

**DISEÑO CONCEPTUAL DE FACILIDADES DE SUPERFICIE REQUERIDAS
PARA AJUSTAR A CONDICIONES RUT LA PRODUCCIÓN PROVENIENTE DE
UN YACIMIENTO DE GAS NATURAL SECO**

CARLOS ANDRÉS MANJARRÉS VALLE

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2012

**DISEÑO CONCEPTUAL DE FACILIDADES DE SUPERFICIE REQUERIDAS
PARA AJUSTAR A CONDICIONES RUT LA PRODUCCIÓN PROVENIENTE DE
UN YACIMIENTO DE GAS NATURAL SECO**

CARLOS ANDRÉS MANJARRÉS VALLE

**Monografía para Optar al Título de
Especialista en Ingeniería del Gas**

**Director:
HERMES PEÑA VELÁSQUEZ, MSc.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2012

Dedicatoria:

A Dios, por su infinita bondad y amor.

A mis Padres, por su sacrificio, apoyo incondicional, consejos, valores y por la motivación constante.

Carlos Andrés

Agradecimientos:

El autor expresa sus más sinceros agradecimientos a:

Escuela de Ingeniería de Petróleos, a todo el personal docente por los conocimientos compartidos y al personal administrativo por su valioso apoyo.

Hermes Peña Velásquez, Ingeniero de Petróleos y Docente, por su amistad, soporte y orientación brindada.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	22
1. GENERALIDADES DEL CAMPO	24
1.1 Historia de Producción	24
1.2 Parámetros del Yacimiento	26
1.3 Propiedades de los Fluidos	26
1.4 Facilidades Existentes.....	28
2. BASES DE DISEÑO	29
2.1 Bases de Diseño	29
2.1.1 Condiciones del Sitio.....	29
2.1.2 Pronósticos de Producción.....	29
2.1.3 Condiciones de Entrega al Transportador.....	33
2.1.4 Software de Apoyo para la Simulación de Procesos.....	33
2.1.5 Criterios de Dimensionamiento de Líneas.....	33
2.2 Determinación de Tratamiento Requerido.....	34
3. SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO	37
3.1 Diagrama de Bloques Preliminar.....	37
3.2 Separación Primaria.....	39
3.2.1 Separador Convencional.....	40
3.2.2 Separador Centrífugo (Ciclones).....	41
3.2.3 Filtro-Separador	41
3.3 Deshidratación	44
3.3.1 Absorción con Glicol.....	44
3.3.2 Adsorción con Lechos Sólidos	46
3.4 Control de Punto de Rocío Hidrocarburo	49
3.4.1 Absorción con Aceite Pobre	50
3.4.2 Refrigeración Mecánica.....	51

3.4.3	Auto-Refrigeración (Válvula JT)	53
3.4.4	Turbo-Expander	54
3.4.5	Adsorción con Lechos Sólidos	55
3.5	Medición	59
3.5.1	Medición de Proceso	59
3.5.2	Medición de Transferencia de Custodia	59
3.6	Selección de Tecnologías de Tratamiento	60
3.6.1	Separación Primaria	60
3.6.2	Deshidratación	61
3.6.3	Control de Punto de Rocío Hidrocarburo	61
3.6.4	Diagrama de Bloques Final	62
4.	INGENIERÍA CONCEPTUAL	64
4.1	Dimensionamiento de Líneas de Recolección	64
4.2	Diagrama de Flujo del Proceso	71
4.3	Deshidratación por Absorción con Glicol	74
4.4	Control de Punto de Rocío Hidrocarburo	81
4.5	Transferencia de Custodia	86
4.6	Dimensionamiento de Línea de Entrega	89
4.7	Servicios Auxiliares	90
4.7.1	Sistema de Alivio y Tea	90
4.7.2	Sistema de Tratamiento de Agua Producida	91
4.7.3	Sistema Contraincendio	92
4.7.4	Sistema de Detección de Fuego y Gas	92
4.7.5	Sistema de Generación Eléctrica	93
4.7.6	Sistema de Gas Combustible	93
4.7.7	Sistema de Gas de Manto (<i>Gas Blanketing</i>)	94
4.7.8	Sistema de Aire de Instrumentos y de Servicio	94
4.7.9	Sistema de Agua de Servicio	95
4.7.10	Sistema de Control de Procesos	96

4.7.11	Sistema de Seguridad	96
5.	DIMENSIONAMIENTO PLANTA DE DESHIDRATACIÓN	98
5.1	Scrubber de Entrada	98
5.2	Filtro-Separador de Salida.....	100
5.3	Torre de Absorción	102
6.	CONCLUSIONES.....	105
7.	RECOMENDACIONES	106
	BIBLIOGRAFÍA	107
	ANEXOS.....	111

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Información de los Pozos.	24
Tabla 2. Parámetros del Yacimiento.	26
Tabla 3. Composición del Gas.	27
Tabla 4. Condiciones del Sitio.	29
Tabla 5. Perfil de Producción del Campo.	30
Tabla 6. Distancia desde y hacia la Estación.	32
Tabla 7. Condiciones de Entrega al Transportador.	33
Tabla 8. Criterios para Dimensionamiento de Líneas.	34
Tabla 9. Propiedades del Gas.	35
Tabla 10. Comparación de Tipos de Separadores.	43
Tabla 11. Comparación de Operaciones de Deshidratación.	49
Tabla 12. Comparación de Operaciones de Control HCDP.	58
Tabla 13. Resultados Dimensionamiento Líneas de Recolección.	70
Tabla 14. Tabla de Corrientes – Producción.	73
Tabla 15. Tabla de Corrientes – Deshidratación (Típico).	77
Tabla 16. Tabla de Corrientes – Regeneración (Típico).	79
Tabla 17. Tabla de Corrientes – Unidad BTEX (Típico).	81
Tabla 18. Lechos Sólidos – Eficiencia de Remoción.	83
Tabla 19. Tabla de Corrientes – Control de HCDP (Típico).	85
Tabla 20. Tabla de Corrientes – Transferencia de Custodia.	89
Tabla 21. Dimensionamiento Línea de Entrega.	90
Tabla 22. Propiedades Scrubber de Entrada MBF-201.	98
Tabla 23. Propiedades Filtro-Separador de Salida MAK-204.	101
Tabla 24. Propiedades Torre de Absorción MAF-202.	103
Tabla 25. Resultados Diámetro Torre de Absorción MAF-202.	103
Tabla 26. Parámetros de Dimensionamiento Deshidratación.	120

Tabla 27. Variables Análisis de Sensibilidad.....	124
Tabla 28. Resultados – Operación de Deshidratación.....	131

