente se calienta de **255°F** hasta **500°F** de acuerdo a la operación del sistema.

El aceite caliente fluye hacia los intercambiadores de calor. En los intercambiadores de calor, el aceite caliente se enfría a aproximadamente **255°F** al transferir su calor a las corrientes de proceso. El aceite caliente, ahora enfriado, regresa al tanque de acumulación de aceite caliente para ser recirculado. Se proporciona un enfriador de aire para enfriar el aceite caliente durante los períodos de reducción de los requisitos de calor. El enfriador de enfriamiento puede proporcionar una capacidad de enfriamiento de **2000 MBTU/hora**.

El sistema de aceite caliente cubre las necesidades de los siguientes servicios dentro de la planta ver tabla 2.

**Tabla 2.**

*Aceite Térmico Planta OVADE*

<b>Proceso</b>	<b>Duty (MBTU/hr)</b>	<b>Flujo (GPM)</b>
Gas de Sello Turbo Expander	500	13
Reboiler Deetanizadora	10845	180
Reboiler Depropanizadora	11910	191
Reboiler DeButanizadora	9561	121
<b>TOTAL</b>	<b>32816</b>	<b>505</b>

*Nota.* Tomado de Ballen, Y. (2021) Pan Ocean Oil Corporation DeltaV HMI Operating Guidelines.

Texas: Energy Resources International,.

### ***2.8.2 Gas Combustible***

El suministro de gas combustible es gas seco proveniente de la salida del compresor del turbo expansor, la presión del suministro principal es normalmente de **155 psig y 115°F**. Adicionalmente aguas abajo del compresor, se cuenta con otra conexión para gas combustible a fin de continuar el suministrando, en caso de que la torre De-etanizadora opere a una presión inferior a la normal.

El gas combustible es usado en los siguientes equipos de la planta.

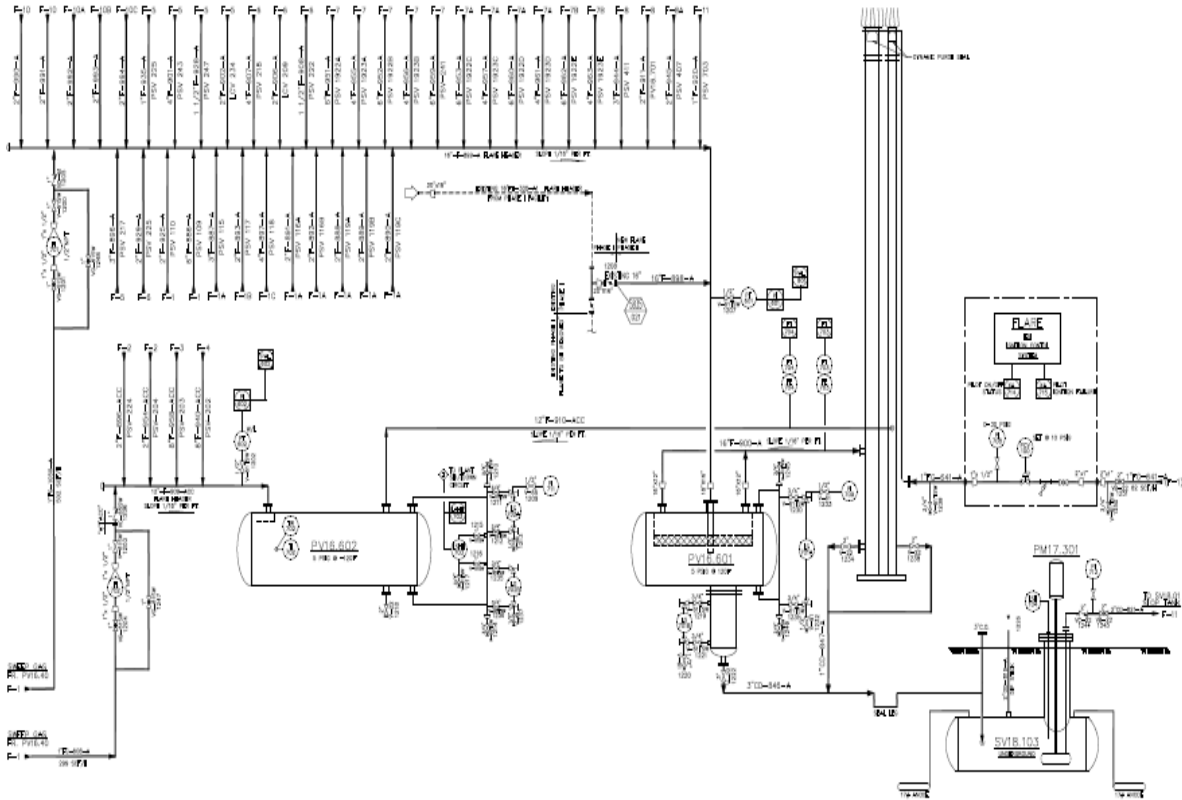
- Compresores de exportación.
- Horno de gas de regeneración.
- Horno de aceite caliente.
- Sistema de tea.
- Gas de cobertura.
- Generadores de energía.

### ***2.8.3 Sistema de Tea***

El sistema de tea recoge y quema los vapores liberados por las válvulas de alivio, purgas y alivios en la planta de gas. La tea tiene un sistema de sello dinámico que permite el uso de tasas de purga más bajas y mantiene el aire fuera de las puntas de los quemadores respectivamente. En la figura número 12, se observa como la tea se encuentra alineada con todos los sistemas de la planta, a fin de garantizar su seguridad.

**Figura 12.**

*Sistema de Tea Planta OVADE.*



*Nota.* Tomado de: Ballen, Y. (2021) Pan Ocean Oil Corporation DeltaV HMI Operating Guidelines. Texas: Energy Resources International,.

### **3. Definición de parámetros operativos del proceso de la planta de criogenia ovade utilizando software especializado**

Para definir los parámetros operativos del proceso en la planta de gas OVADE, es fundamental comenzar por controlar el punto de rocío de la corriente de gas natural y el agua. Para

lograrlo, es esencial analizar y estudiar diversos escenarios utilizando las tecnologías disponibles en la planta. El objetivo es implementar un proceso con alta eficiencia energética que beneficie la operación de manera segura y continua.

