

**MEJORAMIENTO DE LA RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS
LÍQUIDOS MEDIANTE EL REDISEÑO DEL DIAGRAMA DE PROCESO
EN LA PLANTA DE SECADO DE GAS TERMOYOPAL CAMPO FLOREÑA.**

CARLOS EDUARDO BRAVO VILLARREAL

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS.
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA
2014**

**MEJORAMIENTO DE LA RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS
LÍQUIDOS MEDIANTE EL REDISEÑO DEL DIAGRAMA DE PROCESO
EN LA PLANTA DE SECADO DE GAS TERMOYOPAL CAMPO FLOREÑA.**

CARLOS EDUARDO BRAVO VILLARREAL

**Proyecto presentado como requisito para optar por el título de
Especialista en Producción de Hidrocarburos**

Director

M.Sc. HELENA MARGARITA RIBON

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS.
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS.
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA
2014**

DEDICATORIA

Con toda humildad que mi corazón puede emanar este trabajo se lo dedico a Dios que siempre me ha dado fortaleza para continuar cuando a punto de caer he estado.

A mi mamá, mi papá y mi hermano que con su amor, apoyo y consejos son una guía por mi formación personal y profesional.

Carlos F. Bravo Villarreal.

“ AGRADECIMIENTOS

El autor manifiesta sus más sinceros agradecimientos a:

La Universidad Industrial de Santander, en especial a la Escuela de Ingeniería de Petróleos, por la oportunidad de formarnos como profesionales por sus conocimientos y experiencias compartidas.

La profesora Helena Margarita, por su apoyo y contribuciones en el desarrollo de este proyecto.

El profesor Erik Montes, por transmitirme gran parte de su valioso conocimiento y su pasión por la investigación.

A mi amigo, el Ingeniero Gustavo Alberto Granados por colaboración y apoyo para la elaboración de este proyecto.

A mis compañeros de trabajo de la PSG, quienes me dieron su apoyo y soporte técnico.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	15
1. ASPECTOS GENERALES DEL PROYECTO.....	16
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	16
1.2 JUSTIFICACIÓN.....	16
1.4 OBJETIVOS.....	17
1.4.1 OBJETIVO GENERAL.....	17
1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	17
2. ASPECTOS GENERALES DE LA PLANTA DE SECADO DE GAS.....	18
2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE SECADO DE GAS (PSG).....	18
2.2 CARACTERÍSTICAS DE LA CARGA Y PRODUCTO.....	21
2.2.1 LA CARGA.....	21
2.2.2 LOS PRODUCTOS.....	22
2.3 LÍNEAS DE ENTRADA Y SALIDA DE GAS A LA PSG	23
2.4 SISTEMA DE ENTRADA DE CONDENSADOS.	24
2.5 UNIDAD DE TRATAMIENTO DE CONDENSADOS.	25
2.6 BYPASS DE LA PLANTA PSG (PCV-1010).....	26
3. PROCESOS APLICADOS AL GAS PARA LA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS EN LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO	29
3.1 ENFRIAMIENTO DIRECTO.....	29
3.2 ENFRIAMIENTO POR EXPANSION ISOENTRÓPICA	31
3.3 SISTEMAS DE SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO Y GAS-LÍQUIDO-LÍQUIDO.....	32
3.3.1 SEPARADORES BIFÁSICOS.....	33
3.3.2 SEPARADORES TRIFÁSICOS.....	35
4. SIMULACIÓN DE LOS REDISEÑOS DEL DIAGRAMA DE PROCESO EN LA PLANTA DE SECADO DE GAS.	37
4.1 ESCENARIO 1. SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE LA PLANTA EN OPERACIÓN NORMAL.	39
4.2 ESCENARIO 1B. SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE LA PLANTA CUANDO PRESENTA SHUTDOWN.	42
4.3 ESCENARIO 2. SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES DE LA PLANTA CUANDO PRESENTA SHUTDOWN UTILIZANDO UN SCRUBBER.	43
4.4 ESCENARIO 3 SIMULACION DE LAS CONDICIONES DE LA PLANTA CUANDO PRESENTA SHUTDOWN UTILIZANDO SISTEMA DE SEPERACION DE CONDENSADOS Y UN SCRUBBER.	45

5. DISEÑO DE EQUIPOS DE SEPARACION GAS-LÍQUIDO Y GAS-LÍQUIDO-LÍQUIDO PARA EL MEJOR ESCENARIO DE SIMULACION PROPUESTO.....	48
5.1 DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS VERTICALES PARA ESCENARIO DE SIMULACIÓN 3	48
5.2 DISEÑO DE SEPARADORES TRIFÁSICOS HORIZONTALES PARA ESCENARIO DE SIMULACIÓN 3.....	54
6. ANÁLISIS FINANCIERO PARA LAS PROPUESTAS SELECCIONADA.....	58
6.1 FLUJO DE CAJA.....	58
6.1.1 INVERSIONES	58
6.1.2 COSTOS OPERATIVOS Y MANTENIMIENTOS	59
6.1.3 INGRESOS	59
6.2 RESULTADOS DEL ANÁLISIS FINANCIEROS	60
CONCLUSIONES.....	61
RECOMENDACIONES	62
BIBLIOGRAFIA.....	63

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de bloques de la planta de secado de gas PSG.....	20
Figura 2. Diagrama de bloques de la planta de secado de gas PSG.....	23
Figura 3. Diagrama de Flujo del Sistema de Separación de Condensados.....	24
Figura 4. Diagrama de Flujo de la Unidad de Tratamiento de Condensados. ..	25
Figura 5. Diagrama de Flujo del Bypass de la Planta PSG.....	26
Figura 6. Expansión en una válvula Joule-Thomson.	27
Figura 7. Coeficiente Joule-Thomson	28
Figura 8. Diagrama de Planta JT para la extracción de disolvente 1A y GLP...30	30
Figura 9. Diagrama de Planta Criogénicas para la extracción de disolvente 1A y GLP.....	32
Figura 10. Esquema de un separador bifásico horizontal.	33
Figura 11. Esquema de un separador bifásico vertical y sus lazos de control. .34	34
Figura 12. Esquema de un separador bifásico horizontal y su configuración interna.....	34
Figura 13. Esquema de un separador trifásico horizontal.....	35
Figura 14. Esquema de un separador trifásico vertical y lazos de control.	36
Figura 15. Cantidad de agua en el gas de entrada a la PSG.....	38
Figura 16. Diagrama de flujo del sistema primario de separación de la PSG. ...39	39
Figura 17. Diagrama de fases de la corriente de entrada a la PSG para escenario 1.	40
Figura 18. Configuración de la simulación del escenario 1.....	41
Figura 19. Configuración de la simulación del escenario 1B	42
Figura 20. Diagrama de flujo del sistema primario de separación de la PSG para el escenario 2.	43
Figura 21. Configuración de la simulación del escenario 2.....	44
Figura 22. Diagrama de flujo del sistema primario de separación de la PSG para el escenario 3.	46
Figura 23. Diagrama de fases de la corriente de entrada a la PSG para el escenario 3.	46
Figura 24. Configuración de la simulación del escenario 3.....	47
Figura 25. Longitudes aproximadas de un separador vertical.	53

LISTADO DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Porcentaje de Recuperación de Productos en Planta de Secado Gas	19
Tabla 2. Composición del gas de alimentación a la Planta de Secado de Gas.	21
Tabla 3. Composición de los productos	222
Tabla 4. Valores aproximados de caída de presión y recuperación de líquidos en una planta JT.	29
Tabla 5. Composición molar de gas de entrada a la planta utilizada en la simulación para las propuestas de planteadas.	38
Tabla 6. Datos de la corriente de entrada al separador bifásico vertical para el escenario 3.	49
Tabla 7. Tiempos de retención para separadores Gas-líquido norma API 12J.	49
Tabla 8. Valores típicos de tiempos de retención en separadores Gas-Líquido.	50
Tabla 9. Determinación de velocidad de asentamiento de la gota	51
Tabla 10. Diámetro vs longitud para restricciones de capacidad de líquido para el escenario 3.....	52
Tabla 11. Comparación de las dimensiones de diseño para los separadores bifásicos verticales.....	53
Tabla 12. Datos de la corriente de entrada al separador bifásico vertical para el escenario 3.	544
Tabla 13. Datos típicos de tiempos de retención para el diseño de separadores trifásicos.....	55
Tabla 14. Determinación de velocidad de asentamiento de la gota en el separador trifásico.	55
Tabla 15. Diámetro de capacidad del separador horizontal trifásico vs Longitud para restricción de tiempos de retención..	547
Tabla 16. Comparación de las dimensiones de diseño para los separadores trifásicos horizontales.	57
Tabla 17. Inversiones.....	58
Tabla 18. Proyección de Precio de Disolvente 1A.	59
Tabla 19. Flujo de Caja.....	60

RESUMEN

TITULO: MEJORAMIENTO DE LA RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS MEDIANTE EL REDISEÑO DEL DIAGRAMA DE PROCESO EN LA PLANTA DE SECADO DE GAS TERMOYOPAL CAMPO FLOREÑA.*

AUTOR: CARLOS EDUARDO BRAVO VILLARREAL **

PALABRAS CLAVES: Disolvente1A, parámetros de diseño, longitud de junta a junta del separador, relación de esbeltez, Viabilidad económica.

DESCRIPCIÓN:

En este trabajo se determinó un nuevo diseño de proceso para mejorar la recuperación de hidrocarburos líquidos asociados al gas rico que no se somete al tratamiento por la Planta de Secado de Gas Termoyopal. Para tal efecto, se realizó la simulación de tres escenarios con la ayuda de Hysys, un software especializado en este campo, utilizando métodos convencionales para obtener resultados aproximados en la predicción de tasas de producción y propiedades de flujo de Disolvente 1A para cada escenario.

A pesar de las perturbaciones de operación de la PSG, las simulaciones de los planteamientos conducen a una cerrada predicción de datos reales de operación, resultando ser adecuadas. A partir de los resultados de la simulación del mejor planteamiento considerado y recomendaciones bibliográficas en diseño, fue posible obtener datos para determinar los parámetros para el diseño de equipos de separación Gas-líquido (Separador Bifásico) y Gas-líquido-Líquido (Separador trifásico) tales como, el diámetro y la longitud de junta a junta del separador, manteniendo la relación de esbeltez. Los resultados de diseño calculados, fueron comparados con las dimensiones de los equipos actuales de la planta para su ejecución, garantizando buenos tiempos de retención; adicionalmente se analiza la viabilidad económica a la propuesta presentada.

¹ Monografía para optar al título de Especialista en Producción de Hidrocarburos

² Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos Director: Ing. Helena Margarita Ribon

SUMMARY

TITLE: LIQUID HYDROCARBON RECUPERATION IMPROVEMENT BY MEANS OF REDESIGNING THE PROCESS DIAGRAM IN THE TERMOYOPAL CAMPO FLOREÑA'S GAS DRYING PLANT

AUTHOR: CARLOS EDUARDO BRAVO VILLARREAL**

KEY WORDS: 1A Solvent, design parameters, separator length from seam to seam, slenderness ratio, economic viability.

DESCRIPTION:

In this work a new process design was determined to improve the recuperation of liquid hydrocarbon associated to rich gas which is not treated by Termoyopal's Gas Drying Plant. In that order, a three scenarios simulation was made with the help of Hysys, an specialized software in this field, using conventional methods to obtain approximate results in the production rates prediction and 1A Solvent fluid properties for each scenario.

In spite of PSG operation disturbances, proposal simulations conduct to an operation real data close prediction, showing them to be adequate. Based on the best considered proposal simulation results and bibliographic recommendations in design, it was possible to obtain data which determined design parameters for Gas-liquid separation equipment (Two-phase Separator) and Gas-liquid-liquid (Tree-phase Separator) such as, the length and diameter of the separator from seam to seam maintaining the slenderness ratio. Calculated design results were compared with the plant actual equipment dimensions, assuring good retention times; additionally, the proposal's economic viability is analyzed.

¹ Monograph.

² Specialization in Production of Hydrocarbons, Petroleum Engineering School, Industrial University of Santander. Director: Helena Margarita Ribon

GLOSARIO

GAS NATURAL: Mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso a condiciones atmosféricas, que en su mayor parte está constituida por metano y etano y en menor proporción por propano e hidrocarburo más pesado.

GASOLINA NATURAL: Mezcla de hidrocarburos líquidos obtenidos a partir del gas natural, compuesto principalmente por pentanos e hidrocarburos más pesados, aunque puede incluir algunas cantidades de butanos, dependiendo del grado de comercialidad.

GLP: Gas licuado de petróleo. Mezcla de propano y butano líquidos que se encuentran como gases condensables en el gas natural o disueltos en el petróleo.

GPM: cantidad de líquidos potencialmente recuperables expresados como galones de líquidos a 60°F, si son completamente condensados, por cada 1000 pies cúbicos de gas.

HIDRATOS: un sistema de gas natural es una combinación física de agua y otras moléculas pequeñas como CO₂, H₂S, metano y etano, para producir un sólido con apariencia similar al hielo, pero con una estructura diferente al mismo. Su formación puede ocasionar taponamiento en tuberías, equipos e instrumentos.

MMSCFD: Millones de pies cúbicos estándar por día, a 14,7 psia y 60°F.

PODER CALORÍFICO BRUTO: máximo poder calorífico del gas, el cual supone que el agua de la combustión se condensa, por lo que se entrega todo el contenido de calor al hacer la combustión.

PODER CALORÍFICO NETO: mínimo poder calorífico del gas, el cual considera que el agua de combustión sale en estado vapor con los gases de combustión, a la temperatura de la chimenea.

PRODUCTOS BLANCOS: productos líquidos obtenidos del tratamiento del gas natural.

PUNTO DE ROCÍO: Punto en el cual el líquido aparece por primera vez en una muestra de gas.

PUNTO DE BURBUJA: Punto en el cual el gas aparece por primera vez en una muestra de líquido.

SLUG CATCHER: Separador comúnmente diseñado para capturar baches de líquidos presentes en la corriente de gas.

SCRUBBER: Separador bifásico que está diseñado para manejar corrientes de gas con muy poco líquido.

TIEMPO DE RETENCIÓN: Tiempo promedio para asegurar que el líquido y el gas alcancen el equilibrio a la presión del separador, para que la molécula de líquido sea retenida en el separador asumiendo flujo tapón.

INTRODUCCIÓN

La Planta de Secado de Gas TY-GAS S.A. ESP tiene capacidad de diseño de 40 MMscfd de gas, su objetivo es procesar un gas natural rico en hidrocarburos condensables que se recibe directamente de las unidades de separación del campo Floreña de la empresa Equion Energy, para producir Disolvente 1A, Gas Licuado de Petróleo (GLP) y suministrar un gas de poder calorífico bajo a una planta termoeléctrica que consiste en 5 unidades turbogeneradoras (4 unidades de 20 MW y 1 unidad de 30 MW) para la generación de energía. Estas tres plantas operan en serie, siendo la Planta de Secado de Gas (PSG), la planta Intermedia en este proceso.

De acuerdo con las características del gas tratado (seco y pobre), se espera que en condiciones normales de funcionamiento, la totalidad del gas producido por la PSG sea consumido por la planta térmica. Sin embargo, cuando se presentan eventos en operación en la Planta de Secado de Gas, esta cuenta con un bypass para suministrar gas a la planta termoeléctrica manteniéndola en servicio; estos eventos operacionales hacen que parte del gas natural rico no pueda someterse a la extracción de hidrocarburos condensables, disminuyendo la producción de Disolvente 1A en la PSG, y además generar problemas de eficiencia y funcionamiento en los turbogeneradores, por los condensados asociados al gas de consumo en la Planta Térmica.

En este trabajo se propone un planteamiento de mejoramiento de recuperación de hidrocarburos líquidos asociados al gas rico que no se somete al tratamiento por la planta PSG mediante un rediseño al diagrama de proceso de esta planta, con la ayuda de Software especializado en este campo y la implementación de métodos convencionales para la producción de hidrocarburos líquidos extraídos del gas; adicionalmente se analiza la viabilidad económica a la propuesta.