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Perfil Histórico de Producción.....	25
Figura 2. Producción Total de Gas.....	31
Figura 3. Producción Total de Agua Libre.....	32
Figura 4. Desarrollo de Fases del Gas.....	35
Figura 5. Esquema de Producción del Campo.....	37
Figura 6. Diagrama de Bloques Preliminar.....	38
Figura 7. Absorción con Glicol.....	46
Figura 8. Adsorción con Lechos Sólidos (Deshidratación).....	48
Figura 9. Absorción con Aceite Pobre.....	51
Figura 10. Refrigeración Mecánica.....	53
Figura 11. Auto-Refrigeración (Joule-Thomson).....	54
Figura 12. Turbo-Expander.....	55
Figura 13. Adsorción con Lechos Sólidos (Control de HCDP).....	57
Figura 14. Diagrama de Bloques Final.....	63
Figura 15. Línea de Recolección Pozo X-2 – Velocidad.....	65
Figura 16. Línea de Recolección Pozo X-2 – Gradiente de Fricción.....	65
Figura 17. Línea de Recolección Pozo X-2 – Caída de Presión Total.....	66
Figura 18. Línea de Recolección Pozo X-4 – Velocidad.....	67
Figura 19. Línea de Recolección Pozo X-4 – Gradiente de Fricción.....	67
Figura 20. Línea de Recolección Pozo X-4 – Caída de Presión Total.....	68
Figura 21. Línea de Recolección Pozo X-5 – Velocidad.....	68
Figura 22. Línea de Recolección Pozo X-5 – Gradiente de Fricción.....	69
Figura 23. Línea de Recolección Pozo X-5 – Caída de Presión Total.....	69
Figura 24. Diagrama de Flujo del Proceso – Producción.....	72
Figura 25. Diagrama de Flujo del Proceso – Deshidratación (Típico).....	76
Figura 26. Diagrama de Flujo del Proceso – Regeneración (Típico).....	78

Figura 27. Diagrama de Flujo del Proceso – Unidad BTEX (Típico).	80
Figura 28. Diagrama de Flujo del Proceso – Control de HCDP (Típico).....	84
Figura 29. Diagrama de Flujo del Proceso – Transferencia de Custodia.....	88
Figura 30. Platos Teóricos por Unidad de Longitud – B1-250.	104
Figura 31. Factor de Compresibilidad Z en función de T.	113
Figura 32. Diagrama P-T y Curva de Inversión.....	114
Figura 33. Diagrama T-P y Curva de Inversión.....	115
Figura 34. Diagrama T-P y Curva de Inversión – Zoom.	116
Figura 35. Temperatura Cricodontérmica Gas Tratado.	118
Figura 36. Desarrollo de Fases Gas Tratado.	119
Figura 37. Contenido de Agua de Gases Hidrocarburos.....	121
Figura 38. Punto de Rocío del Agua.....	123
Figura 39. Eficiencia de Remoción – dos (2) etapas teóricas.	125
Figura 40. Contenido de Agua Final – dos (2) etapas teóricas.	125
Figura 41. Eficiencia de Remoción – cuatro (4) etapas teóricas.....	126
Figura 42. Contenido de Agua Final – cuatro (4) etapas teóricas.....	126
Figura 43. Eficiencia de Remoción – seis (6) etapas teóricas.....	127
Figura 44. Contenido de Agua Final – seis (6) etapas teóricas.....	127
Figura 45. Eficiencia de Remoción – ocho (8) etapas teóricas.....	128
Figura 46. Contenido de Agua Final – ocho (8) etapas teóricas.....	128
Figura 47. Contenido de Agua vs. Etapas Teóricas – 2 gal TEG/lb Agua.	130
Figura 48. Esquema de Simulación – Deshidratación.	132

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A – CURVA DE INVERSIÓN Y EFECTO JOULE-THOMSON	111
ANEXO B – ANÁLISIS DE LA REFRIGERACIÓN MECÁNICA	117
ANEXO C – ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DESHIDRATACIÓN DE GAS.....	120
ANEXO D – HOJAS DE DATOS EQUIPOS PLANTA DESHIDRATACIÓN.....	133
ANEXO E – P&ID PLANTA DESHIDRATACIÓN	134

GLOSARIO

AGUA DE SATURACIÓN: agua contenida en la fase vapor que acompaña al gas natural proveniente de un yacimiento.

AGUA LIBRE: agua en estado líquido, proveniente de un yacimiento de gas natural, que es arrastrada por la corriente de gas natural que fluye a la superficie a través de un pozo de producción.

COALESCENCIA (DE GOTAS DE LÍQUIDO): es el proceso mediante el cual dos o más gotas que entran en contacto, se unen para formar una única gota de mayor tamaño.

COMISIÓN DE REGULACIÓN DE ENERGÍA Y GAS O CREG: organismo adscrito al Ministerio de Minas y Energía, encargado de regular las actividades de los servicios públicos (energía eléctrica, gas natural y gas licuado de petróleo).

DESHIDRATACIÓN (DE GAS NATURAL): operación o conjunto de operaciones mediante la cual se remueve agua contenida en una corriente de gas natural.

DIAGRAMA DE BLOQUES (BFD O *BLOCKFLOW DIAGRAM*): diagrama que presenta las operaciones mayores de una facilidad. Las operaciones principales se muestran como bloques interconectados por líneas que indican el sentido de flujo de corrientes.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (PFD O *PROCESS FLOW DIAGRAM*): diagrama que indica el sentido de flujo general de materia entre los equipos de proceso de una facilidad.

DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (P&ID O PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM): diagrama que muestra la interconexión de los equipos de proceso y la instrumentación usada para el control del proceso.

GAS LICUADO DEL PETRÓLEO O GLP: (LPG por sus siglas en inglés) mezcla de hidrocarburos compuesta principalmente por propano y butano, utilizada principalmente como combustible doméstico.

GAS NATURAL: mezcla de hidrocarburos compuesta principalmente por metano y etano, y en menor proporción por propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados.

GAS NATURAL LICUADO O GNL: (LNG por sus siglas en inglés) gas natural que ha sido sometido a procesos de licuefacción (a temperaturas extremadamente bajas) para facilitar su almacenamiento y/o transporte.

GAS NATURAL SECO: denominación que recibe el gas natural cuando la mezcla de hidrocarburos se mantiene en fase gaseosa tanto a condiciones del yacimiento como a condiciones de superficie. Usualmente contiene más del 95% de metano.

LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL O LGN: (GNL por sus siglas en inglés) conjunto de componentes del gas natural que, a las condiciones de superficie en las facilidades de producción, se encuentran en estado líquido; incluye propano, butanos, pentanos, hexanos y heptanos.

MEDICIÓN (DE GAS NATURAL): operación para la determinación de la cantidad de gas natural que fluye entre dos puntos para efectos de determinar la producción de un pozo (o de un campo), la distribución de consumos/ usos en una facilidad de producción, la cantidad comercializada (transferencia de custodia), entre otros. Puede ser volumétrica o másica principalmente.

PODER CALORÍFICO INFERIOR: valor que representa la cantidad total de calor desprendido en la combustión completa de una unidad de volumen de combustible considerando que el agua originada en la combustión está en fase vapor.

PODER CALORÍFICO SUPERIOR: valor que representa la cantidad total de calor desprendido en la combustión completa de una unidad de volumen de combustible considerando que el agua originada en la combustión está en fase líquida.