Considerando las condiciones de bajo flujo que la planta actualmente está procesando, es necesario evaluar las dos tecnologías con las que cuenta la planta: Joule-Thomson y Turbo Expander. Esta evaluación permitirá determinar el potencial termodinámico real que ofrece la corriente de gas natural a un flujo mínimo, teniendo en cuenta que su flujo máximo es de 200 MMSCFD. Un estudio termodinámico adecuado revelará los resultados a diferentes flujos de entrada a la planta y los beneficios en la recuperación de hidrocarburos pesados a partir de C3+. Esta alternativa contribuirá a un aumento en la eficiencia y en el recobro de producción.

A continuación, se presenta en la Tabla 3 un comparativo de las dos tecnologías disponibles en la planta de gas OVADE para el control del punto de rocío (Dew Point).

**Tabla 3.**

*Tecnologías disponibles para el control de dew point. Planta de gas Ovade.*

<b>Control de Punto de Rocío</b>		<b>Joule Thomson</b>	<b>Turbo-expander</b>
Volumen de gas estación MMSCFD	Actual	74	74
Control de Punto de Rocío		SI	SI
Eficiencia isoentrópica (%)		No aplica	75-85
Cantidad de producto liquido	gpm	>3	>2.5
Presión Inicial (PSI)		987	987
Presión Final (PSI)		180	180
Temperatura Inicial (F)		101	101
Disminución de temperatura alcanzada en la corriente de gas (F)		-15	-150
Caída de presión en el proceso		SI	SI
Productos de planta		C3+	C2+

<b>Control de Punto de Roció</b>	<b>Joule Thomson</b>	<b>Turbo-expander</b>
Deshidratación del gas Actual	Tamices Moleculares	Tamices Moleculares

*Nota.* Tomado de: Mokhatab, S., Poe, W. A. & Speight, J. G. (2006). Handbook of natural gas transmission and processing. 2. GPSA.

### 3.1 Estimación del caudal de líquidos de la corriente de gas natural (GPM)

Este aspecto es importante en el diseño y simulación del proceso de la planta, ya que determina la cantidad de líquidos obtenibles al procesar el gas de superficie. Con la composición del gas natural bajo estudio, se calcula la cantidad de producto líquido que se puede obtener, expresada en galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM).

Los resultados se presentan en la Tabla 4. Para calcular los GPM, se utiliza la siguiente ecuación.

$$GPM=0.3151 Y_i M_i / \gamma_{oj}$$

GPM: Galones Por Minuto

$Y_i$ : Fracción molar un compuesto.

$M_i$ : Peso molecular del mismo compuesto.

$\gamma_{oj}$ : Gravedad específica del líquido.

**Tabla 4.**

*Galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM).*

<b>Composición</b>	<b>Fraccion molar</b>	<b>Masa molar</b>	<b>Gravedad específica del líquido</b>	<b>Contenido de líquido (GPM)</b>
H2S	0	34,0820		
CO2	0,0013	44,0100		

Composición	Fracción molar	Masa molar	Gravedad específica del líquido	Contenido de líquido (GPM)
NITROGENO	0,0037	28,0134		
METANO	0,8647	16,0430		
ETANO	0,0676	30,0700		
PROPANO	0,0379	44,0970	0,5070	1,0386
ISO-BUTANO	0,0081	58,1230	0,5629	0,2635
N-BUTANO	0,0098	58,1230	0,5840	0,3073
ISO-PENTANO	0,0029	72,1500	0,6247	0,1055
N-PENTANO	0,0021	72,1500	0,6311	0,0756
N-HEXANO	0,0019	86,1770	0,6638	0,0777
N.HEPTANO	0,0000	100,204	0,6880	0,0000
N-OCTANO	0,0000	114,231	0,7067	0,0000
N-NONANO	0,0000	128,258	0,7219	0,0000
N-DECANO	0,0000	142,285	0,7342	0,000
N-C11	0,0000	156,000		
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>			<b>1,8683</b>

De acuerdo con la composición de la corriente de gas, como se ilustra en la Tabla No. 4, la cantidad de líquidos procesados es de 1.86 GPM. Esto permite concluir que la tecnología de control del punto de rocío con la que cuenta la planta actualmente puede obtener una alta eficiencia en la recuperación de líquidos. Sin embargo, es esencial considerar la regla de recuperación de líquidos expuesta en la Tabla 5.

**Tabla 5.**

*Regla para recobro de líquidos*

Componente	Recobro (%)
Etano	5 a 25
Propano	80 a 90
Butano	95 o mas
Componente Pesados	100

*Nota.* Tomado de: Pérez A. Julio Cesar. (2012). Propiedades Físicoquímicas y Termodinámicas del Gas Natural. Especialización Ingeniería del Gas. UIS.

### 3.2 Poder calorífico del gas de la planta

Un aspecto en la determinación de los parámetros operativos de la planta es establecer la cantidad de calor generado cuando el gas se quema completamente, produciendo dióxido de carbono y agua. En la industria del petróleo, este factor es considerado fundamental.

En este trabajo de aplicación, se tomará en cuenta el poder calorífico bruto, que se refiere a la combustión completa del gas con contenido de vapor de agua.

Para el cálculo del poder calorífico bruto, se utilizará la siguiente ecuación:

$$LC_{ideal} = \sum y_i LC_i$$

En la tabla 6 se realiza el cálculo del poder calorífico bruto del gas que se tiene a la entrada de la planta.