1. ASPECTOS GENERALES DEL PROYECTO

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la Planta de Secado de Gas (PSG) Campo Floreña, se han presentado una serie de inconvenientes de especificación de calidad y alto poder calorífico del gas residual que se suministra a una planta termoeléctrica. Esto normalmente ocurre cuando la planta PSG presenta eventos en operación, obligando a que parte de gas natural rico proveniente de las facilidades de la empresa Equión Energy no pueda someterse a la extracción de hidrocarburos condensables, y sea utilizado como gas residual. La condición de diseño del proceso involucra una caída presión del gas rico, generando una cantidad considerable de hidrocarburos líquidos que afectan el funcionamiento de los turbogeneradores en el proceso de combustión.

Los incumplimientos de tipo comercial por disminución de producción de hidrocarburos líquidos y tiempos de mantenimiento de los equipos básicos de operación de la PSG se están incrementando; lo que ocasiona pérdidas económicas a la compañía debido a la ausencia de facilidades para recuperar condensados del gas natural rico, cuando éste se suministra como gas residual a la termoeléctrica.

1.2 JUSTIFICACIÓN

El principal problema operacional en la termoeléctrica se debe a la presencia de hidrocarburos líquidos cuando el gas de carga no es empobrecido en la Planta de Secado de Gas (PSG), generando detonaciones y causando baja eficiencia en los turbogeneradores. Con el fin de mejorar la operación de estos equipos, se plantea el rediseño de la Planta de Secado de Gas que permita resolver por un método práctico y económico el manejo de estos hidrocarburos líquidos como productos para generar solvencia económica a la empresa.

1.3 ALCANCE

Replantear el diagrama de proceso de la Planta de Secado de Gas (PSG) con ayuda de paquetes de simulación implementando un método convencional para producir hidrocarburos líquidos en especificaciones comerciales cuando la Planta de Secado de Gas (PSG) presente algún tipo de parada o problema operativo, cumpliendo con los contratos que posee la empresa con el despacho de Disolvente 1A, y dar solución a los problemas de rendimiento y operación que traen los condensados asociados al gas en el proceso de combustión en los turbogeneradores.

1.4 OBJETIVOS

1.4.1 OBJETIVO GENERAL

Mejorar la recuperación de hidrocarburos líquidos mediante el rediseño del diagrama de procesos en la Planta de Secado de Gas Termoyopal Campo Floreña.

1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- a. Identificar las variables críticas del diagrama de procesos actual de la Planta de Secado de Gas Termoyopal Campo Floreña.
- b. Evaluar los procesos que permitan mejorar el recobro de hidrocarburos líquidos en la Planta de Secado de Gas Termoyopal Campo Floreña, mediante Herramienta Software (HYSYS 7,2).
- c. Seleccionar los procesos apropiados desde el punto de vista técnico y económico para mejorar el recobro de hidrocarburos líquidos en la Planta de Secado de Gas Termoyopal Campo Floreña.

2. ASPECTOS GENERALES DE LA PLANTA DE SECADO DE GAS

2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE SECADO DE GAS (PSG)

La Planta de Secado de Gas de TY-GAS S.A. ESP, consiste en una unidad de separación primaria, compresión, refrigeración por turbo expansión y fraccionamiento de productos blancos, la cual tiene una capacidad de diseño de 40 MMscfd y su objetivo es procesar un gas natural rico en hidrocarburos condensables que se recibe directamente de las unidades de separación de crudo y gas del EPF del campo Floreña de la empresa EQUION ENERGY en el Corregimiento el Morro, para producir [1]:

- ✓ 1.066 Barriles por día (BPD) de Disolvente 1A con un RVP (Presión de vapor Reid) de 13 psia máximo.
- ✓ 2.026 Barriles por día (BPD) de GLP (gas licuado del petróleo) con un contenido de 2% VL máximo de etano y 2% VL máximo de isopentano y más pesados (iC5+).
- ✓ 35,7 MMscfd de gas seco de menor poder calorífico (Aprox. 1046 BTU/PCE HHV) que el gas de carga, apta para ser utilizada en la Central Térmica de generación de energía que opera TERMOYOPAL S.A. ESP.

La producción de gasolina natural y GLP utiliza diferentes operaciones de procesamiento de gas natural, los cuales incluyen un sistema de acondicionamiento, cuyo fin es retirar hidrocarburos pesados y agua, para luego realizar una separación fraccionada mediante destilación a baja temperatura de los hidrocarburos presentes. La integración de estos procesos, mediante un adecuado diseño de ingeniería, posibilita que la Planta de Secado de Gas de TY-GAS S.A. ESP obtenga los productos en las cantidades y calidades definidas.

La Planta de Secado de Gas de TY-GAS S.A. ESP utiliza una tecnología criogénica con proceso Turbo Expander, lo que genera que la recuperación de condensados sea bastante eficiente como se muestra en la Tabla 1.

Tabla 1. Porcentaje de Recuperación de Productos en Planta de Secado Gas

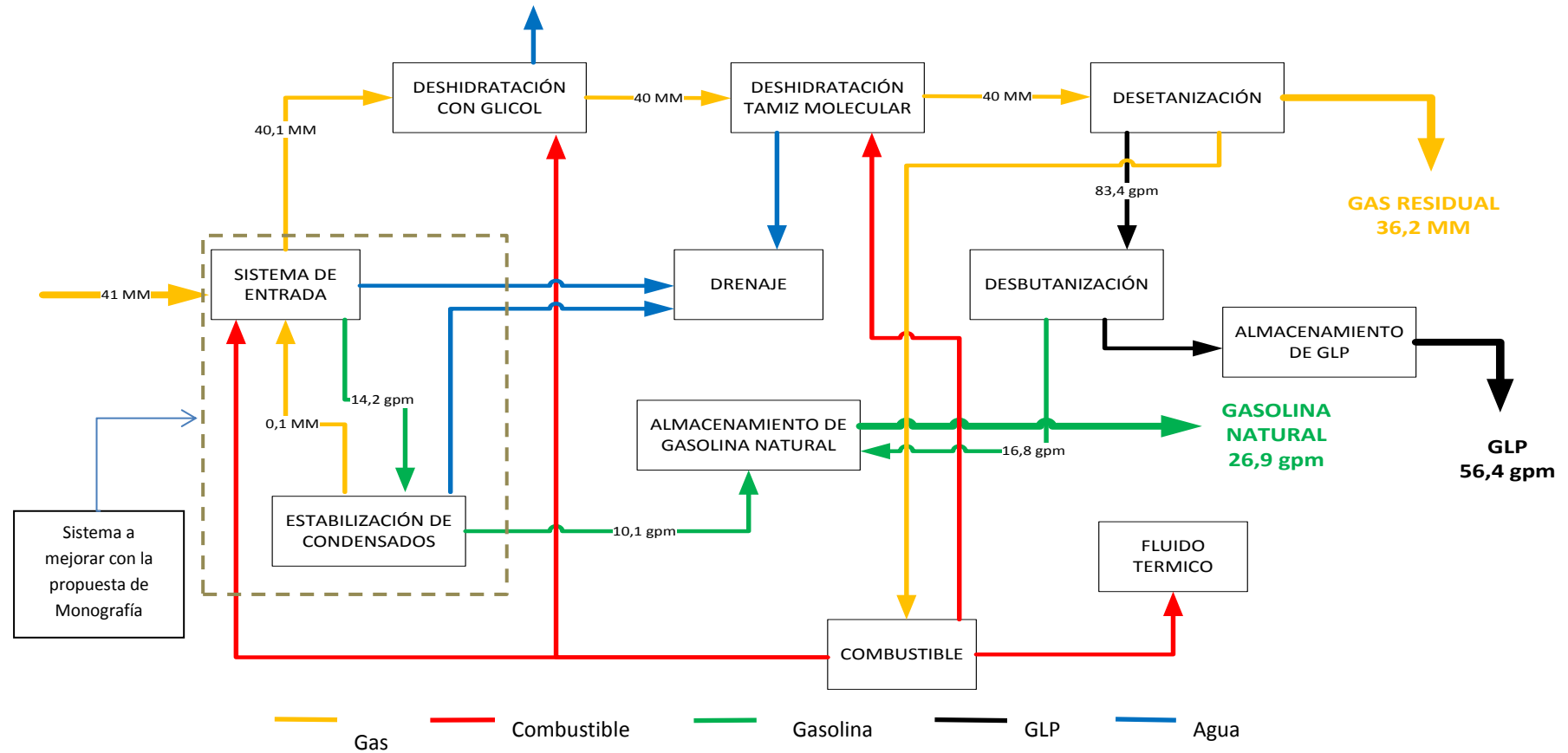
CASO	GLP	GASOLINA NATURAL
RICO	94%	99%
BASE	97%	99%
POBRE	97%	99%

Fuente: TERMOYOPAL S.A, Manual de operaciones planta de secado de gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010.

Los sistemas que conforman la operación de la Planta de Secado de Gas, son:

- ✓ Sistema de separación de condensados y compresión de entrada.
- ✓ Sistema de deshidratación con trietilenglicol (TEG).
- ✓ Sistema de deshidratación del gas con tamiz molecular.
- ✓ Sistema de regeneración del tamiz molecular.
- ✓ Sistema de enfriamiento y destilación criogénica de gas natural.
- ✓ Sistema de Estabilización de gasolina natural.
- ✓ Sistema de aceite caliente.
- ✓ Sistema de almacenamiento y despacho de productos.
- ✓ Otros Sistemas Auxiliares:
 - Sistema de aire de instrumentos.
 - Sistema de tea.
 - Sistema de control de proceso y eléctrico.
 - Sistema de agua contra incendios.

Figura 1. Diagrama de bloques de la planta de secado de gas PSG



Fuente: TERMOYOPAL S.A, Manual de operaciones planta de secado de gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010.

2.2 CARACTERÍSTICAS DE LA CARGA Y PRODUCTO

2.2.1 LA CARGA

La PSG se alimenta de un gas natural proveniente de Equion Energy cuya composición se presenta en la Tabla 2. El diseño de la planta prevé dos casos extremos en composición, denominados “Rico” y “Pobre”, estas menciones hacen referencia al contenido de hidrocarburos de alto peso molecular como el hexano y todos los que tienen un número de carbonos superior, éstos últimos se nombran como C6+¹.

Tabla 2. Composición del gas de alimento a la Planta de Secado de Gas

COMPUESTO	FÓRMULA	COMPOSICIÓN (% MOLAR)		
		BASE	RICO	POBRE
Nitrógeno	N ₂	0,47	0,38	0,39
Dióxido de carbono	CO ₂	3,28	3,51	3,22
Metano	CH ₄	76,63	72,53	79,88
Etano	C ₂ H ₆	9,28	9,53	9,86
Propano	C ₃ H ₈	4,77	5,25	4,26
i-Butano	C ₄ H ₁₀	1,35	1,64	0,95
n-Butano	C ₄ H ₁₀	1,55	2,00	0,97
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,78	1,09	0,26
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,47	0,71	0,13
Hexanos y superiores	C6+	1,42	3,36	0,08

Fuente: TERMOYOPAL S.A, Manual de Operaciones Planta de Secado de Gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010.

¹ TERMOYOPAL S.A, Manual de operaciones planta de secado de gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010.

2.2.2 LOS PRODUCTOS

No se mencionan garantías de composición del gas residual, pero según los balances, en el caso base la composición molar de este es de 85% metano, 10% etano y 3% CO₂ aproximadamente.

Con referencia a los dos productos líquidos de la planta PSG: gasolina natural, y GLP, se presenta en la Tabla 3. Las calidades garantizadas por contrato.

Tabla 3. Composición de los productos

COMPUESTO	FÓRMULA	COMPOSICIÓN (% MOLAR)	
		GLP	DISOLVENTE
Nitrógeno	N ₂	0,00	0,00
Dióxido de carbono	CO ₂	0,00	0,00
Metano	CH ₄	0,00	0,00
Etano	C ₂ H ₆	2,72	0,00
Propano	C ₃ H ₈	60,10	0,00
i-Butano	C ₄ H ₁₀	17,72	1,02
n-Butano	C ₄ H ₁₀	19,30	4,01
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,14	13,52
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,02	14,13
Hexanos y superiores	C ₆ +	0,00	67,32

Fuente: TERMOYOPAL S.A, Manual de Operaciones Planta de Secado de Gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010

En el caso del GLP, la composición molar de Etano no debe ser mayor a 3% y la de pentanos y hexanos no debe superar el 2%. Esta composición garantiza que el RVP (Presión de vapor Reid) no supere los 200 Psia.

Para el disolvente los parámetros de calidad en el contrato exigen que la RVP (presión de vapor) sea máximo de 13 psia y un API máximo de 83°.

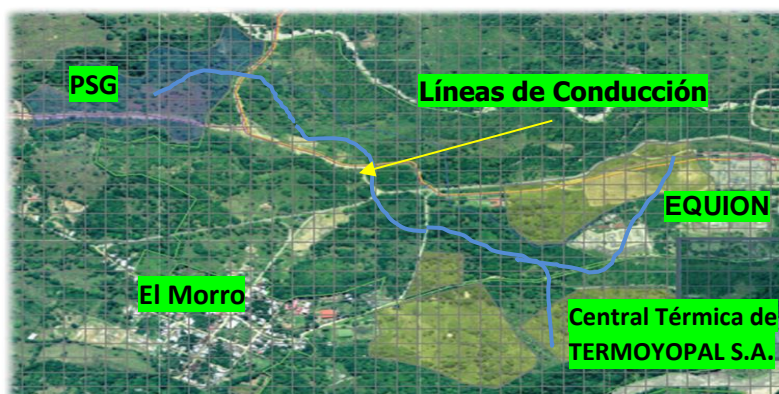
2.3 LÍNEAS DE ENTRADA Y SALIDA DE GAS A LA PSG

La Planta de Secado de Gas para su abastecimiento y posterior entrega del gas natural procesado a la Central Térmica de TERMOYOPAL S.A. ESP, contempla dos líneas de conducción.

Una primera línea se desprende del EPF del Campo Floreña de la empresa EQUION ENERGY, con una longitud de 1.461 metros y con diámetro de 8" en tubería acero carbón. Esta línea es la encargada de conducir el gas natural desde boca de pozo del EPF del Campo de Floreña hasta la Planta de Secado de Gas. El gas de esta línea es conducido a una presión de 560-600 psig.

Una segunda línea, identificada como línea de retorno, se desprende desde la Planta de Secado de Gas de TY-GAS S.A. ESP con destino a la Central Térmica de Termoyopal, esta línea es la encargada de transportar el gas seco; es decir, el gas residual o gas tratado en la PSG para que sea usado por la térmica en la generación de energía eléctrica. Esta línea tiene una longitud de 1.461 metros, un diámetro de 10", construida también en material acero carbón². El gas de esta línea es conducido a una presión de 275 psig [1].