PRESIÓN CRICONDENBÁRICA: máxima presión en la cual coexisten en equilibrio las fases líquido y vapor de una mezcla multicomponente.

PROCESAMIENTO (DE GAS NATURAL): operación o conjunto de operaciones que tienen por objetivo la obtención de productos de mayor valor agregado a partir del gas natural.

PUNTO DE ROCÍO HIDROCARBURO O HCDP: temperatura a la cual una mezcla de hidrocarburos en fase vapor comienza a condensarse al ser enfriado a presión constante, teniendo lugar la aparición de la primera gota de hidrocarburo líquido.

PUNTO DE ROCÍO DE AGUA: temperatura a la cual en una mezcla de hidrocarburos en fase vapor comienza a condensarse al ser enfriado a presión constante, teniendo lugar la aparición de la primera gota de agua.

REGISTRO ÚNICO DE TRANSPORTE O RUT: establece las normas y condiciones operativas que debe cumplir toda la infraestructura del Sistema Nacional de Transporte de gas natural, así como las especificaciones de calidad que debe cumplir el gas para ser inyectado al sistema.

SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO O DCS: Sistema de control, el cual consiste de múltiples sub-sistemas que se encuentran físicamente separados y ubicados remotamente unos de otros. Cada componente o sub-sistema está controlado por uno o más controladores, y todo el sistema de los controladores está conectado mediante redes de comunicación y de monitoreo.

SISTEMA NACIONAL DE TRANSPORTE: Conjunto de gasoductos localizados en el territorio nacional, excluyendo conexiones y gasoductos dedicados, que vinculan los centros de producción de gas del país con las Puertas de Ciudad, Sistemas de Distribución, Usuarios No Regulados, Interconexiones Internacionales y Sistemas de Almacenamiento.

TEMPERATURA CRICONDENTÉRMICA: máxima temperatura en la cual coexisten en equilibrio las fases líquido y vapor de una mezcla multicomponente.

TRANSFERENCIA DE CUSTODIA: cambio de la propiedad sobre un determinado fluido (p.ej. crudo, gas natural, producto refinado, etc.), mientras este es traspasado (o transferido) desde el contenedor del primer propietario al contenedor del nuevo propietario, y que generalmente involucra una transacción comercial entre las partes. El nuevo propietario asume la custodia del fluido transferido. La determinación de la cantidad de fluido objeto de la transacción se hace mediante medidores de flujo.

TRATAMIENTO (DE GAS NATURAL) : operación o conjunto de operaciones que tienen por objetivo la remoción de impurezas de una corriente de gas natural para que cumpla con especificaciones de uso y/o venta.

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA O UPME: organismo adscrito al Ministerio de Minas y Energía, encargado de planear el desarrollo y

aprovechamiento de los recursos energéticos y mineros, producir y divulgar la información minero energética requerida.

YACIMIENTO: formaciones que presentan una concentración de minerales geológicos en concentraciones inusualmente elevadas en comparación con el resto de la corteza terrestre, y que permiten su potencial explotación comercial.

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO CONCEPTUAL DE FACILIDADES DE SUPERFICIE REQUERIDAS PARA AJUSTAR A CONDICIONES RUT LA PRODUCCIÓN PROVENIENTE DE UN YACIMIENTO DE GAS NATURAL SECO*

AUTOR: CARLOS ANDRÉS MANJARRÉS VALLE†

PALABRAS CLAVES: Gas Natural; Deshidratación de Gas; Control de Punto de Rocío Hidrocarburo; RUT.

DESCRIPCIÓN

Este trabajo presenta el diseño conceptual de las facilidades de superficie requeridas para la reactivación de un campo de producción de gas natural seco considerando el estado de las facilidades existentes, las características del gas, los pronósticos de producción y las especificaciones de calidad del gas para su comercialización.

El informe provee una base teórica de las diferentes tecnologías disponibles para cada etapa de tratamiento (separación primaria, deshidratación y control de punto de rocío hidrocarburo) y la selección tecnológica de las unidades de tratamiento basado en un análisis comparativo de ventajas y desventajas. Así mismo se determinó la curva de inversión del gas del campo y se presenta un análisis de sensibilidad de la operación de refrigeración mecánica para determinar su aplicabilidad en las facilidades de producción.

A partir del tratamiento requerido, las tecnologías seleccionadas y del perfil de producción entregado por el Departamento de Yacimientos, se desarrolló la ingeniería conceptual de las facilidades de superficie, que incluye las simulaciones de proceso de soporte, los planos conceptuales (diagramas de bloques BFD y diagramas de flujo de proceso PFD), el dimensionamiento de las líneas de recolección y entrega, así como una descripción de los sistemas de servicios auxiliares que conforman las facilidades de producción.

Adicionalmente se desarrolló el diseño básico de los equipos principales de la unidad de deshidratación por absorción con TEG, la hoja de datos conceptual y los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) conceptuales de la planta de deshidratación.

* Monografía.

† Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Especialización en Ingeniería del Gas. Director: Hermes Peña Velásquez.

ABSTRACT

TÍTULO: CONCEPTUAL DESIGN OF THE SURFACE FACILITIES REQUIRED TO ADJUSTING TO RUT CONDITIONS THE PRODUCTION FROM A DRY NATURAL GAS RESERVOIR[†].

AUTHOR: CARLOS ANDRÉS MANJARRÉS VALLE[†]

KEY WORDS: Natural Gas; Gas Dehydration; Hydrocarbon Dew Point Control; RUT.

DESCRIPTION

This work presents the conceptual design of the surface facilities required for the reactivation of dry natural gas production field considering the state of the existing facilities, gas characteristics, production forecast and quality specifications for gas commercialization.

This report provides a theoretical base about the different technologies available for each treatment stage (primary separation, gas dehydration and hydrocarbon dew point control), the technology selection for each treatment units based on a comparative analysis of advantages and disadvantages. Likewise it was determined the inversion curve of the field gas and it is presented a sensitivity analysis of the mechanical refrigeration operation to determine its applicability in the production facilities.

Based on the required treatment, the selected technologies and the production forecast developed by the Reservoir Department, it was developed the conceptual engineering of the surface facilities, including the supporting process simulations, conceptual drawings (block flow diagrams BFD and process flow diagrams PFD), gathering and sales gas flow lines sizing, and a description of the utilities systems comprising the production facilities.

Additionally it was developed the basic design of the main equipment of the TEG dehydration unit, the conceptual data sheet and the conceptual piping and instrumentation diagrams (P&ID) of the TEG dehydration plant.

^{*} Project of degree.

[†] Faculty-School PHYSICOCHEMICAL ENGINEER- Petroleum Engineering School - Director Hermes Peña Velasquez

INTRODUCCIÓN

Es indudable la importancia del gas natural en el entorno económico nacional. No solo por ser un combustible económico y ambientalmente limpio, sino por constituirse en agente de progreso en las regiones donde tiene lugar su producción.