**Tabla 6.**

*Poder calorífico bruto*

Composicion	Fraccion molar	Poder calorifico bruto	y <sub>i</sub> LC (BTU/SCF)
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0013	0,0000	0,0000
NITROGENO	0,0037	0,0000	0,0000
METANO	0,8647	1010	873,34
ETANO	0,0676	1769.6	119,48
PROPANO	0,0379	2516.1	95,360
ISO-BUTANO	0,0081	3251.9	26,340
N-BUTANO	0,0098	3262.3	31,970
ISO-PENTANO	0,0029	4000.9	11,602
N-PENTANO	0,0021	4008.9	8,4186
N-HEXANO	0,0019	4755.9	9,0362
N.HEPTANO	0,0000	5502.5	7,7035
N-OCTANO	0,0000	6248.9	0,0000

Composicion	Fraccion molar	Poder calorifico bruto	yiLC (BTU/SCF)
N-NONANO	0,0000	6996.5	0,0000
N-DECANO	0,0000	0,0000	0,0000
N-C11	0,0000	0,0000	0,0000
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>		<b>1183,25</b>

El poder calorífico bruto del gas se calcula considerando su comportamiento como un gas real. Esto incluye el factor de compresibilidad del gas en condiciones estándar.

$$Lc = Lc \text{ ideal} / Z$$

LC: Poder Calorífico bruto

Z: Factor de Compresibilidad del Gas

$$Lc = 1183,25 \text{ BTU/SCF} / 0.99 = \mathbf{1195,20 \text{ BTU/SCF}}$$

### 3.3 Contenido de agua del gas de entrada a planta

Se realiza el cálculo del agua a remover en la corriente de gas de entrada a la planta, teniendo en cuenta que, según la Figura 5, la humedad del gas es de 65 lb de agua por millón de pies cúbicos estándar (MMSCF) a 101 °F y 987 psi.

De la figura 5 → **W=65 lb de agua/MMSCF**

Para un gas de un peso molecular de **19,3018** (Tabla No 1)

$C_g=0.99$  (factor de corrección por gravedad, de la Figura No 5).

Para realizar el cálculo, se tiene en cuenta la siguiente ecuación.

$$W = C_g * W$$

Por tanto es igual a:

$$W = 0.99 * 65 = \mathbf{64,35 \text{ lb de agua/MMSCF.}}$$

La planta de gas fue diseñada para tratar un volumen de 200 MMSCFD. Actualmente, solo ingresan 74 MMSCFD, por lo que se debe considerar la cantidad de agua a retirar, que es de 64,35 lb de agua por MMSCF.

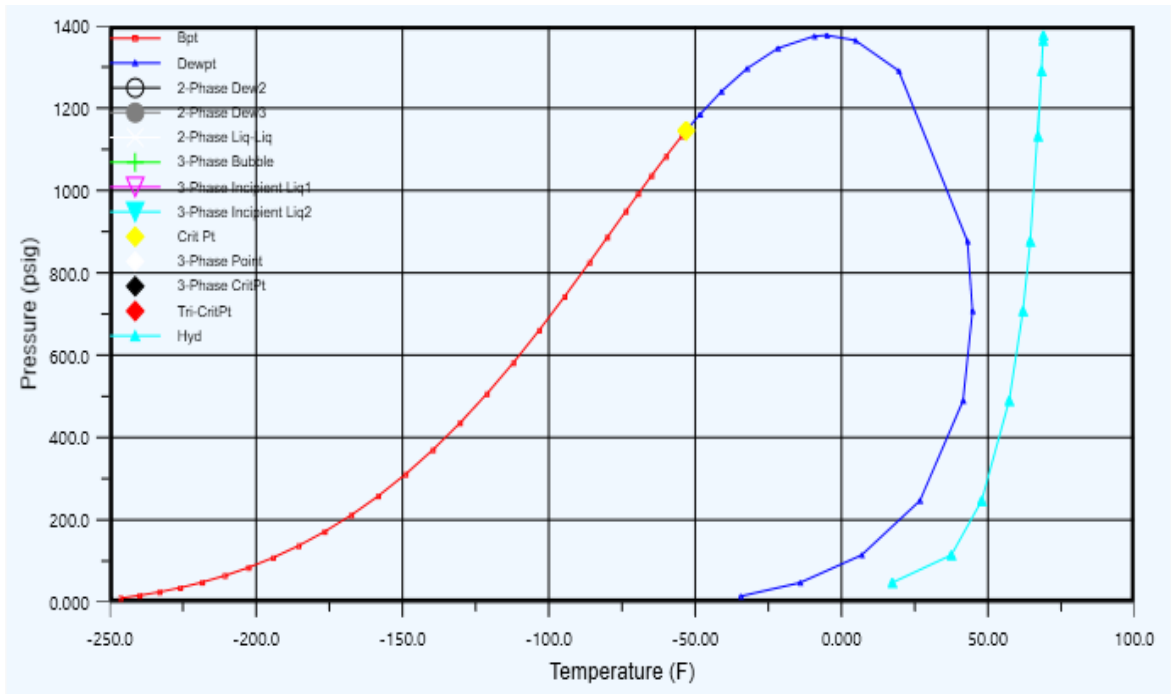
### **3.4 Formación de hidratos**

Los hidratos se forman cuando una corriente de gas se enfría por debajo de su temperatura de formación, la cual puede ser superior al punto de congelación del agua y ocurre a altas presiones. A medida que la presión aumenta, la temperatura de formación de hidratos también incrementa.

A continuación se elabora la curva de formación de hidratos para la composición de gas de entrada (figura 13).

**Figura 13.**

*Curva Formación de Hidratos*



De acuerdo con la Figura 13, el cálculo realizado mediante software especializado indica que la formación de hidratos en el gas comienza a 65.895 °F.

**Tabla 7.**

*Formación de hidratos a través del software especializado*

<b>Formación de Hidratos</b>	
Temperatura de Formación (F)	65,8957
Tipo	Tipo II

Dado que ahora se tiene información sobre la cantidad de agua que se debe eliminar de la corriente de gas natural y el punto inicial de formación de hidratos, es factible optimizar el sistema de deshidratación del gas que se usa actualmente (Tamices moleculares). Esto es importante para

prevenir problemas en la planta, como pérdida de eficiencia en los intercambiadores de calor aguas abajo, obstrucción en las válvulas y en los expansores.

### ***3.4.1 Prevención de la formación de hidratos mediante el uso de tamices moleculares: método actual***

La prevención de la formación de hidratos en las corrientes de gas natural es garantizar un funcionamiento eficiente y seguro de las instalaciones. Actualmente, se implementa el uso de tamices moleculares como método principal para evitar la formación de hidratos. Estos tamices moleculares actúan adsorbiendo selectivamente las moléculas de agua presentes en el gas, reduciendo así su contenido de humedad y previniendo la formación de hidratos durante el proceso de tratamiento y transporte del gas.