Figura 2. Diagrama de bloques de la planta de secado de gas PSG



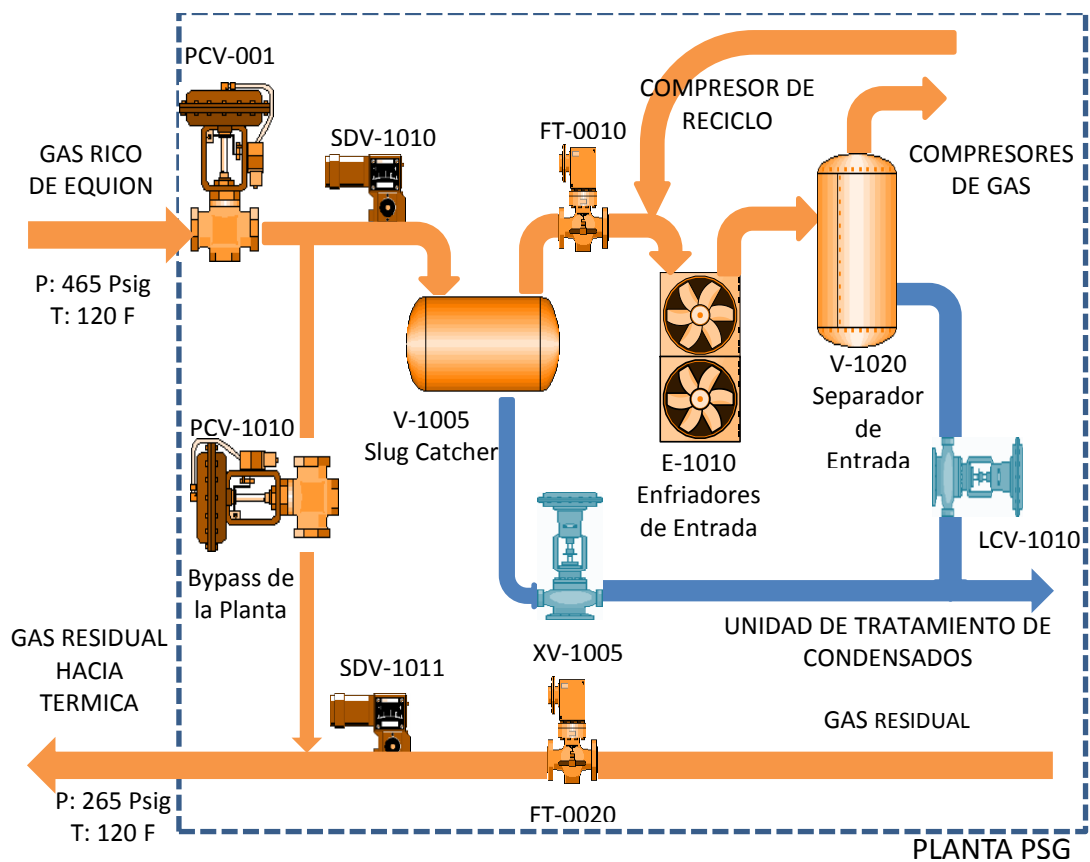
Fuente: TERMOYOPAL S.A, Manual de Operaciones Planta de Secado de Gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010.

²TERMOYOPAL S.A, Filosofía de operación planta de secado de gas; tomo 1, INT95-0035300. Yopal 2010.

2.4 SISTEMA DE ENTRADA DE CONDENSADOS

El gas natural rico proveniente de Equión Energy, llega al límite de batería de la PSG y pasa primero por el Slug Catcher V-1005 (Separador estabilizador de baches) que separa parte de los líquidos, los cuales se evacúan por la parte baja del separador. La presión de alimento está entre 450 y 550 psia a una temperatura de 150 °F. Posteriormente, este gas pasa por el cromatógrafo de gases AC-0101 que monitorea la composición. Luego se mezcla con el reciclo que viene del compresor de reciclo C-1300 para ser enviado al enfriador E-1010 donde la temperatura desciende hasta 110 °F. El flujo de gas enfriado se dirige al Separador de Entrada V-1020 en donde se separa una fase gaseosa que se dirige a la etapa de compresión, y una fase líquida que se reúne con el condensado del Slug Catcher para ser enviada a la Unidad de Tratamiento de Condensados. Figura 3.

Figura 3. Diagrama de Flujo del Sistema de Separación de Condensados



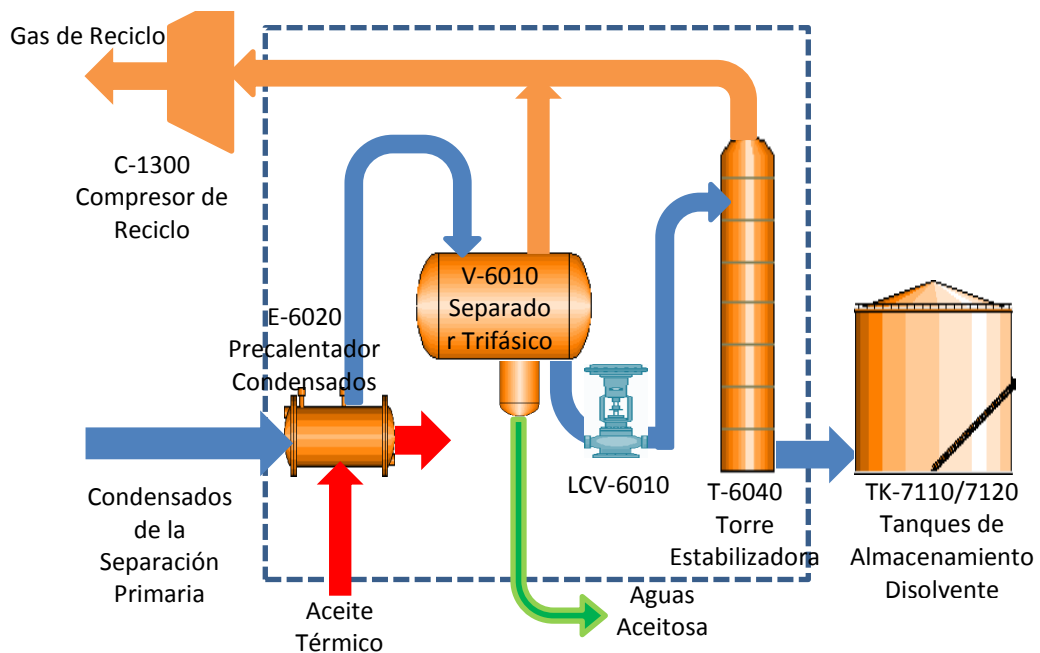
Fuente: Autor.

2.5 UNIDAD DE TRATAMIENTO DE CONDENSADOS

Los condensados que salen del V-1005 y V-1020 se envían al pre calentador de Condensados E-6020 donde se somete a una temperatura de 120°F usando el aceite térmico como medio, ver Figura 4. Este flujo caliente ingresa al Estabilizador Trifásico V-6010 que separa dos líquidos por la parte inferior (agua e hidrocarburos) que son enviados hacia el separador de aguas aceitosas SEP-8000 y la Torre de Estabilización de Condensados T-6040, respectivamente. Por la parte superior sale el gas hacia el Compresor de Reciclo C-1300, donde se mezcla con el que sale del V-1005.

La Torre de Estabilización de Condensados T-6040 es una torre despojadora con empaque en el interior, en la que el líquido ingresa por la parte superior y el vapor que fluye a contracorriente se produce en el Rehervidor E-6050 para despojar el líquido que ingresa de sus componentes más volátiles y posteriormente reunirse con la salida del V-6010 para envío al compresor C-1300.

Figura 4. Diagrama de Flujo de la Unidad de Tratamiento de Condensados



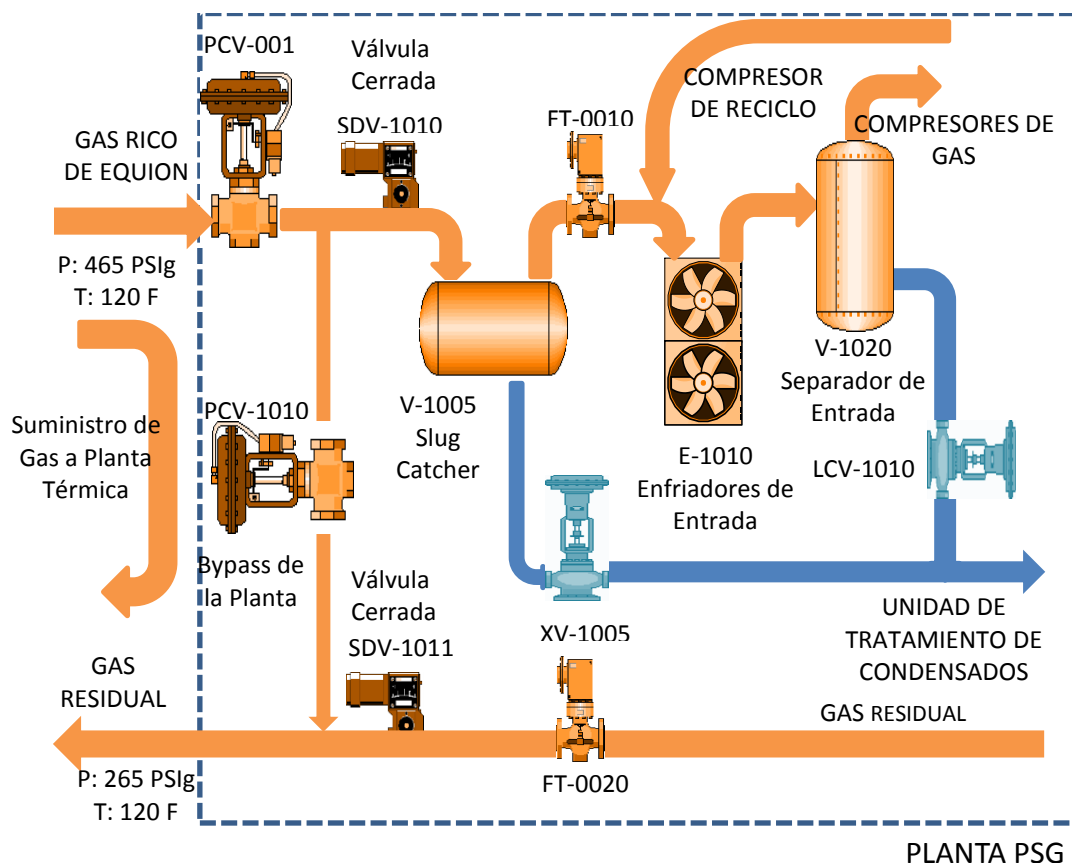
Fuente: el autor

En fondo de la columna, los condensados pasan al enfriador de condensados de estabilización E-6030 donde la temperatura desciende desde 300°F a la salida de la columna hasta 120°F, el líquido es enviado luego hacia los tanques de almacenamiento de disolvente. [2].

2.6 BYPASS DE LA PLANTA PSG (PCV-1010)

Este bypass consiste en una válvula de Control de Presión (PCV-1010), que regula la presión aguas abajo de ella, manteniendo el suministro de gas hacia la Planta Térmica con gas rico proveniente de Equión, cuando se presenten eventos operacionales en la Planta de Secado de Gas que obliguen a cerrar las válvulas SDV-1010 y SDV-1011. Ver Figura 5.

Figura 5. Diagrama de Flujo del Bypass de la Planta PSG

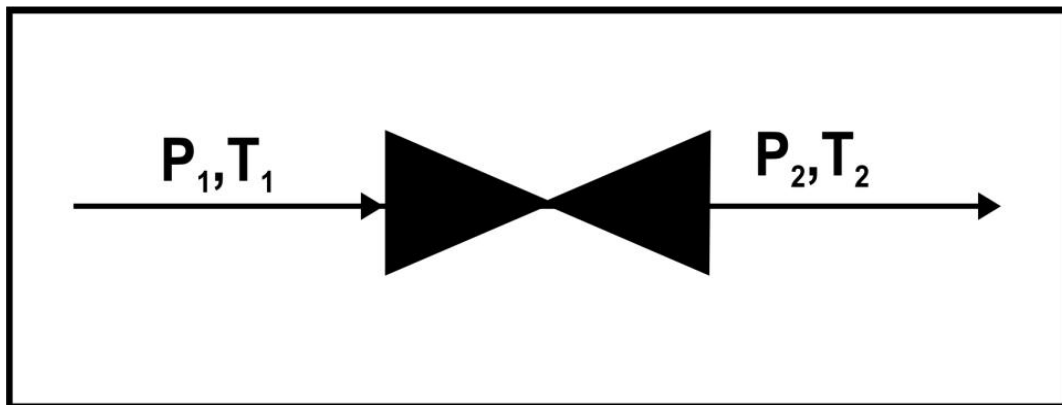


Fuente: el autor

La utilización de este Bypass de la PSG produce una caída de presión considerable, generando condensados líquidos que no cuentan con ninguna facilidad para su tratamiento ocasionando problemas de operación en la planta térmica debido al proceso de combustión incompleta y pérdida de eficiencia en los turbogeneradores.

El funcionamiento de la válvula PCV-1010 (Bypass de la Planta), aplica la primera ley de la termodinámica $h_1 = h_2$, Ver Figura 6. Debido a que no se realiza ningún trabajo y el proceso es casi adiabático (no hay transferencia de calor). Además, hay cambios despreciables en la energía cinética y potencial. La cantidad de calor transferido a través del cuerpo de la válvula es poco, y el gas se encuentra dentro de ella solo por un corto período de tiempo [3].

Figura 6. Expansión en una válvula Joule-Thomson



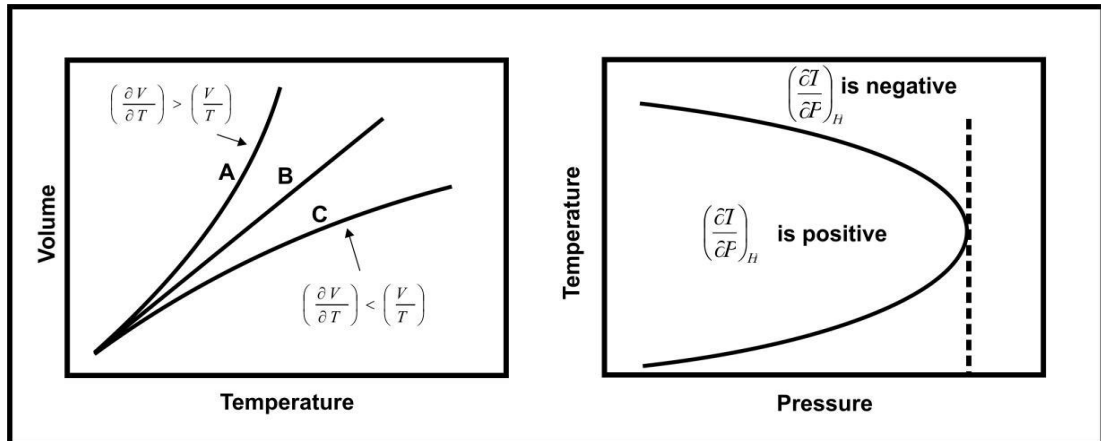
Fuente: SANTOS, NICOLÁS. Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas.

La caída de presión a través de una válvula (obstrucción) es un proceso isoentálpico.

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H = \frac{\left[T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_P - V \right]}{C_P} \quad (E1).$$

El símbolo “ μ ” es conocido como el coeficiente Joule-Thomson (Figura 7). Es positivo o negativo, dependiendo del tamaño relativo de los 2 términos en el numerador.

Figura 7. Coeficiente Joule-Thomson



Fuente: SANTOS, NICOLÁS. Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas.

La curva A muestra un caso donde la pendiente instantánea es mayor que la pendiente promedio. Por lo tanto, el gas se enfriará en la expansión. La curva C es justamente lo opuesto y el gas se calentará en la expansión. La curva B es para un gas ideal, el cual no cambia su temperatura en la expansión³.

Muchos gases exhiben una característica donde la pendiente de la curva V-T cambia de signo. La temperatura a la cual la pendiente cambia ($\mu=0$) se conoce como temperatura de inversión. La Figura 7 (derecha) muestra la temperatura de inversión versus la presión. La forma mostrada es general para todos los gases. Fuera de la curva, el gas representado se calentaría en la expansión, dentro se enfriará [3].

³ SANTOS, NICOLÁS. Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas. Bogotá 2012.

3. PROCESOS APLICADOS AL GAS PARA LA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS EN LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO

3.1 ENFRIAMIENTO DIRECTO

Este proceso se lleva a cabo con refrigeración mecánica utilizando inhibidores de hidratos; el contenido de agua saturada en un gas natural decrece con un aumento en la presión o con una disminución de temperatura. En otras palabras, los gases que son comprimidos, por lo normal son enfriados antes de ser transportados a las líneas de distribución para remover el agua del gas y prevenir formación de hidratos. El proceso mecánico es de naturaleza cíclica, ya que el fluido refrigerante recibe el calor del sistema a enfriar que luego se disipa en el medio ambiente o se transmite a otro sistema, que actúa como receptor de esa energía calorífica. Cuando la energía calorífica se disipa, el fluido refrigerante inicia de nuevo el ciclo⁴. Normalmente, el refrigerante común en las plantas de tratamiento de gas son el propano y metano.

En las plantas de gas que utilizan JT o llamadas unidades de separación de baja temperatura donde utilizan el enfriamiento de la expansión de un gas a través de una válvula o una obstrucción donde aplica el principio termodinámico de expansión Joule-Thomson, utilizan también el sistema de refrigeración mecánica como un complemento al proceso para mejorar la recuperación de hidrocarburos líquidos.