A principios de la década del 90 la política energética nacional centró sus esfuerzos en la masificación del gas natural en el interior del país. Lo que dio lugar a toda una nueva regulación y marco normativo a lo largo de la década que sentó las bases para la masificación del consumo de gas natural y garantizar la oferta del combustible mediante actividades de exploración y explotación de nuevos yacimientos, construcción de una red troncal de gasoductos, ampliación del sistema de transporte y la conformación de mercados en los sectores industrial, residencial y termoeléctrico [17]. Su participación en el consumo final ha aumentando de 5.7% en 1990 a 16.4% en 2009, ganando importancia en el escenario energético colombiano [19].

De acuerdo con las proyecciones realizadas por la UPME, se espera que para mediados de 2017 la demanda ascienda a 1100 MMSCFD, en 2020 será del orden de 1200 MMSCFD, y en 2030 superará el umbral de los 1500 MMSCFD, siendo los sectores de mayor crecimiento el industrial, termoeléctrico y vehicular.

La reactivación del campo objeto de estudio permitirá a la compañía aproximarse a las metas corporativas al tiempo que atiende la creciente demanda nacional.

En este proyecto se diseñarán las facilidades requeridas para ajustar el gas a las especificaciones de calidad establecidas en el RUT para su comercialización, de

acuerdo con el escenario de producción desarrollado por el Departamento de Yacimientos de la Compañía Operadora.

1. GENERALIDADES DEL CAMPO

1.1 Historia de Producción

El Campo fue descubierto mediante la perforación del pozo X-1 en el año 1975. La producción inicial estimada fue de 20 MMSCFD proveniente de tres (3) pozos, para lo cual se perforaron los pozos X-2 y X-3. En la Tabla 1 a continuación se presenta la información correspondiente a los tres pozos.

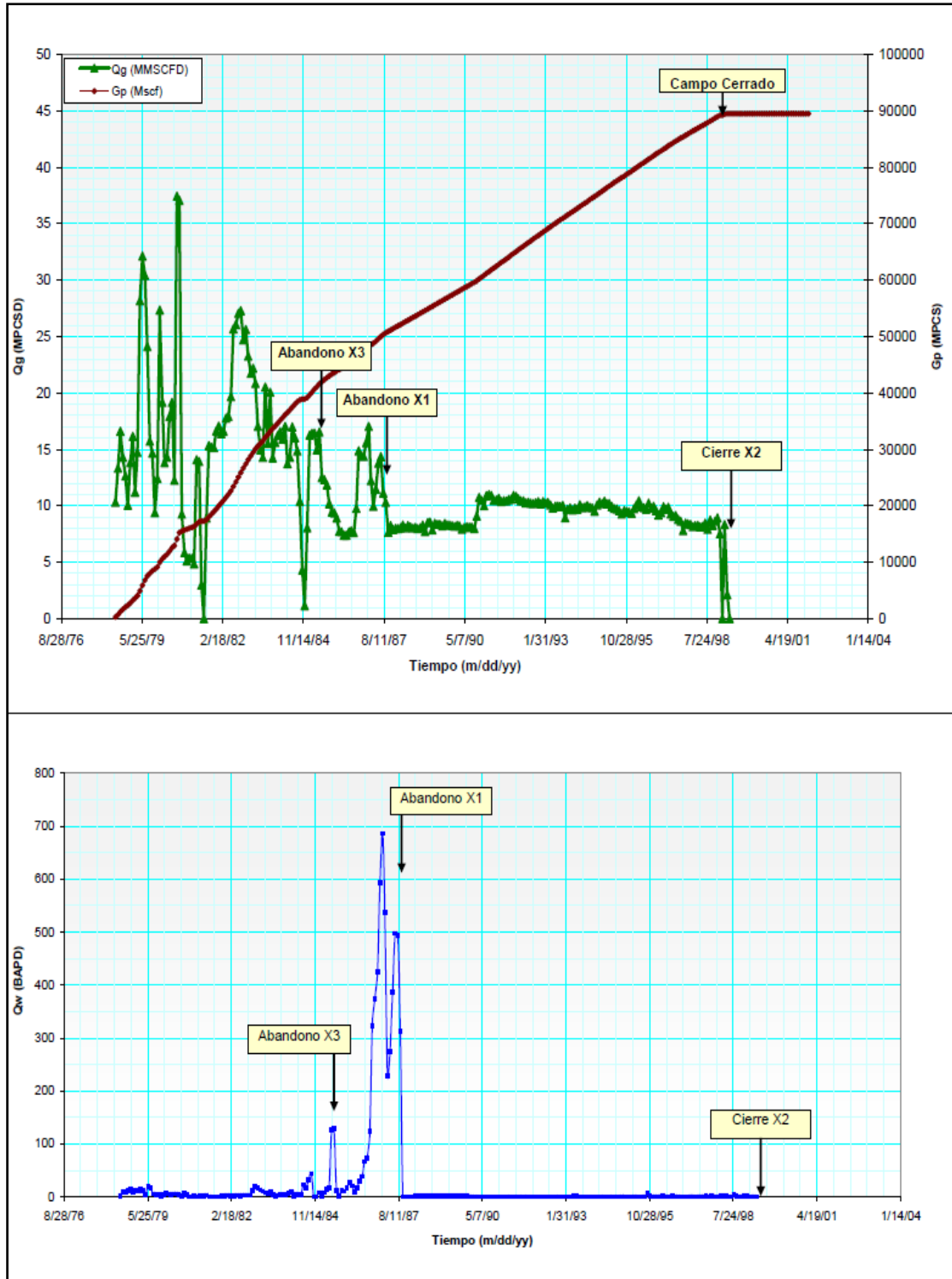
Tabla 1. Información de los Pozos.

Pozo	Año de Completamiento	TVD (pies)	Producción Acumulada de Gas (MSCF)	Estado
X-1	1975	6317	19080	Abandonado (Sep./1987)
X-2	1978	6350	61100	Cerrado (Mar./1999)
X-3	1978	6422	9314	Abandonado (Jul./1985)

Fuente: Compañía Operadora.

La producción acumulada a la fecha es de 89,500 MMSCF. En la Figura 1 se presenta el perfil histórico de producción de gas y agua del campo objeto de estudio. Los pozos X-1 y X-3 fueron abandonados por presentar alto corte de agua, de manera que durante el período comprendido entre septiembre de 1987 y marzo de 1999 únicamente produjo el pozo X-2 a una tasa promedio de 10 MMSCFD. Finalmente el pozo X-2 fue cerrado temporalmente y taponado en fondo con calcita, debido a que no contaba con las facilidades de deshidratación que permitieran acondicionarlo a la norma de calidad de gas vigente y a la baja demanda de la época.

Figura 1. Perfil Histórico de Producción.



Fuente: Compañía Operadora.

1.2 Parámetros del Yacimiento

En la Tabla 2 a continuación se presenta un resumen de los parámetros del yacimiento.

Tabla 2. Parámetros del Yacimiento.