Los tamices moleculares ofrecen una solución efectiva y confiable para mitigar los riesgos asociados con la formación de hidratos en las corrientes de gas natural. Al incorporar estos materiales en el sistema de deshidratación del gas, se logra mantener las condiciones operativas óptimas, evitando posibles problemas como la pérdida de eficiencia en los intercambiadores de calor, taponamiento en las válvulas y en los expansores. De esta manera, el uso de tamices moleculares como método actual para la prevención de la formación de hidratos se posiciona como una práctica indispensable. A continuación se representa el proceso de Deshidratación de la planta Ovade.

**Tabla 8.**

*Proceso de deshidratación planta ovade.*

	Tamices Moleculares		
	Adsorción	Calentamiento	Enfriamiento
Tiempo (Hora/lecho)	16(8+8)	4,5	2,5
Dirección Flujo	Hacia Abajo	Hacia Arriba	Hacia Arriba
Caída de Presión	3,4	3,4	3,4
Flujo Total (MMSCFD)	200	100	100
Volumen Proceso (MMSCFD)	200	28	28
Temperatura (F)	120	535	120

De acuerdo con la tabla 8 que expone los parámetros del proceso, se acondicionan nuevos parámetros según las necesidades de la planta, con el objetivo de mejorar la eficiencia termodinámica. A continuación, se presenta la definición de los nuevos parámetros:

**Tabla 9.**

*Definición de parámetros del proceso de deshidratación planta OVADE*

	Tamices Moleculares		
	Adsorción	Calentamiento	Enfriamiento
Tiempo (Hora/lecho)	12	5,5	5,5
Dirección Flujo	Hacia Abajo	Hacia Arriba	Hacia Arriba
Caída de Presión	3,4	3,4	3,4
Flujo Total (MMSCFD)	200	100	100
Volumen Proceso (MMSCFD)	74	22	22
Temperatura (F)	120	450	110

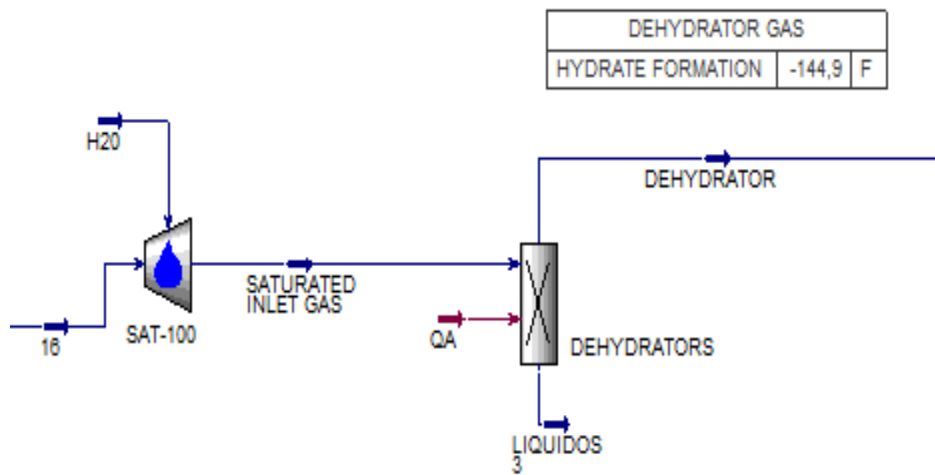
Como se evidencia en tabla 9, se modificarán los tiempos de adsorción y calentamiento, dejando un lecho fuera de servicio y operando solo con dos lechos: uno para adsorción y otro para regeneración. Además, se optimizará el proceso mediante la parametrización del volumen del gas

de regeneración y las temperaturas de proceso. Esto permitirá alcanzar mejoras significativas en la eficiencia térmica y prolongar la vida útil del tamiz molecular.

A través de un software de simulación especializado, se analizaron los parámetros operativos del tamiz molecular, los valores mencionados se definen en la Tabla 9. Este análisis evidenció el valor mínimo de control del **punto de rocío (Dew Point)** al cual se podría operar el turbo expansor y la válvula Joule-Thomson sin generar formación de hidratos en la planta.

**Figura 14.**

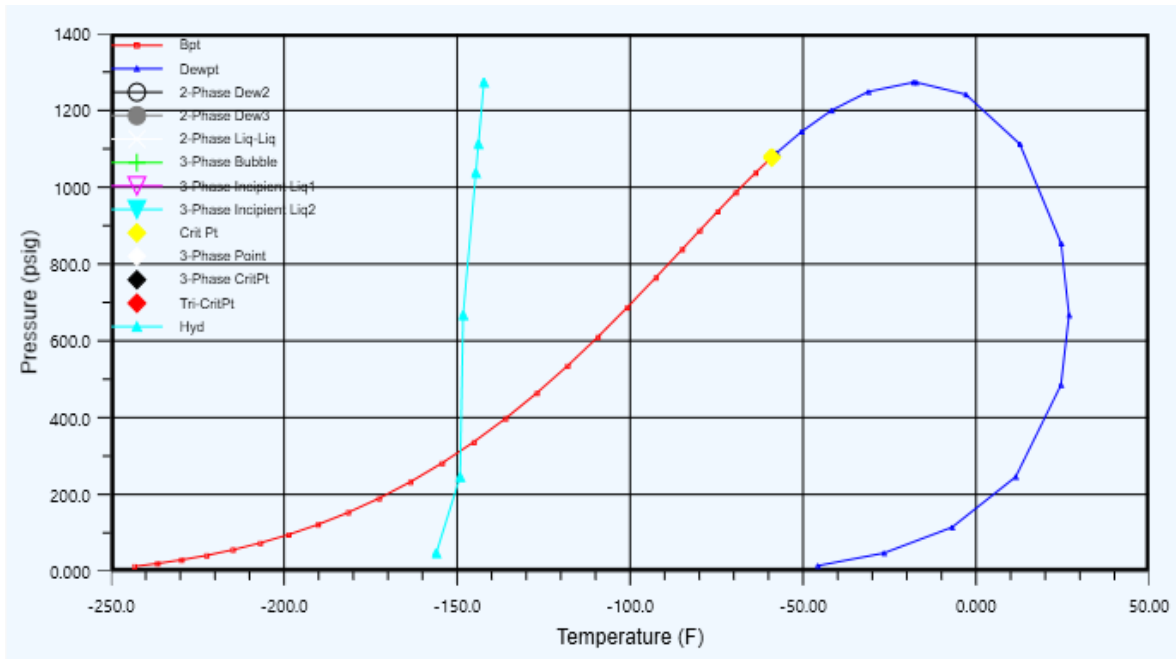
*Formación de hidratos a la salida de los tamices moleculares*



A continuación se realiza la curva de formación de hidratos a la salida de los tamices moleculares, como se puede observar en la figura 15.