Tabla 4. Valores aproximados de caída de presión y recuperación de líquidos en una planta JT.

COMPUESTO	FÓRMULA	% RECUPERACIÓN
Metano	CH ₄	0
Propano	C ₃ H ₈	78
Butanos	C ₄ H ₁₀	100
Pentano	C ₅ H ₁₂	100

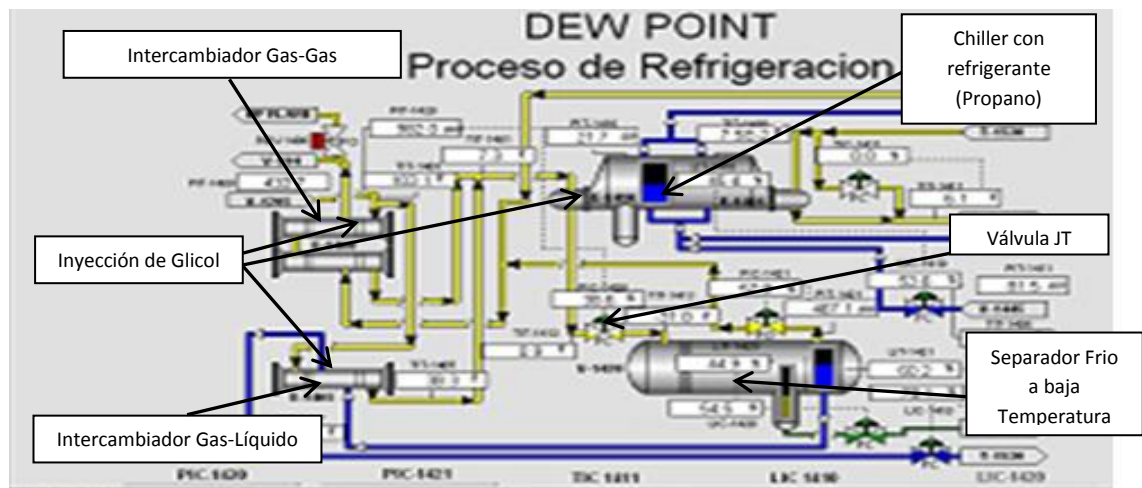
Fuente: MECÁNICOS ASOCIADOS S.A, Manual de Operaciones Planta Tratamiento de Gas DINA; Tomo 1, Neiva 2008.

⁴ PINO, M. FERNANDO. Fundamentos de Gasotecnia. Universidad de Oriente. Cumaná. 2006.

La Figura 8 presenta el esquema típico del proceso para una planta J-T con refrigeración mecánica. La corriente fluye a dos intercambiadores de calor (Gas/Gas –Gas/Líquido) donde el gas de entrada es enfriado por la corriente de gas procesada y los hidrocarburos recuperados. Esta corriente de gas pasa por un chiller con propano (enfriamiento mecánico), para seguir enfriándose, y luego a través de una válvula de expansión se consigue una caída de presión, la cual origina que la temperatura del gas disminuya considerablemente. Luego, los líquidos condensados se separan de la corriente de gas en un separador a baja temperatura. El gas frío es guiado al intercambiador de calor gas/gas para enfriar el gas de entrada, y luego es enviado a la línea de venta⁵.

Desde que el gas es enfriado en el proceso a medida que pasa la región de formación de hidratos, se inyecta etilenglicol en la corriente de entrada del separador a baja temperatura (o en la corriente de entrada del intercambiador de calor gas/gas, dependiendo de la temperatura y los niveles de presión) en cantidades suficientes para disminuir la temperatura de formación de hidratos a valores inferiores a la de la temperatura del separador a baja temperatura.

Figura 8. Diagrama de Planta JT para la extracción de disolvente 1A y GLP.



Fuente: MECÁNICOS ASOCIADOS S.A, Manual de Operaciones Planta Tratamiento de Gas DINA; Tomo 1, Neiva 2008.

⁵ MECÁNICOS ASOCIADOS S.A, Manual de Operaciones Planta Tratamiento de Gas DINA; Tomo 1, Neiva 2008.

3.2 ENFRIAMIENTO POR EXPANSION ISOENTRÓPICA

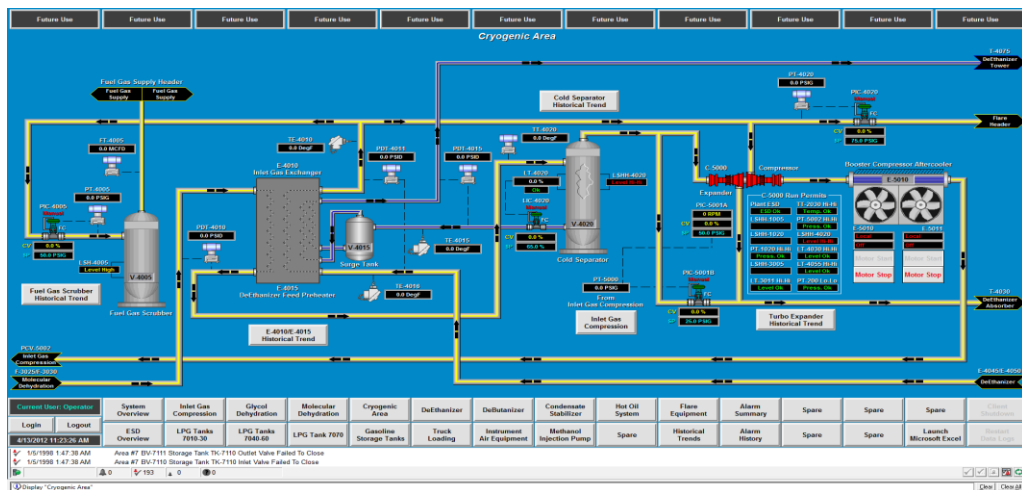
Este proceso se produce cuando la corriente de gas húmedo pasa a través de un turbo expansor, lo que genera una disminución de temperatura del gas para obtener una cantidad de trabajo, que se emplea para mover los equipos de bombeo o compresión. Esta disminución de temperatura del gas puede alcanzar los $-120\text{ }^{\circ}\text{F}$, siendo ésta muy importante para mejorar la eficiencia energética al proceso en los intercambiadores, lo que se aprovecha para recuperar líquidos del gas natural. Este es el principio fundamental de los procesos criogénicos. Es importante resaltar que la expansión isoentrópica es un proceso bastante eficiente, pero los costos de instalación de equipos son mayores a un sistema de refrigeración mecánica, ya que es necesario la utilización de tamiz molecular para el secado, adicional al sistema de deshidratación con glicol⁶.

La Figura 9 presenta el esquema típico del proceso de una planta criogénica. El gas pasa en primer lugar por el Intercambiador de gas de entrada, normalmente es de tipo aleta y placas, enfriándolo hasta $0\text{ }^{\circ}\text{F}$, esto se logra por intercambio de calor con el gas residual y líquido del separador frío. A la temperatura de salida del intercambiador el gas condensa, lo que hace necesario separar las dos fases en un separador frío. El líquido separado pasa por el intercambiador de gas de entrada donde cede parte de su calor, y el vapor sigue su proceso y fluye hacia el expansor donde se reduce la presión y la temperatura alcanzando los $-100\text{ }^{\circ}\text{F}$; en esta etapa se produce trabajo. En estas condiciones, parte del gas frío condensa, y la mezcla líquido-vapor se envía a una torre de absorción deetanizadora alimentada por el fondo. En esta torre, el gas residual se despoja de sus compuestos pesados, y sale por la cima a una temperatura aproximada de $-120\text{ }^{\circ}\text{F}$. Este gas frío pasa por varios intercambiadores de gas en el proceso incluyendo el de entrada al proceso criogénico, alcanzando condiciones de temperatura apropiadas para pasar al

⁶ SANTOS, NICOLÁS. Modulo Operaciones Básicas de Procesos Condensados y Rehervidores - Destilación- Absorción – Adsorción – Plantas JT- Criogenia. Bogotá. Especialización en Ingeniería de Gas, Universidad Industrial de Santander, Junio 2010

compresor C-5000 que lo comprime a 288 psig por medio del trabajo transferido del expansor. En la etapa de compresión el gas se calienta, lo que hace necesario enviarlo a un enfriador, antes de pasar a la sección de medición (presión, temperatura, flujo y composición)².

Figura 9. Diagrama de Planta Criogénicas para la extracción de disolvente 1A y GLP.



Fuente: TERMOYOPAL S.A, Manual de Operaciones Planta de Secado de Gas; tomo 1 de 2, INT95-0035230, Yopal 2010.

3.3 SISTEMAS DE SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO Y GAS-LÍQUIDO-LÍQUIDO

Estos sistemas son aplicados como primer equipo de las facilidades para separar las fases generadas en la corriente de entrada, por las reducciones de presión y temperatura desde el yacimiento. Estos equipos son de vital importancia en las plantas para la integridad de otros equipos en el proceso, las bombas que requieren líquido sin gas para evitar el proceso de cavitación o de los compresores que solo trabajan con corrientes de gas libres de líquidos. El mal diseño de estos sistemas puede causar embotellamientos y reducir la capacidad de procesamiento de las facilidades.

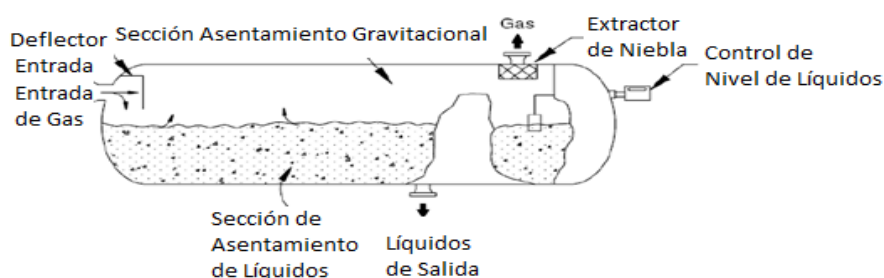
Los separadores se clasifican como bifásicos, si separan el gas de la corriente total de líquido y trifásico si también separan la corriente de líquido en sus componentes de agua y crudo.

² TERMOYOPAL S.A, Filosofía de operación planta de secado de gas; tomo 1, INT95-0035300. Yopal 2010.

3.3.1 SEPARADORES BIFÁSICOS

Los separadores bifásicos, sin importar la forma y el tamaño tienen cuatro secciones principales: La primera sección es el deflector de entrada, cuyo objetivo principal es la separación del líquido y el gas debido por el cambio de dirección de flujo a la corriente de entrada que se encuentra en estado turbulento y por la absorción del momentum de ésta. Este gas pasa luego por la sección de asentamiento de líquido localizada en la parte inferior del separador, provee el tiempo de retención necesario para que el gas atrapado escape a la sección de asentamiento gravitacional. El grado de separación depende del tiempo de retención proporcionado. A medida que el gas entra a la sección de asentamiento gravitacional, su velocidad disminuye y pequeñas gotas de líquido que están atrapadas en el gas caen a la interfase gas-líquido por gravedad. Antes que el gas abandone el separador, pasa por la sección de coalescencia o extractor de niebla. Esta sección es la última del separador y utiliza elementos coalescedores que proporcionan una gran área superficial favoreciendo la separación de las gotas más pequeñas. Debido a su mayor masa, las gotas de líquido no pueden seguir los cambios de dirección que realiza el gas. Dichas gotas se reagrupan en los elementos coalescedores y caen a la sección de asentamiento de líquido⁷. En las Figuras 10 y 11 se muestran las secciones de los dos tipos de separadores bifásicos más utilizados en las plantas de gas.

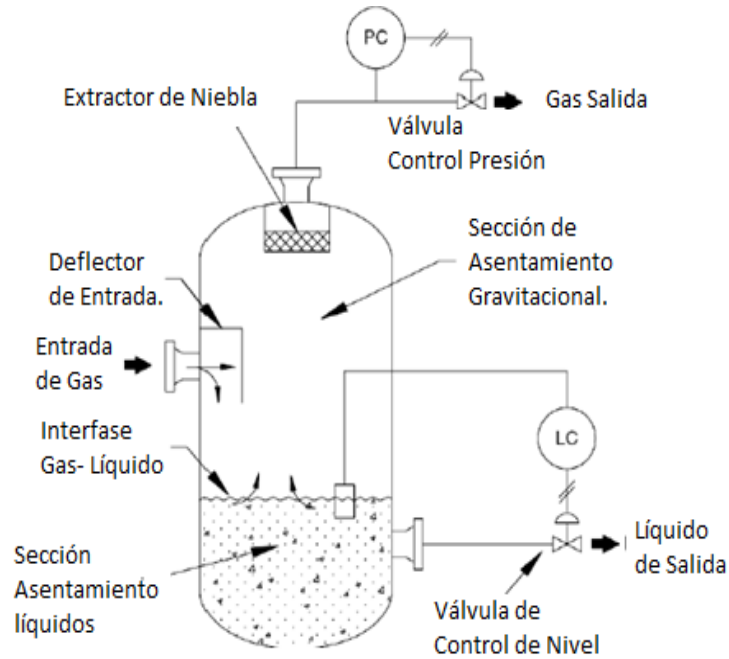
Figura 10. Esquema de un separador bifásico horizontal.



Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

⁷ SANTOS, NICOLÁS. Modulo Sistemas de Separación: Especialización Producción de Hidrocarburos, Universidad Industrial de Santander. Bogotá 2014.

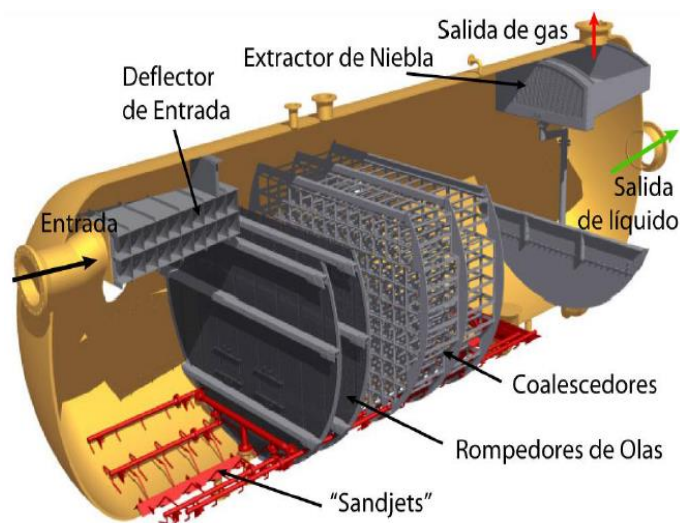
Figura 11. Esquema de un separador bifásico vertical y sus lazos de control.



Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

En la Figura 12, se muestra un separador bifásico horizontal típico en tres dimensiones, con su configuración y elementos internos.

Figura 12. Esquema de un separador bifásico horizontal y su configuración interna.

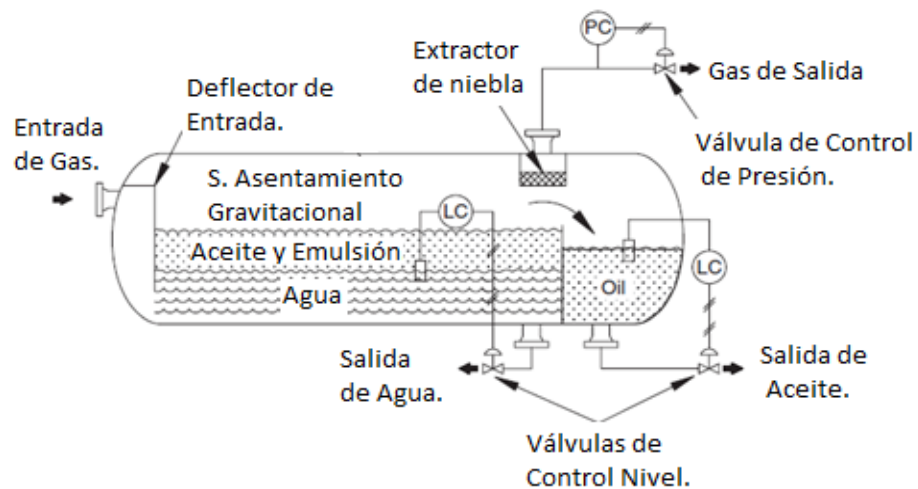


Fuente: FMC Technologies "CDS Separation Systems" Brochure.