Formación / Geología	Mioceno / Calizas
Litología / Tipo de Deposición	Calizas / Marino
Mecanismo	Expansión de Gas / Agua
Profundidad	6200 ft
Net Cross	90%
Contacto Gas – Agua	6250 ft
Área de Producción	1425 Acres
Porosidad Promedio	23%
Temperatura	165 °F
Presión Inicial	2830 psia
Presión @ 1999	1833 psia
Espesor Neto Productor	90 ft
Buzamiento	1° - 7°
Saturación Inicial	20%
Permeabilidad Promedio	50 md
Bgi (RMCF/MCF)	0.0056
OGIP – BCF	1.32

Fuente: Compañía Operadora.

1.3 Propiedades de los Fluidos

El gas del yacimiento es seco en hidrocarburos y su composición es 98% metano, baja contenido de nitrógeno (0.89%) y dióxido de carbono (0.26%), y no presenta sulfuro de hidrógeno. En la Tabla 3 a continuación se presenta la cromatografía del gas suministrada por la compañía operadora.

Tabla 3. Composición del Gas.

Componente	Fracción Molar
Metano	0.98441
Etano	0.00206
Propano	0.00042
i-Butano	0.00045
n-Butano	0.00011
i-Pentano	0.00019
n-Pentano	0.00004
Hexano	0.00008
Heptano	0.00015
Octano	0.00031
Nonano	0.00033
Decano	0.00015
Undecano	0.00012
Dodecano	0.00011
Tridecano	0.00006
Benceno	0.00001
Tolueno	0.00001
Nitrógeno	0.00839
Dióxido de Carbono	0.00260
Sulfuro de Hidrógeno	0.00000

Fuente: Compañía Operadora.

El agua de formación presenta una salinidad de 38500 ppm, un factor volumétrico de 1.0196 BY/BF y una compresibilidad de $2.7e-06 \text{ psi}^{-1}$, de acuerdo con la información suministrada por la compañía operadora.

La reactivación del campo objeto de estudio contempla el reacondicionamiento (*workover*) del pozo X-2 y la perforación de dos (2) nuevos pozos X-4 y X-5, con una producción total estimada de 60 MMSCFD.

1.4 Facilidades Existentes

El campo objeto de estudio cuenta con las siguientes facilidades:

- ✓ Línea de recolección del pozo X-2.
- ✓ Separador de producción.
- ✓ Unidad de acondicionamiento de gas de instrumentos.
- ✓ Medidor general.
- ✓ Línea de entrega.

Una inspección desarrollada por la compañía operadora acerca del estado actual de las facilidades existentes arrojó que se requieren algunos trabajos de mantenimiento de líneas. En relación con las líneas de flujo, estas requieren ser desenterradas, limpieza o retiro del recubrimiento deteriorado, evaluación de espesores y el remplazo de pequeños tramos altamente deteriorados por la corrosión, preparación de superficie y aplicación de nuevo recubrimiento y protección catódica. En relación con los equipos de la estación, la compañía operadora efectuó una evaluación de integridad del separador de producción que incluyó evaluación de espesores e inspección interna y externa, arrojando como resultado que el equipo se encuentra en buen estado.

Para efectos de esta monografía se considera que únicamente se empleará el separador de producción. Todos los otros equipos requeridos serán nuevos. No se hará uso de la línea de recolección existente del pozo X-2. Todas las líneas de recolección y entrega serán nuevas.

2. BASES DE DISEÑO

Para efectos de desarrollar la ingeniería conceptual es necesario definir las bases de diseño.

2.1 Bases de Diseño

A continuación se presenta una serie de información que servirá de guía para el diseño conceptual.

2.1.1 Condiciones del Sitio

Las condiciones del sitio se presentan en la Tabla 4 a continuación.

Tabla 4. Condiciones del Sitio.

Altura Sobre el Nivel del Mar (ft)	
5	
Temperatura (°F)	
Máxima	97.0
Mínima	80.6
Humedad Relativa (%)	
Máxima	100
Promedio	73
Mínima	64

Fuente: Compañía Operadora.

2.1.2 Pronósticos de Producción

El pronóstico de producción del campo, desarrollado por el Departamento de Yacimientos de la compañía operadora considera tres (3) pozos productores, un

período de operación de siete (7) años, flujo natural y producción de agua libre. Los datos se presentan en la Tabla 5 a continuación.

Tabla 5. Perfil de Producción del Campo.