**Figura 15.**

*Curva formación de hidratos a la salida de los tamices moleculares.*



De acuerdo con la Figura 16, el cálculo realizado mediante software especializado indica que la formación de hidratos en el gas comienza a **-144,9 °F**.

**Tabla 10.**

*Formación de hidratos a través del software especializado salida de tamices moleculares*

<b>Formación de Hidratos</b>	
Temperatura de Formación (F)	-144.9078
Tipo	Tipo II

Es esencial considerar este valor y mantener un seguimiento constante mediante el medidor de humedad de gas en el campo, especialmente porque en la planta de gas opera un proceso criogénico.

**3.5 Simulación en software especializado para definir los parámetros operativos del proceso de la planta de criogenia ovade.**

La simulación de la corriente de gas de la planta se realizó utilizando software especializado, capaz de modelar procesos en estado estable. Durante esta simulación, se monitorearon diversos parámetros operativos de la planta, permitiendo un análisis detallado del proceso. Los parámetros de interés considerados incluyeron el control del punto de rocío de hidrocarburos y agua, así como la recuperación de productos valiosos como propano, GLP y nafta.

Para la simulación del proceso, se especificaron diferentes volúmenes de gas a la entrada de la planta utilizando la tecnología actual en el control del punto de rocío, que incluye el turbo expander y el efecto Joule-Thomson. Se emplearon tamices moleculares como inhibidores de la formación de hidratos. Dado que la corriente a tratar presentaba características específicas, se utilizó la ecuación de estado de Peng-Robinson, la cual proporciona resultados muy precisos en la predicción de las propiedades termodinámicas del fluido.

**Tabla 11.**

*Condiciones generales del Proceso para la simulación*

<b>Simulación</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
Temperatura de Entrada	101 F	101 F	101 F
Flujo de Entrada	200 MMSCFD	95 MMSCFD	70 MMSCFD
Humedad Corriente de Entrada	64,35 lb/MMSCF	64,35 lb/MMSCF	64,35 lb/MMSCF
Presión de Entrega	987 psia	987 psia	987 psia
Paquete de Propiedades	Peng Robinson	Peng Robinson	Peng Robinson

### 3.6 Control de Dew Point con refrigeración criogénica por Turboexpander y Joule Thomson

Como se mencionó en el capítulo anterior, el gas antes de ingresar al turbo expensor y a la válvula Joule Thomson sigue un recorrido específico al ingresar a la planta. Primero, pasa por el filtro coalescente y luego por los tamices moleculares. La primera corriente, que representa el **90%** del caudal de entrada, ingresa al intercambiador de gas-gas, donde se enfría. La segunda corriente, que corresponde al **10%** del caudal inicial, se enfría en el **intercambiador de calor lateral e intercambiador de calor de alimentación**. Obteniendo valores de **-20 F** en separador Frio.

El gas, con un caudal del **55%**, se divide desde la parte superior del separador frío de alta presión y fluye hacia el turbo expensor, mientras que el **45%** restante fluye hacia la válvula Joule Thomson. En ambos procesos, la presión se reduce de **987 psig a 175 psig, ya que ingresan al separador de dos etapas**.

En esta parte del proceso, a la salida del turbo expensor, se alcanzan temperaturas aproximadas de **-138 °F**, mientras que a la salida de la válvula Joule Thomson, las temperaturas son de aproximadamente **-97 °F**.

La corriente líquida, una vez recuperada, continúa en la fase de fraccionamiento, donde el flujo es tratado a través de las torres De-etanizadora, Depropanizadora y Debutanizadora. La corriente de gas se dirige en un **97% al gasoducto** para exportación y en un **3% a la planta**.

A continuación, en la Tabla 12, se presenta el recobro de líquidos obtenido a partir de cambios en el flujo de entrada de gas, estableciendo la definición de los parámetros operativos.

**Tabla 12.**

*Recobro de líquidos de la planta de gas usando el turbo expansor y la válvula Joule Thomson.*

<b>Volumen de gas a la entrada (MMSCFD)</b>	<b>Propano (BBls/día)</b>	<b>Butano (BBls/día)</b>	<b>Gasolina (BBls/día)</b>	<b>Merma Volumen de Gas (MMscfd)</b>
200	3747	2178	1111	9,613
95	1780	1034	528	4,566
70	1311	762	389	3,365

En otra situación, cuando el turbo expansor esté en mantenimiento, la planta operará utilizando dos válvulas Joule-Thomson. En este caso, al salir del Joule-Thomson (bypass del turbo expansor), se alcanzan temperaturas aproximadas de **-85 °F**, mientras que a la salida de la válvula Joule-Thomson, las temperaturas son de aproximadamente **-84 °F**.

A continuación, en la Tabla 13, se presenta el recobro de líquidos obtenido a partir de cambios de temperatura al poner en mantenimiento el turbo expansor.

**Tabla 13.**

*Recobro de líquidos de la planta de gas usando el Joule Thomson como By Pass del turbo expansor y joule Thomson.*

<b>Volumen de gas a la entrada (MMSCFD)</b>	<b>Propano (BBls/día)</b>	<b>Butano (BBls/día)</b>	<b>Gasolina (BBls/día)</b>	<b>Merma Volumen de Gas (MMscfd)</b>
200	2162	2178	1111	7,350
95	1027	1034	528	3,491
70	757	762	389	2,562

Una vez obtenidos los líquidos mediante la tecnología de control del punto de rocío, se procede a definir las variables operativas de las tres torres de fraccionamiento.