3.3.2 SEPARADORES TRIFÁSICOS

Los separadores trifásicos se utilizan cuando la cantidad de gas es relativamente baja en comparación con la cantidad de crudo y agua. Estos separadores a presión separan y remueven el agua libre de la mezcla de crudo y gas en las varias secciones que posee; Al igual que un separador bifásico, el separador trifásico tiene en la primera sección un deflector de entrada, sin embargo, estos poseen un canaleta que dirige el flujo de líquido por debajo de la interfase crudo /agua. Esto causa que la mezcla de entrada de crudo y agua se mezcle con la fase continúa de agua en el fondo del separador y ascienda de la interfase crudo/agua. Este proceso se conoce como lavado con agua, y causa la coalescencia de las gotas de agua, las cuales están atrapadas en la fase continua de aceite. La sección de recolección de líquido del separador suministra suficiente tiempo para que el crudo y la emulsión formen una capa de crudo sobre el agua libre, la cual se asienta en el fondo. La pared de retención mantiene el nivel de crudo y el controlador de nivel mantiene el nivel del agua. El crudo se desnata sobre la pared, por rebosamiento. En la siguiente cámara solo se encuentra crudo y el nivel de éste se controla con un lazo de control. Figura 13.

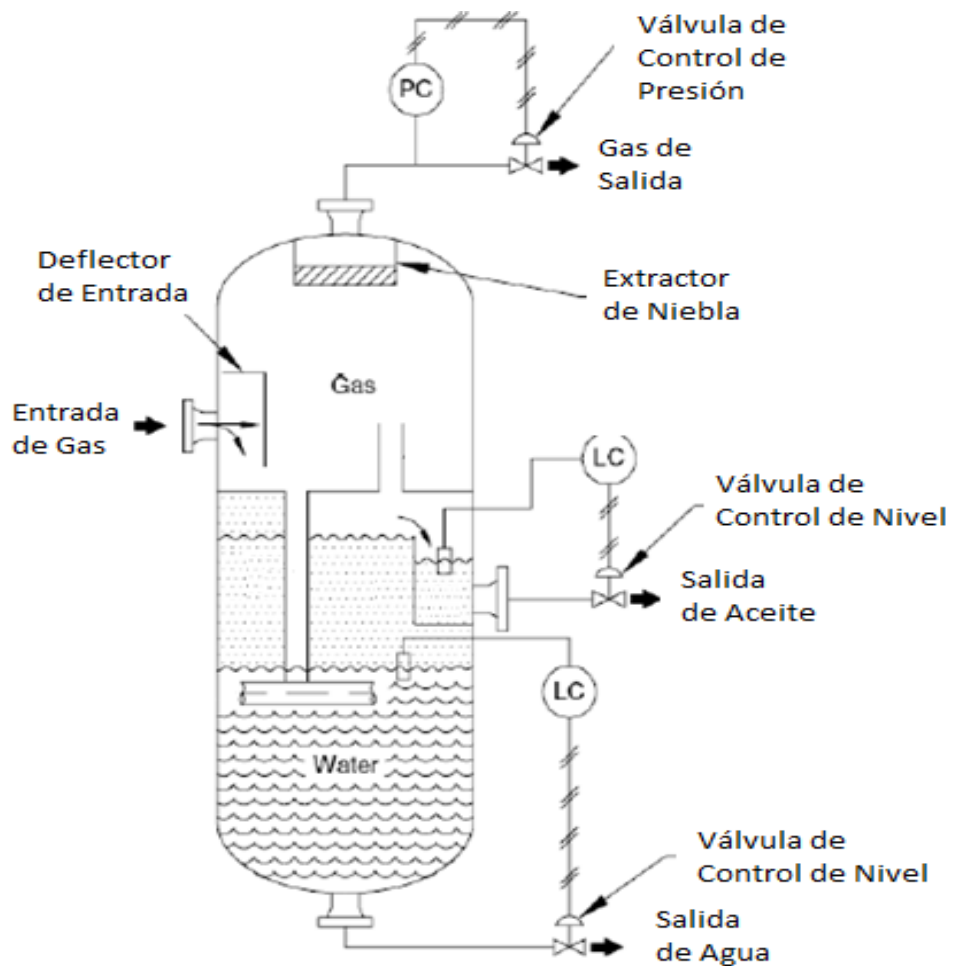
Figura 13. Esquema de un separador trifásico horizontal.



Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

El gas fluye horizontalmente a medida que el gas entra a la sección de asentamiento gravitacional, su velocidad disminuye y pequeñas gotas de líquido que están atrapadas en el gas caen a la interfase gas-líquido por gravedad⁸. Luego este gas pasa por el extractor de niebla donde su función ya fue mencionada en la sección de separador bifásico. En la Figura 14 se puede observar el esquema de un separador trifásico vertical con su sistema de control.

Figura 14. Esquema de un separador trifásico vertical y lazos de control.



Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

⁸ ARNOLD, K., STEWART, M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, 2^{da} Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1999.

4. SIMULACIÓN DE LOS REDISEÑOS DEL DIAGRAMA DE PROCESO EN LA PLANTA DE SECADO DE GAS

Para la simulación realizada en la planta de Secado de Gas se contemplaron tres escenarios, uno con las condiciones actuales de proceso y los otros dos planteando las mejoras con la aplicación de un nuevo scrubber para la recolección de condensados y el enfriamiento de la corriente de entrada, utilizando los dos enfriadores E-1010 ya previamente instalados en la planta.

Para obtener datos confiables durante la simulación se utilizó el software HYSYS y de acuerdo con las características del gas que se usa en la planta, (hidrocarburos de pequeño peso molecular), se utilizó la ecuación de estado Peng-Robinson con las que se obtuvieron resultados aproximados en la predicción de las propiedades termodinámicas de los compuestos.

La corriente de entrada es básicamente la corriente que se debe especificar para la simulación de la planta de secado de gas, los datos reales de composición fueron suministrados por el laboratorio que cuenta con un cromatógrafo durante un promedio de seis meses en operación. En la tabla 4 se muestra la composición molar en base seca de esta corriente, que esta a su vez fue saturada de agua a las condiciones de operación con ayuda de Hysys para tener un caso real en los tres casos de simulación.

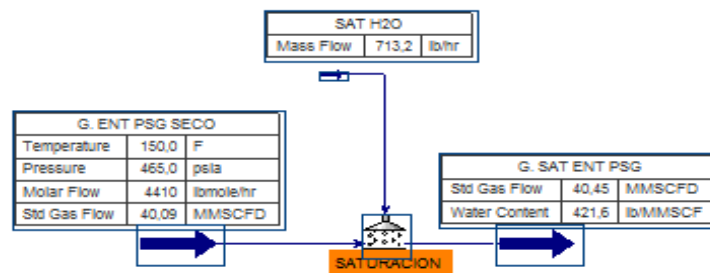
Esta condición de saturación se lleva a cabo debido a que el gas para los tres escenarios de simulación debe experimentar una caída de presión de 200 psia aproximadamente, un enfriamiento adicional para el último escenario; lo que podría causar formación de hidratos en las tuberías. Es importante mencionar que la formación de hidratos en el gas natural ocurrirá si existe agua libre y se enfría por debajo de la temperatura de formación de hidratos. La cantidad de agua que los hidrocarburos gaseosos puedan transportar se puede determinar con equipos denominados medidores de Punto de Rocío. Aunque este parámetro no hace la diferencia entre hidrocarburos líquidos y agua propiamente tal, la presión y la temperatura incide en la cantidad de agua que pueda retener el gas natural a condiciones de saturación.

Tabla 5. Composición molar de gas de entrada a la planta utilizada en la simulación para las propuestas de planteadas.

Composición (% Molar)		
COMPUESTOS	BASE SECA	BASE HÚMEDA
Metano	0,7695	0,7626
Etano	0,0966	0,0957
Propano	0,0421	0,0417
i-Butano	0,0146	0,0145
n-Butano	0,0136	0,0135
i-Pentano	0,0068	0,0067
n-Pentano	0,0048	0,0047
n-Hexano	0,0074	0,0073
n-Heptano	0,0033	0,0032
n-Octano	0,0015	0,0015
n-Nonano	0,0008	0,0008
n-Decano	0,0003	0,0003
Nitrógeno	0,0048	0,0047
CO ₂	0,0340	0,0377
Agua	0	0,0089
TOTAL	100	100

Fuente: Autor.

Figura 15. Cantidad de agua en el gas de entrada a la PSG.

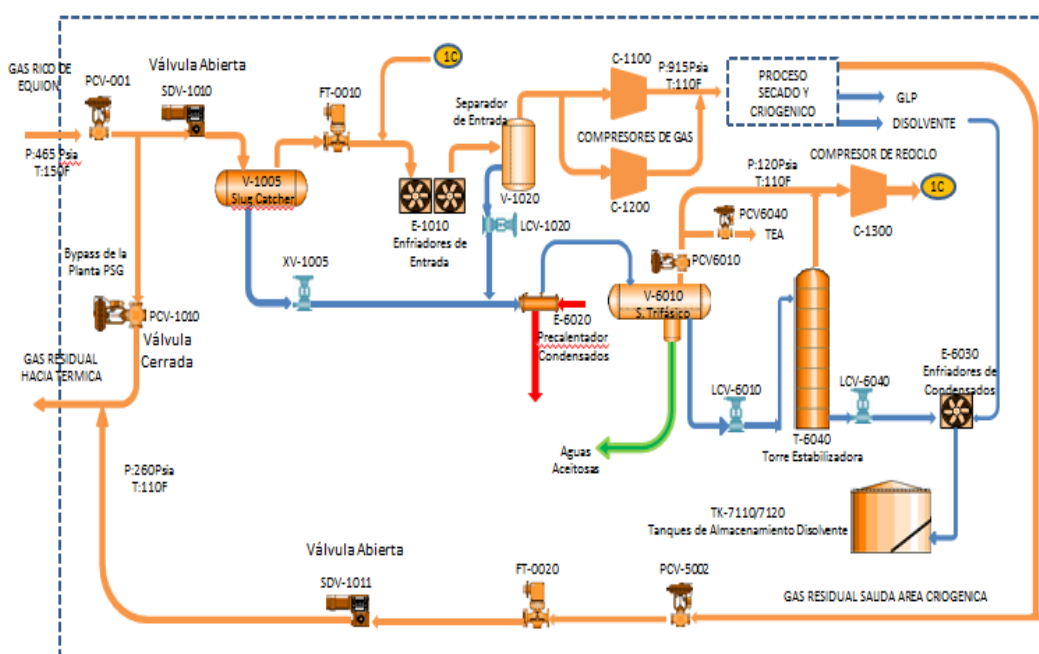


Fuente: Autor.

4.1 ESCENARIO 1. SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE LA PLANTA EN OPERACIÓN NORMAL

El primer caso de simulación muestra las variables críticas en condiciones estables de operación de la PSG en la etapa primaria (Ver Figura 16). La recuperación de hidrocarburo líquido en esta etapa, se realiza en el Slug Cárcher V-1005, Separador de Entrada V-1020 y Filtro Coalecedor F-2030, debido al enfriamiento de 150 °F A 110 °F y compresión del gas de 465 psia a 915 psia , utilizando el enfriador E-1010 y los compresores de gas C-1100 y C-1200. El hidrocarburo líquido recuperado se somete a un calentamiento hasta los 120 °F en el pre-calentador de condensados E-6020 y luego a tratamiento de despojo de livianos en un separador trifásico V-6010 y una torre de estabilización T-6040, para obtener 332 barriles de disolvente 1A a condición requerida, lo que representa un 30% de la producción total diaria de este producto en la planta. La presión de operación de separador trifásico es de 125 psia y la temperatura en fondo de la torre estabilizadora de 282 °F a 120 psia.

Figura 16. Diagrama de flujo del sistema primario de separación de la PSG.



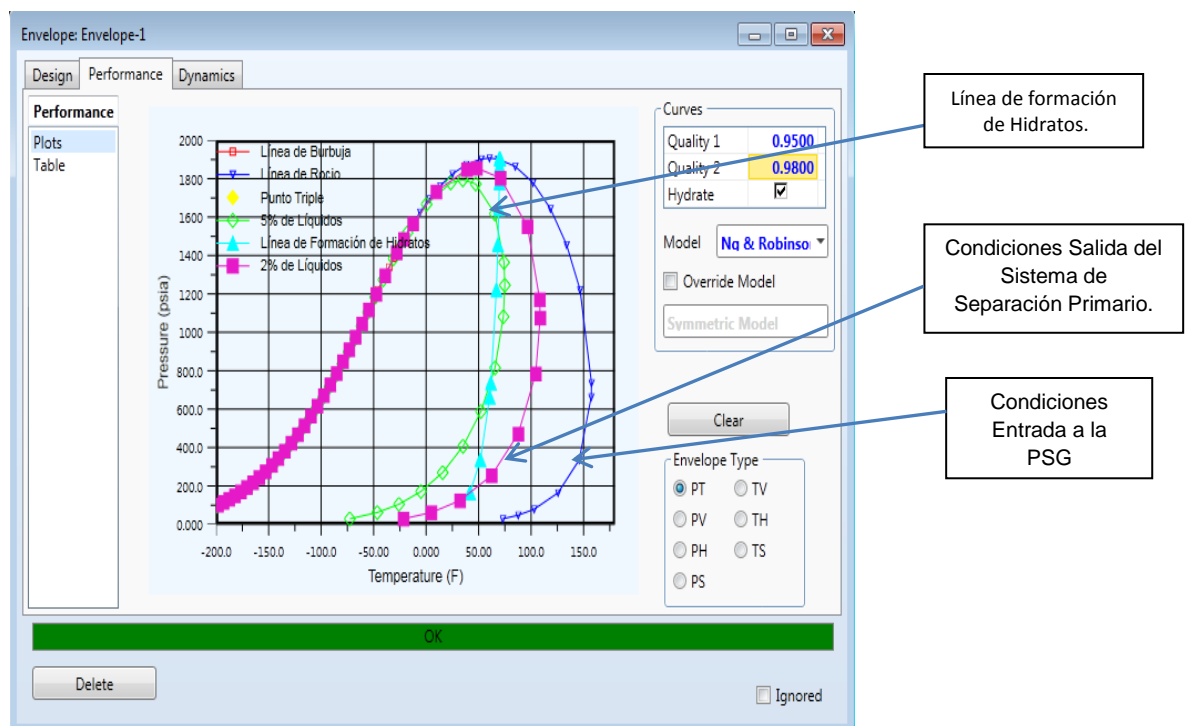
Fuente: Autor.

Los datos de operación y resultados mencionados se muestran en la configuración de la simulación para este escenario en Hysys. (Ver Figura 18).

En este escenario, el byppas de la PSG, válvula PCV-1010 se encuentra cerrado, lo que quiere decir que la planta asume una carga de gas de 40 MMscfd con un poder calorífico de 1208 Btu/ft³, para producir 36 MMscfd de gas natural (Metano/Etano) que salen hacia la planta térmica con un poder calorífico de 1040Btu/ft³ y el restante son el GLP y disolvente 1A.