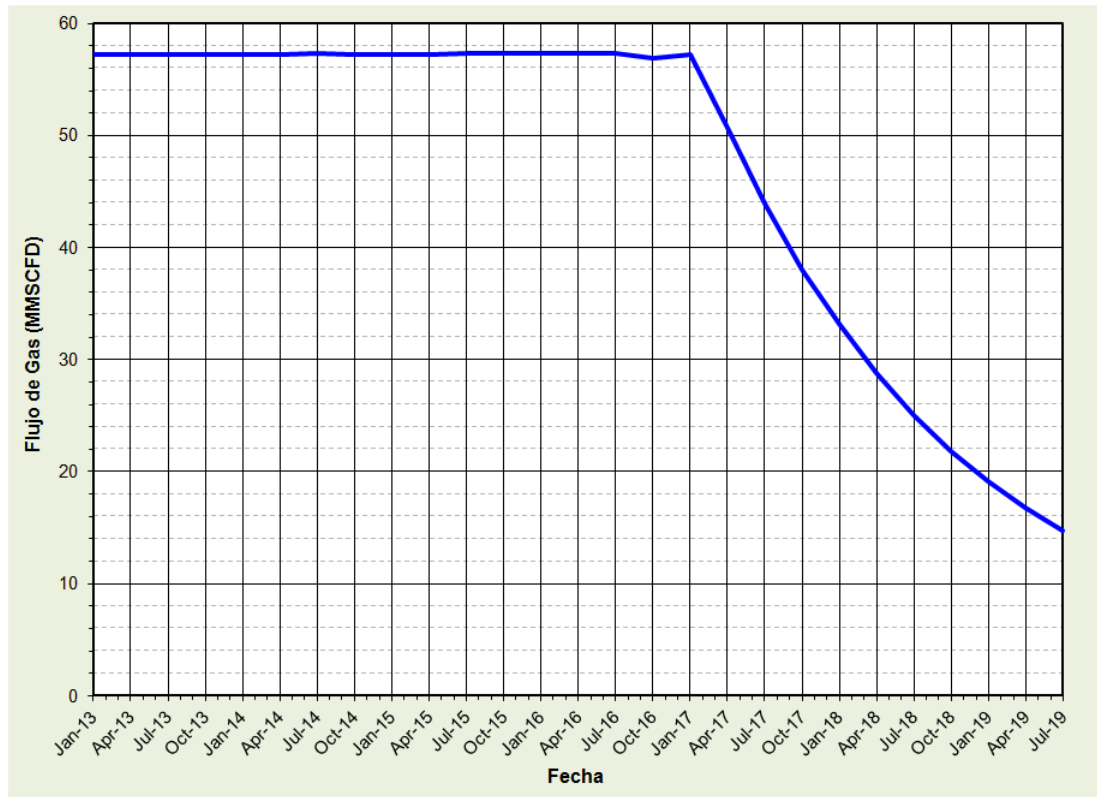
FECHA	Presión del Yacimiento	Presión de Superficie*	X-2		X-4		X-5		Total
	psig	psig	MMSCFD	BWPD	MMSCFD	BWPD	MMSCFD	BWPD	MMSCFD
01-Jan-13	1,788.7	1,235.0	5.13	2.32	27.61	56.13	24.52	98.88	57.25
01-Apr-13	1,769.9	1,235.0	5.25	2.56	26.98	61.07	24.96	98.99	57.19
01-Jul-13	1,751.4	1,235.0	5.35	2.80	26.67	64.14	25.25	97.98	57.27
01-Oct-13	1,732.2	1,235.0	5.41	3.04	26.46	68.85	25.40	99.11	57.27
01-Jan-14	1,712.8	1,235.0	5.45	3.27	26.34	72.37	25.47	99.50	57.26
01-Apr-14	1,693.9	1,235.0	5.48	3.52	26.26	75.96	25.49	100.33	57.23
01-Jul-14	1,674.4	1,235.0	5.51	4.40	26.24	80.61	25.53	102.39	57.28
01-Oct-14	1,655.3	1,235.0	5.55	5.03	26.20	84.17	25.52	104.36	57.26
01-Jan-15	1,635.6	1,235.0	5.57	5.38	26.17	87.42	25.53	106.64	57.27
01-Apr-15	1,615.8	1,235.0	5.58	6.09	26.18	91.50	25.51	110.07	57.27
01-Jul-15	1,597.9	1,218.3	5.61	6.69	26.17	94.76	25.51	112.76	57.28
01-Oct-15	1,578.0	1,197.8	5.62	7.30	26.18	98.03	25.48	115.63	57.28
01-Jan-16	1,558.9	1,177.2	5.64	7.75	26.16	102.42	25.49	119.77	57.28
01-Apr-16	1,538.9	1,157.6	5.65	8.24	26.16	103.37	25.49	120.51	57.30
01-Jul-16	1,519.6	1,135.8	5.67	8.83	26.15	110.65	25.47	127.93	57.29
01-Oct-16	1,499.6	1,115.4	5.64	9.60	25.99	115.09	25.30	132.88	56.93
01-Jan-17	1,479.9	1,093.1	5.69	10.21	26.11	120.31	25.44	138.52	57.25
01-Apr-17	1,460.5	1,086.3	5.10	10.96	23.14	125.83	22.39	144.66	50.63
01-Jul-17	1,440.5	1,077.9	4.47	11.71	20.06	131.29	19.33	151.12	43.86
01-Oct-17	1,421.1	1,067.4	3.92	12.32	17.43	137.80	16.66	158.12	38.01
01-Jan-18	1,401.0	1,053.9	3.46	12.97	15.24	144.03	14.48	164.22	33.18
01-Apr-18	1,380.9	1,038.6	3.05	13.65	13.26	151.63	12.51	171.25	28.82
01-Jul-18	1,362.7	1,024.4	2.67	14.50	11.56	158.10	10.86	177.20	25.08
01-Oct-18	1,342.6	1,006.9	2.34	15.16	10.09	165.69	9.44	185.03	21.87
01-Jan-19	1,323.1	988.9	2.06	15.00	8.87	173.36	8.22	193.40	19.15
01-Apr-19	1,302.9	969.9	1.82	16.69	7.76	181.13	7.17	202.05	16.75
01-Jul-19	1,283.3	950.3	1.68	17.56	6.81	190.21	6.26	212.17	14.74

Fuente: Compañía Operadora.

* Presión aguas abajo de válvula choque.

La Figura 2 a continuación presenta el perfil de producción de gas del Campo.

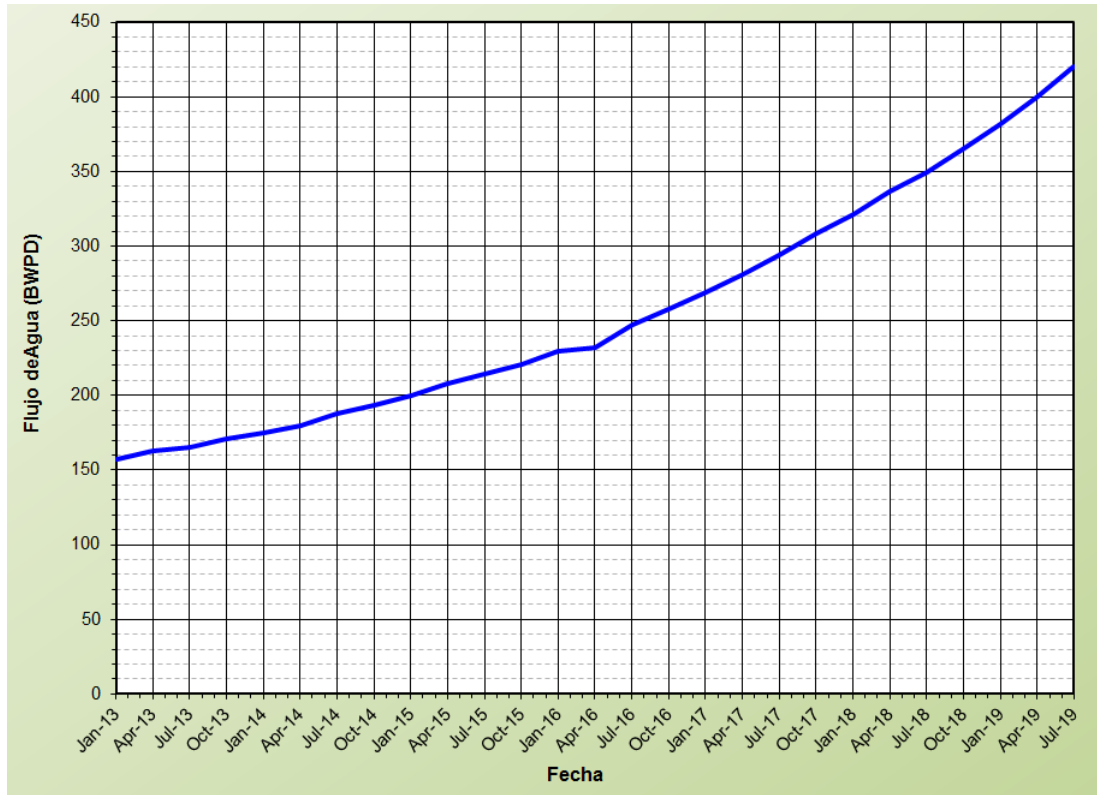
Figura 2. Producción Total de Gas.



Fuente: Compañía Operadora.

La Figura 3 presenta el perfil de producción de agua libre del Campo.

Figura 3. Producción Total de Agua Libre.



Fuente: Compañía Operadora.

Las distancias entre los pozos de producción y la estación de recolección y tratamiento, así como la distancia de la estación al punto de entrega se muestran en la Tabla 6 a continuación.