### 3.7 Estabilización de condensados

El recobro de líquidos en la planta ofrece varios beneficios, incluyendo el transporte de gas libre de hidrocarburos pesados que podrían condensarse en las tuberías de exportación, el cumplimiento de las especificaciones del gas de exportación y la maximización del recobro de líquidos.

Para ello, se ha desarrollado un modelo que abarca un amplio rango de diferentes configuraciones de columnas de fraccionamiento, tales como la torre De-etanizadora, la De-propanizadora y la De-butanizadora.

A continuación en la tabla 14 se adicionan los parámetros operativos a los cuales las torres de fraccionamiento se configuraron, para obtener los productos con la calidad requerida por los clientes.

**Tabla 14.**

*Torres de Fraccionamiento*

Nombre	Torres de Fraccionamiento		
	De-etanizadora	De-propanizadora	De-butanizadora
Presión (psi)	175	230	90
Temperatura Reboiler (F)	155	230	250
Temperatura de Cima (F)	-10	122	135
Temperatura de condensador (F)	N/A	110	125

En la figura 16, se ilustra la simulación realizada a través del software usado.



### 3.8 Calidad de los productos

El perfil térmico y la presión adecuada de cada torre de fraccionamiento son importantes para obtener productos que cumplan con las especificaciones requeridas por el cliente para su comercialización.

En la tabla 15 se observa el resultado obtenido en la cima de la Torre Depropanizadora.

**Tabla 15.**

*Composición Propano*

<b>C3</b>	
Reid VP a 37,8 C	176,4 PSIG
Fracción Metano	0,0000
Fracción Etano	0,0102
Fracción Propano	0,9806
Fracción Iso Butano	0,0078
Fracción Normal Butano	0,0014
Fracción Iso Pentano	0,0000
Fracción Normal Pentano	0,0000
Fracción Normal Hexano	0,0000

En la tabla 16 y 17 se observa el resultado obtenido en la cima y fondo de la Torre Debutanizadora.

**Tabla 16.**

*Composición GLP*

<b>GLP</b>	
Reid VP a 37,8 C	67,85 PSIG
Fracción Metano	0,0000
Fracción Etano	0,0000

<b>GLP</b>	
Fracción Propano	0,2533
Fracción Iso Butano	0,2552
Fracción Normal Butano	0,4070
Fracción Iso Pentano	0,0656
Fracción Normal Pentano	0,0189
Fracción Normal Hexano	0,0000

**Tabla 17.**

*Composición Gasolina*

<b>Gasolina</b>	
Reid VP a 37,8 C	3,207 PSIG
Fracción Metano	0,0000
Fracción Etano	0,0000
Fracción Propano	0,0000
Fracción Iso Butano	0,0002
Fracción Normal Butano	0,0112
Fracción Iso Pentano	0,4573
Fracción Normal Pentano	0,5165
Fracción Normal Hexano	0,0049

Como se observa en las tablas 15, 16 y 17, se obtienen productos de alta calidad adecuados para su comercialización.

**3.9 Evaluación del Turn Down ratio y sensibilidad operativa en la planta de gas OVADE**

En la Planta de Gas Ovade, el **turn down ratio** es un indicador clave que refleja la flexibilidad operativa del sistema de procesamiento de gas. Este ratio define la relación entre la capacidad máxima de diseño de la planta y la capacidad mínima eficiente a la que puede operar sin comprometer la eficiencia, la calidad del producto o la seguridad. Para la planta Ovade, con una capacidad máxima de 200 MMSCFD (Millones de Pies Cúbicos Estándar por Día) y una

capacidad mínima operativa de 70 MMSCFD, el análisis del turn down ratio es fundamental para comprender las capacidades y limitaciones del proceso.

### ***3.9.1 Definición de Turn Down Ratio***

El turn down ratio se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Turn Down Ratio} = \text{Capacidad Máxima} / \text{Capacidad Mínima}$$

Aplicando esta fórmula a los datos específicos de la planta Ovade:

- Capacidad máxima: 200 MMSCFD
- Capacidad mínima: 70 MMSCFD

$$\text{Turn Down Ratio} = 200 \text{ MMSCFD} / 70 \text{ MMSCFD}$$

$$\text{Turn Down Ratio} = 2,86$$

Este valor de 2.86 indica que la Planta de Gas Ovade puede operar eficientemente hasta aproximadamente el 35% de su capacidad máxima, lo cual es importante para la gestión de fluctuaciones en la demanda de gas.

## **4. Análisis de los resultados**

En este capítulo se presenta un análisis detallado de los resultados obtenidos a partir de la implementación de las estrategias operativas propuestas para la planta de criogenia OVADE. Los resultados se han estructurado en función de los objetivos específicos establecidos en la

investigación, proporcionando una visión integral sobre el desempeño y las mejoras alcanzadas en la planta.

En primer lugar, se realizó una descripción exhaustiva de las especificaciones de la planta, abarcando aspectos como capacidad, componentes clave, equipos utilizados, temperaturas, presiones y caudales operativos. Adicionalmente, se inició el análisis de resultados mediante la cromatografía hasta C6+ realizada por la empresa OSTEN LABORATORY, bajo condiciones de muestreo de presión de 987 PSI y una temperatura de 101 °F. Este análisis permitió identificar puntos críticos que podrían influir en la eficiencia y calidad de los productos.

Los resultados de la cromatografía hasta C6+ revelaron una composición de metano del 86.47% en la mezcla de gas de la planta, junto con diversos compuestos de hidrocarburos e impurezas. La cantidad de producto líquido que se puede obtener es de 1.86 galones de líquido por mil pies cúbicos de gas procesado (GPM), un valor representativo debido a los altos volúmenes de gas a tratar.

Un aspecto crucial en una planta criogénica es la deshidratación del gas, que en este caso se realiza mediante el uso de tamices moleculares. Se llevó a cabo un análisis del contenido de agua en el gas utilizando la gráfica de McKetta, obteniendo un resultado de 64.35 libras de agua por millón de pies cúbicos estándar de gas (MMSCF). Valor significativo para evaluar el funcionamiento de los lechos y el control del punto de rocío de hidrocarburos y agua, a través de un software especializado.