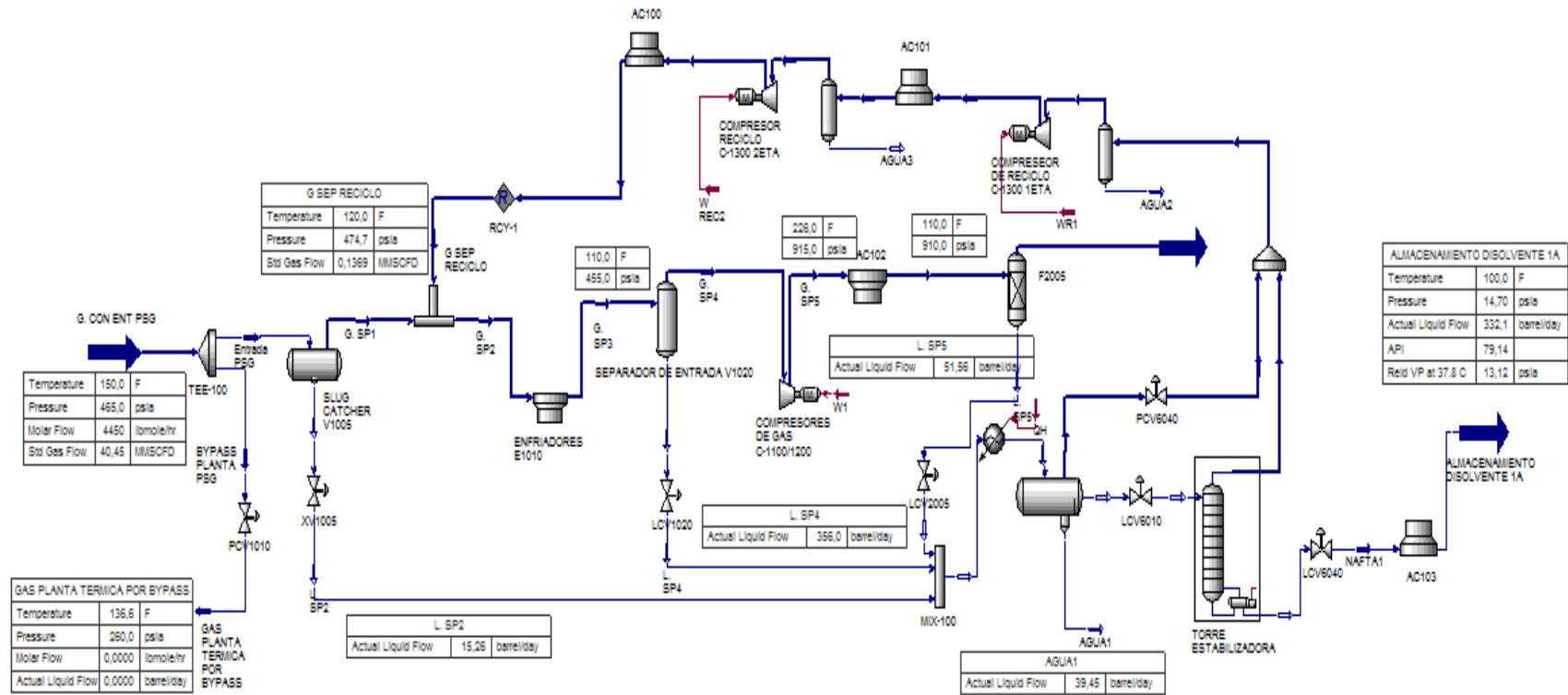
El diagrama de fases de la corriente de gas de entrada, la línea de formación de hidratos y las líneas de calidad de 2% y 5% de líquidos se muestra en la Figura 17. Partiendo de las condiciones iniciales de entrada a la PSG hasta las condiciones de salida del sistema primario de separación, se recuperan el 2% de líquidos contenidos en el gas de entrada. Igualmente se observa que estas condiciones no muestran ningún riesgo de formación de hidratos en esta etapa del proceso.

Figura 17. Diagrama de fases de la corriente de entrada a la PSG para escenario 1.



Fuente: Autor.

Figura 18. Configuración de la simulación del escenario 1.

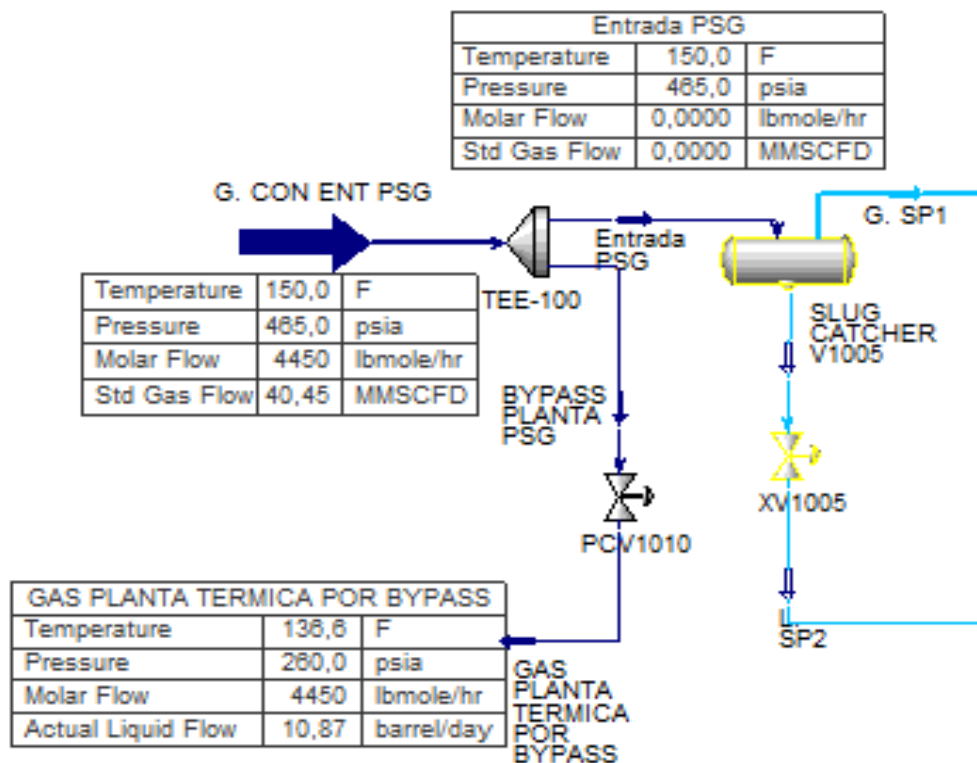


Fuente: Autor.

4.2 ESCENARIO 1B. SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE LA PLANTA CUANDO PRESENTA SHUTDOWN

Este escenario de simulación se enfoca a la cantidad de líquidos que llegan a la planta térmica, y que no se recupera en la PSG. El cierre de las válvulas SDV-1010/1011 cuando la PSG presenta eventos, obliga a que el gas utilice el bypass de la planta PCV-1010, esta operación genera un diferencial de presión en el gas de 465 psig a 260 psig, lo que produce 10,87 Bbls de hidrocarburo líquido, que no pueden ser recuperados para su comercialización; ya que no se cuentan con las facilidades (Figura 19). Estos hidrocarburos que no son recuperados consiguen llegar a la planta térmica ocasionado alto niveles de líquidos en los filtros en la succión de los 5 generadores, causando problemas de operación en esta planta.

Figura 19. Configuración de la simulación del escenario 1B

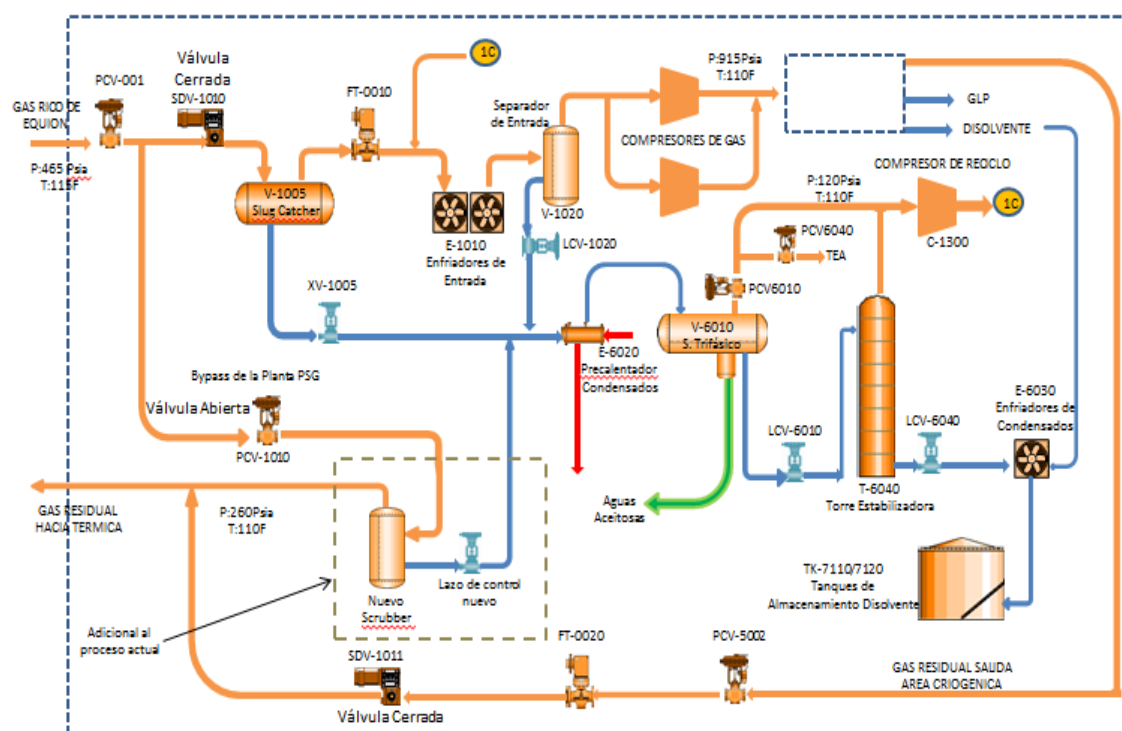


Fuente: Autor.

4.3 ESCENARIO 2. SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES DE LA PLANTA CUANDO PRESENTA SHUTDOWN UTILIZANDO UN SCRUBBER

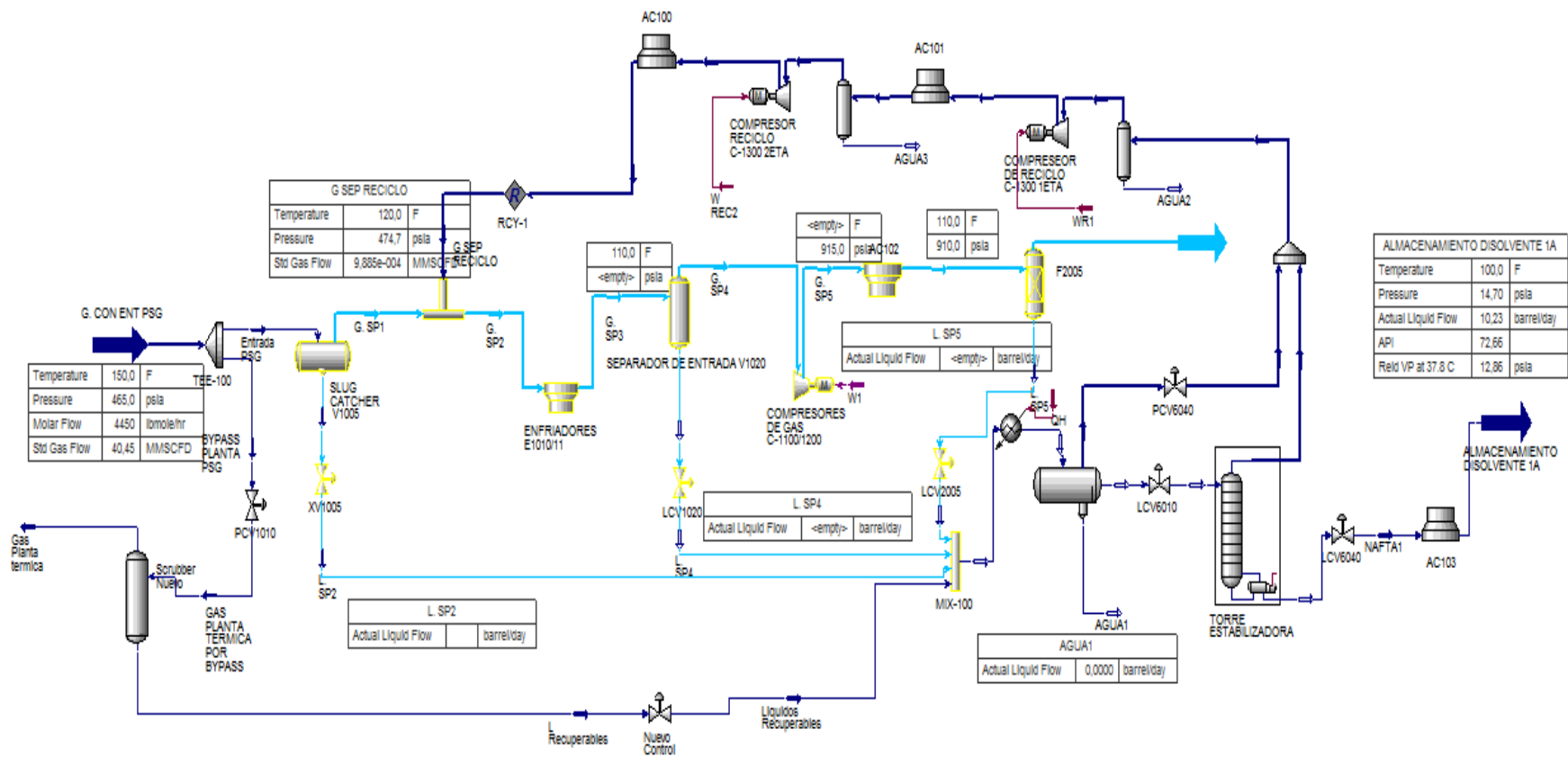
Debido a que en el escenario 1B (Diseño real), no se puede recuperar los hidrocarburos líquidos por falta de facilidades en la PSG, se propone la implementación de un Scrubber aguas abajo del bypass de la planta (ver Figura 20), este hidrocarburo pasa por el separador trifásico y torre estabilizadora para producir Disolvente 1A en condiciones de comercialización. Las condiciones de operación de la unidad de tratamiento de condensados se mantuvieron a las actuales. Con esta propuesta se produce 10,23 Barriles de Disolvente 1A por día. En la Figura 21, la recuperación del hidrocarburo solo se realizó en el nuevo Scrubber, debido al cierre de las válvulas SDV-1010/1011, en otras palabras el Slug Cátcher V-1005, Separador de Entrada V-1020 no aportan líquidos.

Figura 20. Diagrama de flujo del sistema primario de separación de la PSG para el escenario 2



Fuente: Autor.

Figura 21. Configuración de la simulación del escenario 2



Fuente: Autor.

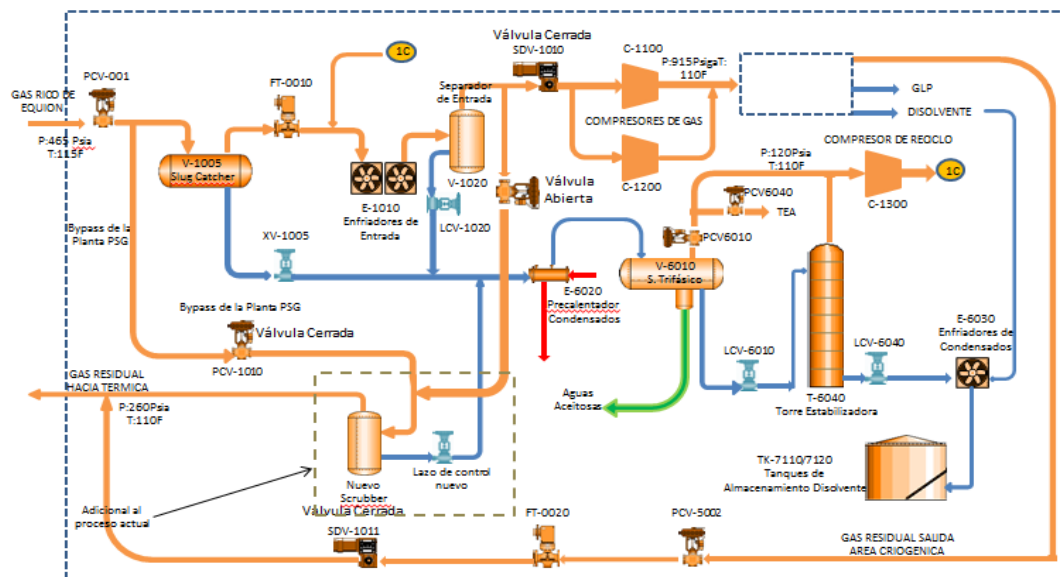
4.4 ESCENARIO 3 SIMULACION DE LAS CONDICIONES DE LA PLANTA CUANDO PRESENTA SHUTDOWN UTILIZANDO SISTEMA DE SEPERACION DE CONDENSADOS Y UN SCRUBBER

Para el ultimo escenario de simulación, se plantea una reubicación de la válvula SDV-1010, de la entrada del sistema de separación de condensados a la succión de los compresores de gas C-1100 y C-1200, con el fin de poder recuperar líquidos en el Slug Cátcher V-1005 y el Separador de Entrada V-1020, este último por el enfriamiento del gas en el enfriador E-1010 de 150°F a 110°F (Figura 22). En este caso el Filtro Coalescedor F-2030 no tiene ningún aporte debido a que se encuentra en la descarga de los compresores de gas, sin embargo se cuenta con un nuevo scrubber aguas abajo del bypass de la PSG (válvula PCV-1010) que tiene un aporte importante de hidrocarburos líquidos. Este rediseño se basa en algunos conceptos aplicados en las plantas que utilizan JT, en las cuales utilizan refrigeración mecánica para el enfriamiento del gas antes de una caída de presión, en este caso la refrigeración mecánica no sería cíclica porque se utilizara el enfriador E-1100; otro concepto aplicado es el enfriamiento de la expansión del gas a través de una válvula aplicando el principio termodinámico de expansión Joule-Thomson por medio del bypass de la PSG válvula PCV-1010. Las condiciones de operación de la unidad de tratamiento de condensados se mantienen las condiciones actuales (Figura 24), produciendo 309,4 barriles de Disolvente 1A a condiciones comerciales, esto representa una recuperación del 27% de este producto de la recuperación diaria total a condiciones estables de operación, y un 93% de la recuperación en la separación primaria también a condiciones estables de operaciones.