Tabla 6. Distancia desde y hacia la Estación.

Pozo/Punto	X-2	X-4	X-5	Entrega
Distancia a la Estación (m)	800	150	180	900

Fuente: Compañía Operadora.

2.1.3 Condiciones de Entrega al Transportador

El gas debe cumplir con las especificaciones RUT para poder ser comercializado [18]. Las condiciones de entrega al transportador se resumen en la Tabla 7.

Tabla 7. Condiciones de Entrega al Transportador.

Parámetro	Valor
Presión Mínima (psig)	900
Presión Máxima (psig)	1,200
Poder Calorífico Superior (Btu/scf)	950 ~ 1,150
Temperatura Máxima (°F)	120
Contenido de Agua (lb/MMSCF)	6.0
Temperatura Cricondentérmica (°F)	45.0

Fuente: Registro Único de Transporte (RUT).

2.1.4 Software de Apoyo para la Simulación de Procesos

Para el desarrollo de la ingeniería conceptual se usará el software de simulación de procesos Aspen HYSYS® v7.3, el cual es el empleado por la compañía operadora. De acuerdo con su experiencia, la compañía operadora ha establecido que el modelo de ecuación de estado Peng-Robinson es la que mejor representa el comportamiento del gas natural de sus campos de producción.

2.1.5 Criterios de Dimensionamiento de Líneas

El dimensionamiento de líneas obedece a la aplicación de los criterios:

- ✓ Gradiente de fricción (psi/100 ft).
- ✓ Velocidad erosional.
- ✓ Velocidad de sedimentación (sólidos y gotas de líquido).

La Tabla 8 resume los criterios de dimensionamiento de líneas.

Tabla 8. Criterios para Dimensionamiento de Líneas.

Líneas	Velocidad (ft/s)	ΔP (psi/100 ft)	Valor de C
Recolección	$\leq 0.8 V_e$	$0.10 \leq \Delta P \leq 1.50$	100
Entrega	$\leq 0.8 V_e$	$0.01 \leq \Delta P \leq 0.15$	150
Proceso (Gas)	$\leq 0.8 V_e$	$0.01 \leq \Delta P \leq 1.50$	150
Proceso (Líquido)	$3 \leq V \leq 15$	$0.20 \leq \Delta P \leq 3.00$	

Fuente: Compañía Operadora.

La velocidad erosional (V_e) viene dada por la siguiente ecuación:

$$V_e = \frac{C}{\sqrt{\rho}} \quad (1)$$

Donde:

C = Factor

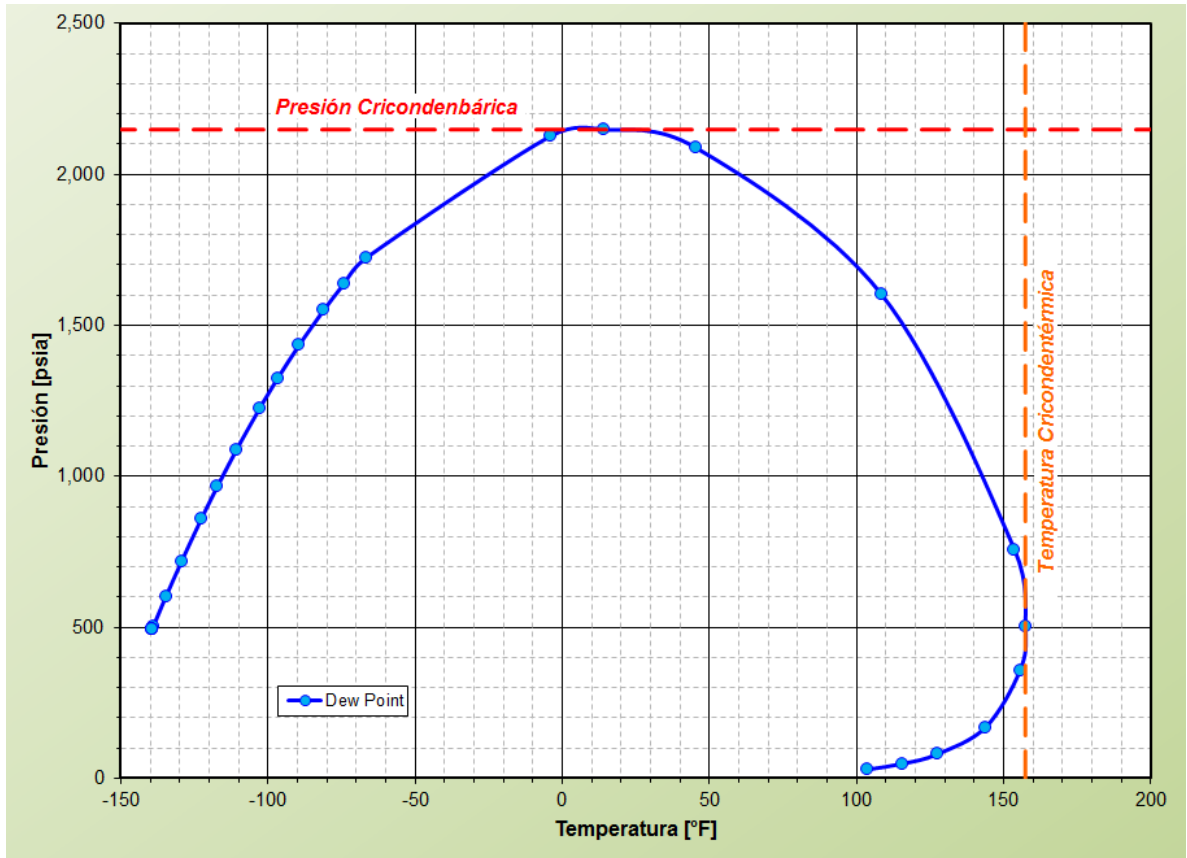
ρ = Densidad de la mezcla en lb/ft³.

2.2 Determinación de Tratamiento Requerido

Para efectos de estimar el tratamiento requerido por el gas es necesario efectuar una caracterización del mismo.

Empleando la cromatografía suministrada por la compañía operadora se desarrolló un diagrama de fases y se estimaron algunas propiedades del gas usando Aspen HYSYS® v7.3, las cuales se presentan en la Figura 4 y en la Tabla 9 a continuación.

Figura 4. Desarrollo de Fases del Gas.



Fuente: El autor.

Tabla 9. Propiedades del Gas.

Propiedad	Valor
Peso Molecular	16.44
Gravedad Específica	0.568
Poder Calorífico Superior (Btu/scf)	1,014.7
Poder Calorífico Inferior (Btu/scf)	914.0
Temperatura Cricondentérmica (°F)	157.3
Presión Cricondenbárica (psia)	2,148.3
Z (60°F y 14.696 psia)	0.99748

Fuente: El autor.