Se realizaron varias corridas en el software con el objetivo de evaluar los volúmenes adecuados para parametrizar la operación de la planta, determinando así la mínima carga de diseño que la planta puede manejar para asegurar que los productos se entreguen dentro de las especificaciones de calidad requeridas. Los datos obtenidos a través de las simulaciones mostraron

que la planta puede operar eficientemente a una carga mínima de 70 MMSCFD, manteniendo la calidad del producto final. Este hallazgo es significativo para la planificación operativa, especialmente en escenarios de baja demanda. Se podría hacer una excepción en la planta con un suministro de entrada de 50 MMSCFD y realizando una recirculación de 20 MMSCFD para alcanzar un total de 70 MMSCFD, que es la carga mínima del proceso.

**Tabla 18.**

*Carga mínima del proceso y obtención de productos en la corriente de gas natural.*

<b>Volumen de gas mínimo (MMSCFD)</b>	<b>Propano (BBls/día)</b>	<b>GLP (BBls/día)</b>	<b>Gasolina (BBls/día)</b>	<b>Merma Gas (MMSCFD)</b>
70	1311	762	389	3,365

Los datos obtenidos a través de las simulaciones mostraron que la planta puede operar eficientemente a una carga mínima, manteniendo la calidad del producto final. **Este hallazgo es crucial para la planificación operativa, especialmente en escenarios de bajo volumen de gas a la entrada de la planta.** Para una mejor representación de los resultados obtenidos durante las corridas, se presenta un resumen en la Tabla 18 donde se hace énfasis en exponer la temperatura de formación de hidratos y la calidad de los productos obtenidos en la planta.

**Tabla 19.**

*Resultados obtenidos para la recuperación de líquidos de gas natural.*

<b>Volumen de gas mínimo 70 MMSCFD – formación de hidratos -144,90 F</b>			
<b>Composición Fracción Molar</b>	<b>Propano</b>	<b>GLP</b>	<b>Gasolina</b>
Metano	0,0000	0,0000	0,0000
etano	0,0102	0,0000	0,0000
propano	0,9806	0,2533	0,0000

<b>Volumen de gas mínimo 70 MMSCFD – formación de hidratos -144,90 F</b>			
<b>Composición Fracción Molar</b>	<b>Propano</b>	<b>GLP</b>	<b>Gasolina</b>
I-butano	0,0078	0,2552	0,0002
N-butano	0,0014	0,4070	0,0112
I-pentano	0,0000	0,0656	0,4573
N-pentano	0,0000	0,0189	0,5165
N-Hexano	0,0000	0,0000	0,0049

Los resultados obtenidos de la recuperación de líquidos de la corriente de gas indican una parametrización operativa óptima de la planta. Se identificó que los equipos pueden operar de manera continua y eficiente a una carga mínima, lo cual es esencial para evitar paradas no programadas y mantener la eficiencia del proceso.

Mediante el software de simulación, se identificaron diversas áreas de mejora en el proceso de la planta, demostrando que la planta puede operar eficientemente con solo dos lechos de tamices moleculares, logrando una buena adsorción de líquidos para una carga mínima de suministro de 70 MMSCFD. No obstante, cuando la carga supera los 105 MMSCFD, es necesario utilizar tres lechos de tamices moleculares.

Además, se optimizó el proceso mediante la redistribución de los flujos en el sistema de subenfriamientos antes de llegar al turbo expansor y al sistema Joule-Thomson. Este ajuste permitió una mejor regulación de las temperaturas, lo que es crucial para la eficiencia del proceso de expansión y para maximizar la recuperación de líquidos de gas natural. Asimismo, se evidenció la importancia de ajustar las bombas de reflujo en las torres de fraccionamiento, lo que contribuyó a mejorar la calidad de los productos obtenidos, garantizando que cumplan con las especificaciones requeridas.

Estos hallazgos no solo validan la capacidad de la Planta de Gas Ovade para operar eficientemente bajo diferentes cargas, sino que también resaltan la importancia de una

configuración adecuada y una distribución óptima de los flujos para maximizar el rendimiento y la calidad del proceso. La operación a cargas bajas, reflejada en un turn down ratio de 2.86, impacta significativamente en varios aspectos clave.

**Eficiencia Energética:** Operar por debajo de la capacidad máxima puede resultar en un incremento del consumo de energía por unidad de gas procesado. Esto se debe a que los equipos están diseñados para operar de manera óptima cerca de su capacidad máxima y, al ser utilizados en niveles más bajos, no logran mantener la misma eficiencia.

**Calidad del Producto:** Además, operar a cargas bajas puede afectar la calidad del gas producido. Variaciones en las condiciones de presión y temperatura, que están fuera de los rangos óptimos debido a la reducción de carga, pueden causar fluctuaciones en la composición del gas. Esto puede llevar a una disminución en la pureza del gas y alteraciones en su contenido de hidrocarburos, lo cual es crucial para cumplir con las especificaciones del producto final.

**Costos Operativos:** Asimismo, los costos operativos pueden aumentar de manera desproporcionada cuando la planta opera en estas condiciones. Esto se debe a que los sistemas y equipos deben mantenerse en funcionamiento continuo, incluso cuando no se aprovecha plenamente su capacidad. El mantenimiento de equipos que operan fuera de sus parámetros óptimos no solo resulta en un uso ineficiente de los recursos sino también en un incremento en los costos operativos, ya que estos equipos pueden requerir más mantenimiento o sufrir desgaste prematuro.

En resumen, estos resultados subrayan la importancia de una optimización continua y ajustes en los parámetros operativos para asegurar que la Planta de Gas Ovade mantenga altos niveles de eficiencia y calidad, incluso cuando opera a mínima carga.

## 5. Conclusiones

Tras una evaluación detallada de la Planta de Criogenia OVADE y la implementación de estrategias operativas específicas, se ha logrado obtener una visión clara del desempeño y las mejoras alcanzadas en el proceso. A través de un enfoque estructurado que abordó los objetivos establecidos, se han obtenido resultados significativos que impactan directamente en la eficiencia y la calidad de los productos.