El diagrama de fases de la corriente de gas de entrada y la línea de formación de hidratos se muestra en la Figura 23 .Partiendo de las condiciones iniciales de simulación hasta las condiciones finales, el gas de salida a la planta térmica no presentan formación de hidratos. Para que se presentaran formación de hidratos en las tuberías el sistema de enfriamiento mecánico debe alcanzar los

55°F a 455 psia (punto A) en la gráfica. En este punto A, la recuperación de líquidos del gas de entrada es del 4%; lo que implicaría inyectar glicol al sistema generando gastos adicionales, es decir la inversión del proceso de enfriamiento mecánico y el sistema de inyección de glicol para prevenir formación de hidratos es alto en comparación a la cantidad de producto que se recupera en el sistema primario.

Figura 22. Diagrama de flujo del sistema primario de separación de la PSG para el escenario 3



Fuente: Autor.

Figura 23. Diagrama de fases de la corriente de entrada a la PSG para el escenario 3

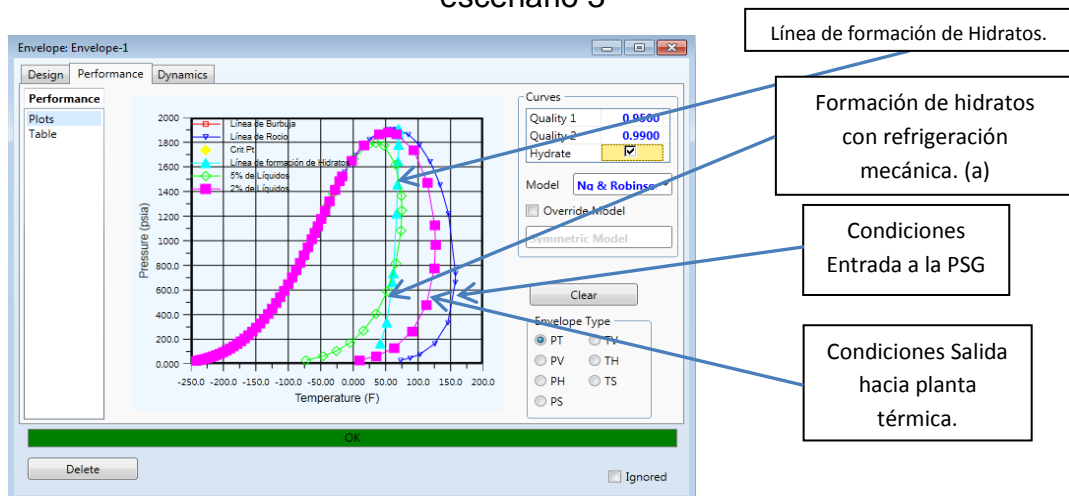
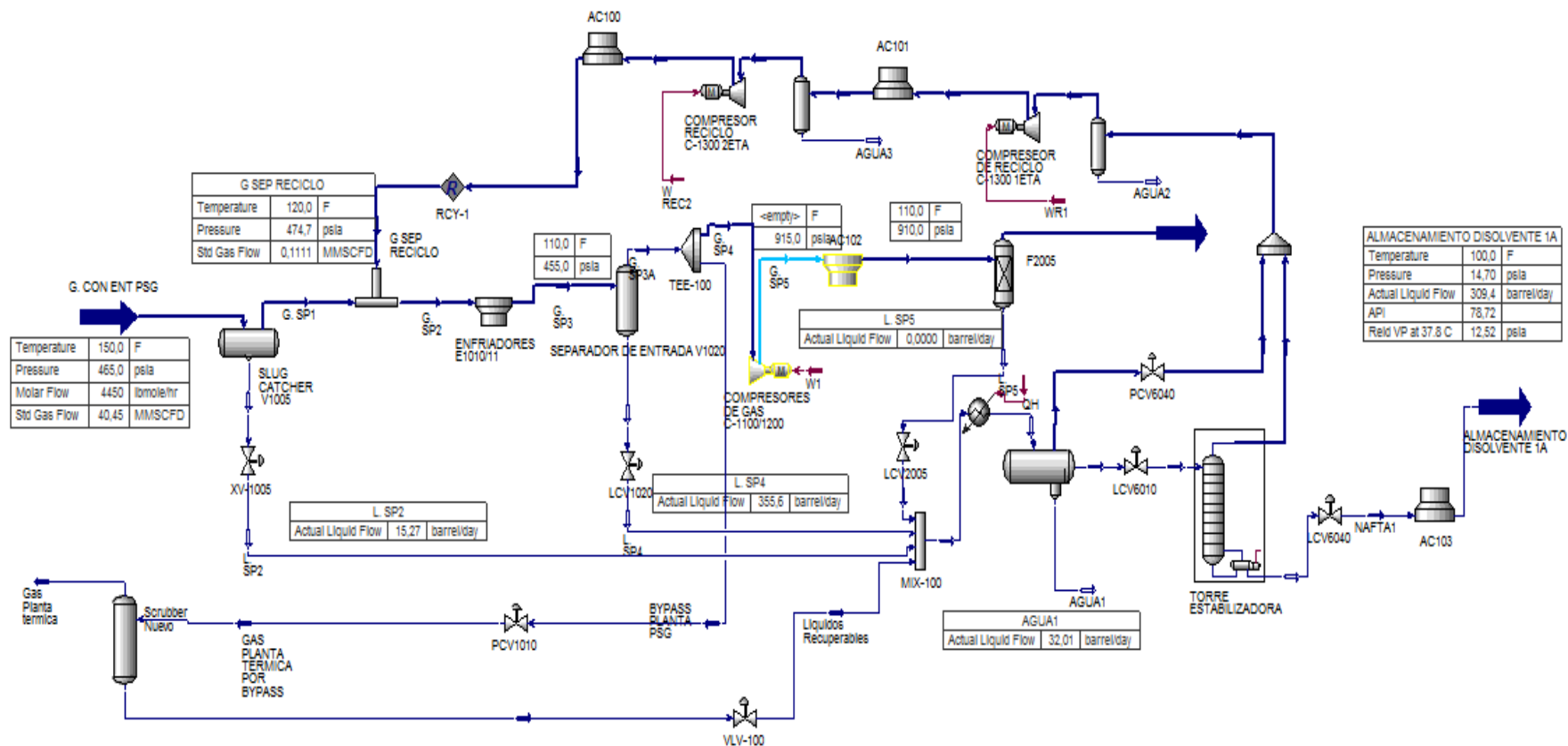


Figura 24. Configuración de la simulación del escenario 3



Fuente: Autor.

5. DISEÑO DE EQUIPOS DE SEPARACION GAS-LÍQUIDO Y GAS-LÍQUIDO-LÍQUIDO PARA EL MEJOR ESCENARIO DE SIMULACION PROPUESTO

En este capítulo se presenta el diseño de un separador bifásico vertical y un separador trifásico horizontales con los datos de operación obtenidos en el escenario 3 de la simulación propuesta, ya que ésta presentó la mayor producción de Disolvente 1A y las características de viscosidad y gravedad específica son similares en todos los casos, con el fin de compararlos con los diseños actuales del separador bifásico V-1020 y el separador trifásico V-6010 de la planta PSG para su ejecución.

Para el diseño de equipos de separación Gas-líquido (Separador Bifásico) y Gas-líquido-Líquido (Separador trifásico), encontramos factores importantes que se deben tener en cuenta: tamaño de partícula, velocidad de asentamiento, tiempo de retención, gravedad API del crudo, contenido de sólidos y formación de espuma, aunque estos dos últimos factores no fueron tenidos en cuenta para el diseño de los equipos, porque la planta no presenta estos problemas.

5.1 DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS VERTICALES PARA ESCENARIO DE SIMULACIÓN 3

Para el diseño de separador bifásico vertical fue necesario especificar los datos de la corriente de entrada al separador mostrados en la tabla 6; estos datos fueron obtenidos en campo y con la ayuda del simulador.

Para suponer el tiempo de retención para el diseño se tomó como referencia la información de experiencias en plantas de gas y en la norma API 12J. En la tabla 7, se muestra los tiempos de retención sugeridos por la norma API 12 J, para separadores gas-líquido⁹.

⁹ ARNOLD, K., STERWART, M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 1, 2^{era} Edición, Gulf Publishing, Houston, Texas, 2008.

Tabla 6. Datos de la corriente de entrada al separador bifásico vertical para el escenario 3

Producción de Gas	Qg	40,02	MMscf/d
Producción de Líquidos	Ql	391,5	Bbls/d
Producción de Aceite	Qo	359,5	Bbls/d
Producción de Agua	Qw	32,02	Bbls/d
Presión de Operación	Po	455	Psia
Temperatura de operación	To	569,7	R
Peso molecular del Gas	PMg	21,97	
Gravedad de Crudo	API	90	°API
Gravedad Específica del Gas	SGg	0,76	
Gravedad Específica del Agua	SGw	1,00	
Gravedad Específica del Crudo	SGo	0,64	
Tamaño de la partícula a remover	Dm	140	Um
Compresibilidad del gas Factor Z	Z	0,90	
Tiempo de retención	Tr	4	Min

Fuente: Autor.

Tabla 7. Tiempos de retención para separadores Gas-líquido norma API 12J

TIPO DE LÍQUIDO	TIEMPO DE RETENCIÓN (min)
>35° API	1
20<API<35	1 a 2
10<API	2 a 4

Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

En la tabla 8, se observan tiempos de retención utilizados para los diseños de separadores gas - líquido en varios procesos del gas natural.

Tabla 8. Valores típicos de tiempos de retención en separadores Gas-Líquido

APLICACIÓN	TIEMPO DE RETENCIÓN (min)
Separadores de Gas Natural- Condensado	2 – 4
Tanque del alimento del Fraccionador	10 – 15
Acumulador de reflujo	5 – 10
Sumidero de la columna de fraccionamiento	2
Tanque Flash de Aminas	5 – 10
Economizador de refrigeración	3
Tanque de surgencia	5 – 10

Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

En la sección de asentamiento gravitacional las gotas de líquido se asentaran a una velocidad determinada al relacionar la fuerza de gravedad en la gota con la fuerza de arrastre, esta velocidad de asentamiento (V_t) se calcula con las ecuaciones (E2) - (E5), con un procedimiento iterativo, aplicando Reynolds (Re) y el coeficiente de arrastre para flujo turbulento (C_d).[8-9]

$$V_{to} = 0,0204 * \left[\left(\frac{\int l - \int g}{\int g} \right) * (dm) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (E2)$$

$$Re = \left[0,0049 * \left(\frac{\int g * dm * V_{to}}{\mu} \right) \right] \quad (E3)$$

$$C_d = \left[\frac{24}{Re} \right] + \left[\frac{3}{(Re)^{\frac{1}{2}}} \right] + 0,34 \quad (E4)$$

$$V_t = 0,0119 * \left[\left(\frac{\int l - \int g}{\int g} \right) * \left(\frac{dm}{C_d} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (E5)$$

Donde:

$\int g$: Densidad del Gas, lb/pie³ .

$\int l$: Densidad del líquido, lb/pie³.

V_{to} : Velocidad terminal de asentamiento de la gota, pie / s.

En la tabla 9 se muestra los valores del proceso iterativo de las ecuaciones (E2) – (E5) para determinar la velocidad de asentamiento de la gota utilizando los datos de la corriente de entrada al separador bifásico vertical para el escenario 3 (Tabla 6), con la recomendación de tiempo de retención en separadores Gas-Líquido (Tablas 7 y 8).

Tabla 9. Determinación de velocidad de asentamiento de la gota en el separador bifásico

Cd	Vt	Re	Cd cal
1	1,1131	106,2385	0,8570
0,8570	0,7014	66,9448	1,0652
1,0652	0,6292	60,0469	1,1268
1,1268	0,6117	58,3806	1,1437
1,1437	0,6072	57,9478	1,1483
1,1483	0,6060	57,8333	1,1495
1,1495	0,6056	57,8029	1,1498
1,1498	0,6056	57,7948	1,1499
1,1499	0,6055	57,7926	1,1499

Fuente: Autor.

El diámetro mínimo del separador (d) se calcula con la ecuación (E6) para verificar la capacidad de gas, basándose en el principio de asentamiento de las gotas de líquido dispersas en la fase continua de gas. Para la propuesta, el diámetro mínimo calculado es de 25,81 pulg; con diámetros mayores al mínimo se calcula la capacidad de líquido que puede tener el separador (h) ecuación (E7).

$$d^2 = 5040 * \left[\frac{T * Z * Qg}{P} \right] * \left[\left(\frac{f g}{f g - f l} \right) * \left(\frac{Cd}{dm} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (E6)$$

$$d^2 h = \left[\frac{tr * Ql}{0,12} \right] \quad (E7)$$

La distancia entre cordones de soldadura, es decir la longitud de junta a junta L_{ss} , se determina con la ecuación (E8) – (E9). La geometría del diámetro y la altura del volumen del líquido para una relación de esbeltez (RE) entre 3 y 4 que es la recomendada por diseñadores para este tipo de separador por restricciones de altura.[8-9]

$$L_{ss} = \left[\frac{h+76}{12} \right] \quad (\text{Para diámetros} = \text{ó} < 36 \text{ Pulg}) \quad (\text{E8})$$

$$L_{ss} = \left[\frac{h+d+40}{12} \right] \quad (\text{Para diámetros} > 36 \text{ Pulg}) \quad (\text{E9})$$

La relación de Esbeltez se calcula utilizando la ecuación (E10). Ésta es la relación entre las dimensiones del separador y los costos; entre mayor se RE más económico será el separador.

$$RE = \left[\frac{12 * L_{ss}}{d} \right] \quad (\text{E10})$$

En la tabla 10 se muestran los valores de relación de esbeltez calculados con las ecuaciones (E7) – (E10), para varios diámetros mayores del mínimo.

Tabla 10. Diámetro vs longitud para restricciones de capacidad de líquido para el escenario 3

Tr	d(pulg)	h(pulg)	Lss(pies)	12Lss/d (3 y 4)
4	26	19,30	7,94	3,66
	28	16,64	7,72	3,30
	30	14,50	7,54	3,01
	32	12,74	7,39	2,77
	34	11,28	7,27	2,56
	36	10,06	7,17	2,39
	38	9,03	7,25	2,29
	40	8,15	7,34	2,20

Fuente: Autor.

El separador bifásico vertical, instalado en la PSG presenta sobredimensionamiento respecto a las dimensiones exigidas en el diseño de la alternativa 3, garantizando de esta manera buenos tiempos de retención. (Tabla 11).

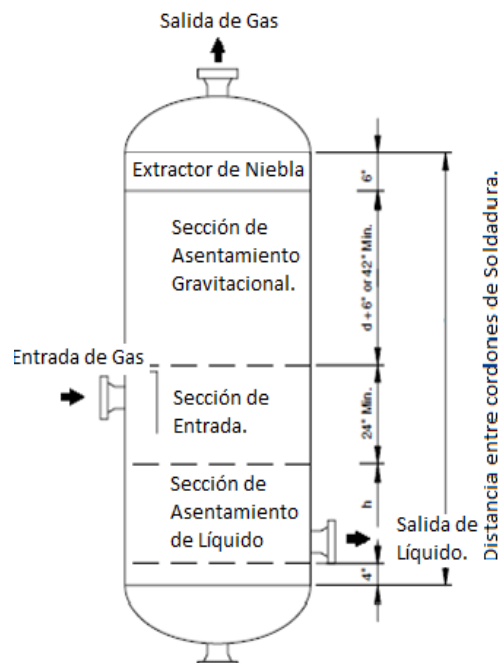
Tabla 11. Comparación de las dimensiones de diseño para los separadores bifásicos verticales

Dimensiones	Real	Diseño	Condición
D (pulg)	48	26	Sobredimensionamiento
Lss(pies)	10	8	Sobredimensionamiento

Fuente: Autor.

La Figura 25, se puede observar las longitudes aproximadas de un separador bifásico vertical, y las proporciones de sus secciones internas en los diseños. [8-9]

Figura 25. Longitudes aproximadas de un separador vertical



Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

5.2 DISEÑO DE SEPARADORES TRIFÁSICOS HORIZONTALES PARA ESCENARIO DE SIMULACIÓN 3

Para el diseño de separadores trifásicos horizontales se necesitan los datos de la corriente de entrada al separador mostrados en la tabla 12; estos datos fueron obtenidos en campo y con la ayuda del simulador. Las pautas presentadas sirven para el diseño de un separador trifásico horizontal lleno al 50% de líquidos. [8-9]

Tabla 12. Datos de la corriente de entrada al separador bifásico vertical para el escenario 3

Producción de Gas	Qg	0,75	MMscf/d
Producción de Líquidos	Ql	407,8	Bbls/d
Producción de Aceite	Qo	368,3	Bbls/d
Producción de Agua	Qw	39,45	Bbls/d
Presión de Operación	Po	125	Psia
Temperatura de operación	To	579,7	R
Gravedad de Crudo	API	92	°API
Gravedad Específica del Gas	SGg	1,04	
Gravedad Específica del Agua	SGw	0,99	
Gravedad Específica del Crudo	SGo	0,63	
Tamaño de la partícula Líquido	dml	100	um
Tamaño de la partícula Agua	dmw	500	um
Tamaño de la partícula Aceite	dmo	200	um
Compresibilidad del gas - Factor Z	Z	0,95	
Tiempo de retención/OIL/WATER	Tr	5	min
Densidad del Gas	ρ_g	0,634	Lb/ft3
Densidad del aceite	ρ_o	39,51	Lb/ft3
Densidad del Líquido	ρ_l	41,66	Lb/ft3
Viscosidad del Agua	μ_w	1	cp
Viscosidad del Crudo	μ_o	10	cp
Viscosidad del Gas	μ	0,013	cp

Fuente: Autor.

Para el diseño del separador trifásico horizontal se toma valores típicos de tiempo de retención utilizados en diseños de este tipo de separador (Tabla 13).

Tabla 13. Datos típicos de tiempos de retención para el diseño de separadores trifásicos

APLICACIÓN	TIEMPO DE RETENCIÓN (MIN)
Separadores de Gas Natural- Condensado	2 – 4
Acumulador de reflujo	5 – 10
Sumidero de la columna de fraccionamiento	2
Tanque Flash de Aminas	5 – 10

Fuente: ARNOLD, K., STEWART, M. Modificada.

Los principios que gobiernan el asentamiento de las gotas de líquido a través del gas, fueron los mismos que se utilizaron para el separador bifásico con las ecuaciones (E2) – (E5), con un procedimiento iterativo, aplicando Reynolds (Re) y el coeficiente de arrastre para flujo turbulento (Cd). En la tabla 14 se muestra los valores del proceso iterativo para determinar la velocidad de asentamiento de la gota en el separador trifásico, para el escenario 3.

Tabla 14. Determinación de velocidad de asentamiento de la gota en el separador trifásico

Cd	Vt	Re	Cd cal
1	1,64	39,22	1,43
1,43	0,80	19,12	2,28
2,28	0,63	15,15	2,69
2,69	0,58	13,93	2,82
2,82	0,56	13,51	2,93
2,93	0,55	13,36	2,95
2,95	0,55	13,30	2,96
2,96	0,55	13,27	2,97
2,97	0,55	13,27	2,97

Fuente: Autor.

La velocidad de asentamiento de las gotas de agua puede ser calculada con la Ley de Stokes. A partir de esta velocidad y con un tiempo de retención dado para la fase crudo, se puede determinar la distancia que recorre una gota de agua para asentarse. Esta distancia de asentamiento establece un espesor máximo de esta capa de crudo dado por la ecuación (E11).

$$h_o = 0,00128 * \frac{(Tr)_o * (\Delta G.E.) * (dm)^2}{\mu_o} \quad (E11)$$

Para determinar el diámetro máximo de la capa de crudo, se utilizan las ecuaciones (E12) – (E13), con el coeficiente β para un cilindro lleno de líquido hasta el 50%. El diámetro máximo de la capa de crudo calculado para el escenario 3, es 131 pulg.

$$\frac{A_w}{A} = 0,5 * \left[\frac{Q_w * (Tr)_w}{(Tr)_o * Q_o + (Tr)_w * Q_w} \right] \quad (E12)$$

$$d_{Max} = \left[\frac{h_o}{\beta} \right] \quad (E13)$$

Par determinar la distancia entre cordones de soldadura, se suponen diámetros por debajo a los calculados, en la combinación de d y L_{eff} para separación de gas (E14) y la restricción por tiempo de líquidos (E15).

$$dL_{eff} = 420 * \left[\frac{T * Z * Qg}{P} \right] * \left[\left(\frac{\int g}{\int l - \int g} \right) * \left(\frac{Cd}{d} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \quad (E14)$$

$$d^2 L_{eff} = 1,42 * [(Q_w) * (Tr)_w + (Q_o) * (Tr)_o] \quad (E15)$$

La distancia entre cordones de soldadura L_{ss} , se determina con las ecuaciones (E16) – (E17).

$$L_{ss} = \left[\frac{4}{3} \right] * L_{eff} \quad (\text{Para diámetros} = \text{ó} < 36 \text{ Pulg}) \quad (E16)$$

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (\text{Para diámetros} > 36 \text{ Pulg}) \quad (E17)$$

La relación de Esbeltez se calcula utilizando la ecuación (E18). Ésta es la relación entre las dimensiones del separador y los costos; La geometría del diámetro y la altura del volumen del líquido para una relación de esbeltez (RE)

entre 3 y 5 que es la recomendada por diseñadores para este tipo de separador por restricciones de altura. (Tabla 15).

$$RE = \left[\frac{12 * L_{ss}}{d} \right] \quad (E10)$$

Tabla 15. Diámetro de capacidad del separador horizontal trifásico vs Longitud para restricción de tiempos de retención

DIAMETRO	Leff GAS	Leff LÍQUIDO	Lss	12Lss/d
15	1,98	24,49	32,65	26,12
20	1,49	13,77	18,37	11,02
25	1,19	8,82	11,75	5,64
30	0,99	6,12	8,06	3,27
35	0,85	4,50	6,00	2,06
40	0,74	3,44	4,59	1,38

Fuente: Autor.

El separador trifásico horizontal, instalado en la PSG presenta sobredimensionamiento respecto a las dimensiones exigidas en el diseño de la alternativa 3, garantizando de esta manera buenos tiempos de retención. (Tabla 16).

Tabla 16. Comparación de las dimensiones de diseño para los separadores trifásicos horizontales

Dimensiones	Real	Diseño	Condición
D (pulg)	42	30	Sobredimensionamiento
Lss(pies)	15	9	Sobredimensionamiento

Fuente: Autor.

6. ANÁLISIS FINANCIERO PARA LAS PROPUESTAS SELECCIONADA

Para establecer la viabilidad de las propuestas, se realizó el análisis financiero de acuerdo con el alcance de las inversiones requeridas y los pronósticos de la planta.

De acuerdo con los resultados de las simulaciones de proceso, y las condiciones de diseño de las vasijas, se evaluó el análisis financiero para la propuesta del escenario 3. Es importante mencionar que el factor de servicio anual en operación normal de PSG es del 97%, esto quiere decir que el ingreso solo sería la producción de 11 días por año. Solo para el año 2019 el factor de servicio de la PSG será del 95% debido a mantenimientos preventivos.

6.1 FLUJO DE CAJA

6.1.1 INVERSIONES

Las inversiones para aplicar la propuesta de rediseño se concentra básicamente en los trabajos de montaje, la compra e instalación de instrumentación y el mantenimiento de las facilidades de superficie. La tabla 17 muestra en detalle las inversiones mencionadas.

Tabla 17. Inversiones

Descripción de Inversión	Detalle (U\$)	Total (U\$)
Intangibles (Servicios)		174.500
Ingeniería básica y detallada	30.000	
Inspección de tubería	7.000	
Mano de obra montaje	65.000	
Mano de obra civil	72.500	
Tangibles (Materiales)		375.900
Instrumentación	55.000	
Materiales	80.000	
Tubería	76.000	
Válvulas	106.200	
Alquiler de Equipos	78.700	
Total		570.400

Fuente: Autor.

6.1.2 COSTOS OPERATIVOS Y MANTENIMIENTOS

La operación de la facilidad demanda algunos costos fijos de personal, servicios de mantenimiento preventivo y correctivo. En total se estima un costo anual de \$5.000 para el primer año, con un incremento de 10% anual durante los primeros 5 años, y un incremento del 15% a partir del quinto año en adelante.

6.1.3 INGRESOS

Los ingresos por concepto de venta de disolvente 1A se calcularon con pronóstico de producción obtenidos en el capítulo 4 y con precios del gas proyectados bajo un escenario conservador (Tabla 18).

Tabla 18. Proyección de Precio de Disolvente 1A.

Año	Futures WTI	Natural Gasoline USD/BI
2015	91,14	88,94
2016	88,02	85,82
2017	86,17	83,97
2018	85,14	82,94
2019	84,16	81,96
2020	80,32	78,12
2021	77,8	75,60

Fuente: www.cmegroup.com-nymex WTI

6.2 RESULTADOS DEL ANÁLISIS FINANCIEROS

La tabla 19 muestra los resultados del flujo de caja anual para el escenario planteado. Este escenario produce una tasa de 3.400 Barriles / año durante 7 años de vida de proyecto, con incremento de 5500 barriles para el año 2019.

Tabla 19. Flujo de Caja

Año	Producción Disolvente Barriles	Precio Disolvente (U\$)/Barril	Ingreso (U\$)	OPEX (U\$)	CAPEX (U\$)	Flujo de Caja (U\$)
2014	0			0	570.400	(570.400)
2015	3400	88,94	302.396	5.000	0	297.396
2016	3400	85,82	291.788	5.500	0	286.288
2017	3400	83,97	285.498	6.050	0	279.448
2018	3400	82,94	281.996	6.655	0	275.341
2019	5550	81,96	454.878	7.321	0	447.558
2020	3400	78,12	265.608	8.419	0	257.189
2021	3400	75,6	257.040	9.681	0	247.359
Total						1.520.179
VPN al 10%						804.169
TIR						48,81%
PT						1,6 Años

Fuente: Autor.

El análisis financiero realizado, muestra la propuesta del escenario 3 como un proyecto viable, ya que el valor presente neto (VPN) al 10% arroja un valor positivo. Adicional se calculó la TIR obteniendo un valor del 48,81%, cifra que corresponde a la rentabilidad de los fondos que se encuentran invertidos en el proyecto. Finalmente, se observa que el flujo de caja sería positivo a partir del primer año hecho la inversión.

CONCLUSIONES

Se exploró varias alternativas de rediseño del proceso con la ayuda de Hysys, encontrando el escenario 3 como la mejor alternativa para la recuperación de Disolvente 1A con 309,4 barriles cuando la PSG no se encuentra en operación, representando el 27% de la producción diaria total de este producto a condiciones normales. Esta propuesta se planteó aplicando conceptos que utilizan en plantas JT, como el enfriamiento mecánico del gas antes de una caída de presión y el principio termodinámico de expansión Joule-Thomson por medio del bypass de la PSG.

En las simulaciones realizadas a los rediseños de los escenarios expuestos, se descarta la posibilidad de hidratos en las tuberías y el uso de Glicol para prevenirlos, ya que la cantidad de agua que puede tener el gas y los cambios de presión y temperatura no son suficientes para su formación. La temperatura límite que se puede alcanzar por el enfriamiento para la formación de hidratos o el uso de glicol es de 60°F para el rediseño propuesto.

El diseño actual de los principales separadores del sistema primario de la PSG, se ajustan a los resultados obtenidos en el diseño de los separadores de la alternativa 3, garantizando buenos tiempos de retención mejorando la recuperación de hidrocarburo asociado al gas. Estos resultados de diseño fueron importantes para descartar la posible compra de nuevos separadores reduciendo el valor de CAPEX mejorando el flujo de caja de proyecto.

Con la implementación de la alternativa 3, se obtendrá ganancias durante la vida del proyecto de U\$1.520.179. La Tasa Interna de Retorno es de 48,81% con un Valor Presente Neto Positivo para el flujo de caja lo que hace de la propuesta viable.

RECOMENDACIONES

Realizar un estudio de factibilidad económica para el mejoramiento del enfriamiento de la corriente de gas de entrada al sistema de separación primaria (hasta los 60 °F) cuando la Planta de Secado de Gas (PSG) presente algún tipo de parada o problema operativo con el fin de recuperar más condensado, ya que por debajo de esta temperatura se puede producir formación de hidratos, lo que sería necesario un sistema de inyección de Glicol en este punto.

Utilizar otra estrategia de desarrollo de diseño para la predicción de las dimensiones de los separadores, que puedan ser comparados con los resultados obtenidos en este trabajo.

,

BIBLIOGRAFIA

1. ARNOLD, K., STERWART, M., (1999). Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Vol. 2, Gulf Publishng Ed. 2ª. Houston, Texas.
2. ARNOLD, K., STERWART, M., (2008). Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Vol.1, Gulf Publishing Ed. 2ª. Houston, Texas.
3. CME Group [En línea]. <www.cmegroup.com-nymex WTI>. [Citado en septimebre 2014]
4. MECÁNICOS ASOCIADOS S.A, (2008). Manual de Operaciones Planta Tratamiento de Gas DINA; Tomo 1, Neiva.
5. PEÑA, V. HERMES, (2012). Diseño y Operación de Unidades de Procesamiento de Gas – Diseño asistió por computador.
6. PINO, M. FERNANDO, (2006). Fundamentos de Gasotecnia. Universidad de Oriente. Cumaná
7. SANTOS, NICOLÁS, (2010). Módulo: Operaciones Básicas de Procesos Condensados y Rehervidores - Destilación- Absorción – Adsorción – Plantas JT- Criogenia. Especialización en Ingeniería de Gas, Universidad Industrial de Santander, Junio. Bogotá, Colombia.
8. SANTOS, NICOLÁS, (2012). Diseño y operación de unidades de tratamiento y procesamiento de gas. Bogotá, Colombia.
9. SANTOS, NICOLÁS, (2014). Módulo: Sistemas de Separación: Especialización Producción de Hidrocarburos, Universidad Industrial de Santander. Bogotá, Colombia.
10. TERMOYOPAL S.A, (2010). Filosofía de operación planta de secado de gas. Tomo 1 Yopal; p. INT95-0035300.
11. TERMOYOPAL S.A, (2010). Manual de operaciones planta de secado de gas Tomo 1 de 2 Yopal; p. INT95-0035230.
12. TREYBAL, ROBERT, (2003). Operaciones de Transferencia de Masa. Ed. 2ª, Mc Graw Hill.