La descripción exhaustiva de las especificaciones de la planta proporcionó una base sólida para comprender su funcionamiento y sus capacidades. La realización de análisis detallados, como la cromatografía hasta C6+ y la evaluación del contenido de agua en el gas, permitió identificar áreas críticas que necesitaban atención y optimización.

Un componente clave de esta evaluación fue la determinación de la carga mínima de diseño que la planta puede soportar, lo cual se reflejó en el cálculo del turn down ratio de aproximadamente 2.86. Este ratio revela que la Planta de Gas OVADE posee una flexibilidad operativa razonable, permitiéndole operar eficientemente incluso en condiciones de baja demanda, sin comprometer la calidad de los productos. Sin embargo, también subraya ciertos límites en la capacidad de la planta para mantener la eficiencia energética y la calidad del producto a cargas bajas.

Además, se identificaron áreas de mejora significativas que han contribuido a maximizar la eficiencia del proceso. Desde la optimización de los lechos de tamices moleculares hasta la redistribución de flujos en el sistema de subenfriamientos, cada ajuste ha sido fundamental para mejorar el rendimiento general de la planta. Estos cambios no solo permiten una mejor adaptación

a diferentes cargas de trabajo, sino que también optimizan el consumo energético y mejoran la calidad del gas procesado.

Los resultados obtenidos reflejan no solo la capacidad de la planta para adaptarse a diferentes cargas de trabajo, sino también la importancia de una planificación operativa precisa y una optimización continua del proceso. Estas conclusiones validan la eficacia de las estrategias implementadas y proporcionan una base sólida para futuras mejoras y desarrollos en la Planta de Criogenia OVADE. Se recomienda continuar con la monitorización y ajuste de los parámetros operativos para mantener y mejorar la eficiencia y calidad del proceso, especialmente en escenarios de demanda variable.

## **6. Recomendaciones**

Para garantizar la sostenibilidad y eficiencia operativa a largo plazo de la Planta de Gas OVADE, se recomienda implementar una serie de medidas técnicas e ingenieriles. En primer lugar, es importante optimizar los procesos operativos a través de una revisión y ajuste de los parámetros de operación actuales, tales como temperatura, presión y flujo en las distintas etapas del proceso. Ajustar estos parámetros dentro de los rangos óptimos puede mejorar significativamente la eficiencia energética, especialmente durante condiciones de baja carga.

En cuanto a los equipos, es esencial realizar una evaluación exhaustiva de la capacidad y eficiencia de los equipos existentes, como compresores, turbo expansores y sistemas de refrigeración. Identificar posibles cuellos de botella y oportunidades de mejora es fundamental

para asegurar que los equipos operen de manera óptima en un rango más amplio de condiciones. Considerar la modernización de los sistemas de subenfriamiento, incluyendo la instalación de tecnologías más avanzadas para el control de flujo, puede mejorar significativamente la recuperación de líquidos de gas natural y la calidad del producto final.

La planificación estratégica y la gestión de inventarios también juegan un papel crucial en la operación eficiente de la planta. Es recomendable desarrollar modelos de análisis de sensibilidad para prever cómo las fluctuaciones en la demanda de gas afectarán la operación de la planta. Esto incluye la utilización de herramientas de simulación para anticipar los impactos en la eficiencia energética y la calidad del producto. Implementar estrategias de almacenamiento y distribución que permitan una gestión flexible de inventarios es vital, ajustando la producción en función de la demanda variable sin comprometer la calidad del producto.

Finalmente, es importante actualizar el sistema de monitoreo en tiempo real para todos los equipos críticos, utilizando tecnologías de punta para el análisis de datos, lo cual permitiría detectar y responder rápidamente a cualquier desviación operativa. Este enfoque proactivo minimiza el tiempo de inactividad y el desgaste de los equipos, al mismo tiempo que se incorpora un programa de mantenimiento predictivo basado en datos de operación y análisis de condiciones.

Esto no solo reduce la probabilidad de fallas inesperadas sino que también optimiza el rendimiento de los equipos. Estas recomendaciones, cuando se implementen, asegurarán que la Planta de Gas OVADE maximice su eficiencia operativa, mejore la calidad del producto y mantenga una operación sostenible a largo plazo.

### Referencias Bibliográficas

- Bahadori, A. y Vuthaluru, H. (2009), Rapid estimation of equilibrium water dew point of natural gas in TEG dehydration Systems. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*.
- Ballen, Y. (2021) Pan Ocean Oil Corporation DeltaV HMI Operating Guidelines. Texas: Energy Resources International,.
- Chmilar, M. M. (1962). The Rimbey Gas Plant. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 1(04), 184-188. <https://doi.org/10.2118/62-04-06>
- Coyle, D et al. (2010). Natural gas specification challenges in the LNG industry.
- Djebri M et al. (2008). Recovery of flared gas through crude oil stabilization by a multi-staged separation with intermediate feeds: a case study. *Sonatrach Direction Production, Region de TFT, BP66, IN AMENAS, Algeria*.
- Gas Processors Suppliers Association, (1998). *Engineering Data Book*. 11th Edition. EEUU.
- GPSA *Engineering Data Book*, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association. Tulsa, Oklahoma, 2001. Capítulo 20. 20-36 p.
- Kammaruddin, Mohd. Y Hamid, Abb. (2007). *Hysys: an introduction to chemical engineering simulation*. Malasia.
- Marín, L y Sanchez, D. (2012) “Evaluación de la Aplicación de las Técnicas de Autorrefrigeración turboexpander y expansión Joule-Thomson para el recobro de líquidos a partir del gas natural, caso estudio”. [Tesis de Pregrado, Universidad Industrial de Santander, 134 p.
- Mokhatab, S y Poe, W. (2012) *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Second Edition. 353-391 p.

Peña, H. (2014) Módulo de Software Especializado para el Diseño de Plantas de Gas. Bogota:  
Universidad Industrial de Santander. Capítulo 9.

Ramirez, R. (2007): Diseño de una planta de reducción de HCDP del gas natural recolectado en la  
batería Balcon de Hocol S.A. [Tesis de Pregrado, Universidad Industrial de Santander]