Con base en las características de los fluidos presentados en el capítulo anterior, y debido al bajo contenido de dióxido de carbono (0.26%) y a la ausencia de sulfuro de hidrógeno, no se requiere someter el gas natural a un proceso de endulzamiento, por lo tanto el tratamiento consistirá de:

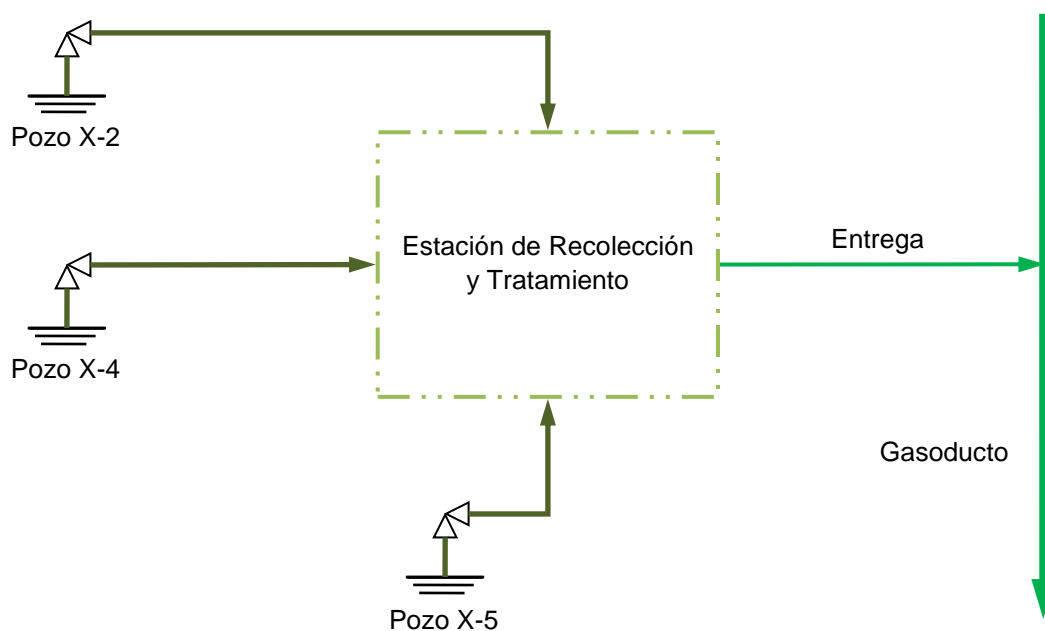
- ✓ Separación primaria
- ✓ Deshidratación; y
- ✓ Control de punto de rocío hidrocarburo.

3. SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO

En este capítulo se presentará la discusión y selección de alternativas tecnológicas para el tratamiento de la corriente de gas natural.

La Figura 5 a continuación presenta un esquema de las facilidades de producción del Campo.

Figura 5. Esquema de Producción del Campo.

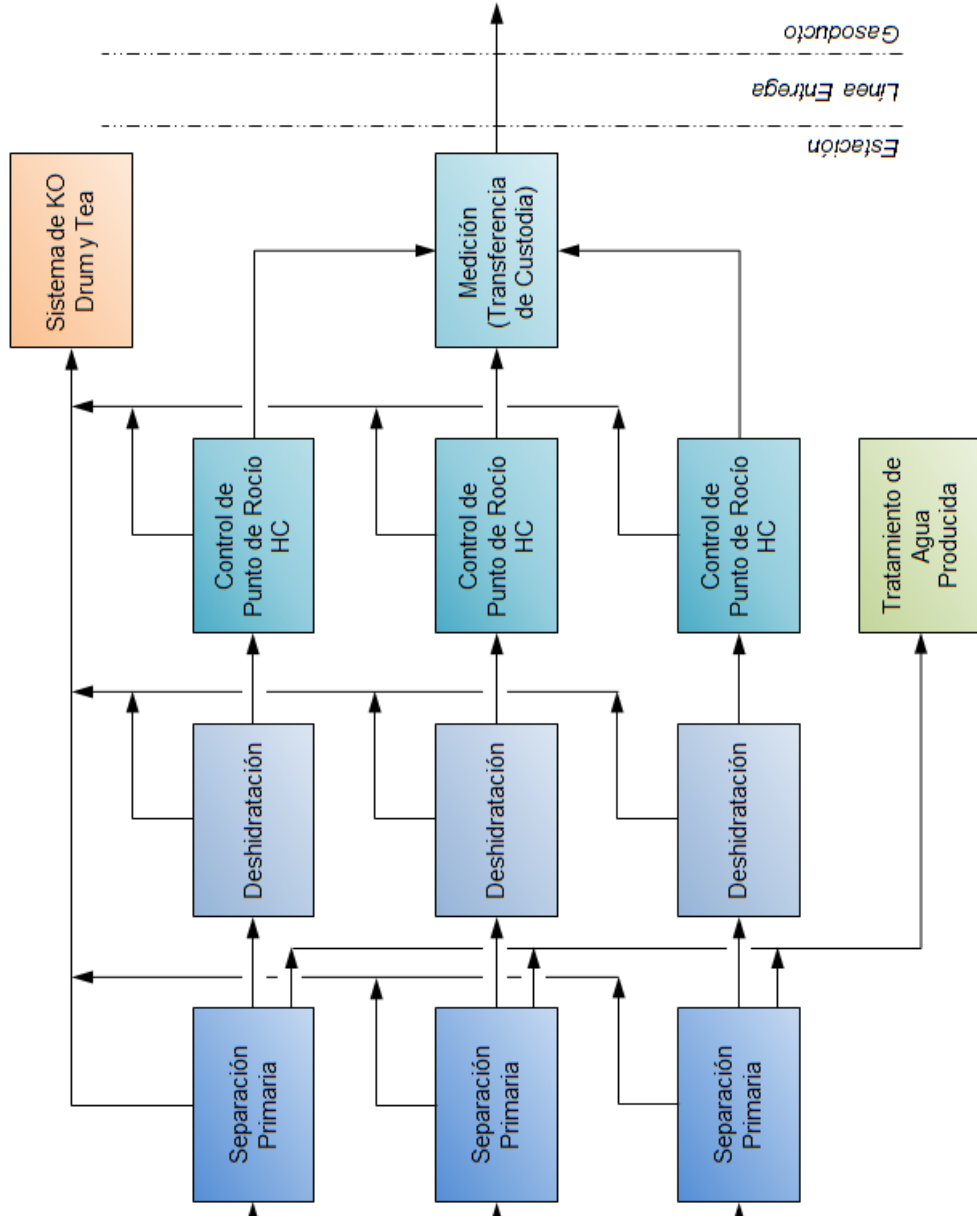


Fuente: El autor.

3.1 Diagrama de Bloques Preliminar

La Figura 6 a continuación se presenta un Diagrama de Bloques preliminar basada en las características de los fluidos y de las condiciones operativas del campo.

Figura 6. Diagrama de Bloques Preliminar.



Fuente: El autor.

3.2 Separación Primaria

Los fluidos de producción están generalmente compuestos por hidrocarburos líquidos, gas, agua (libre y de saturación) y algunos sólidos provenientes del yacimiento (arena, calcita, sal, etc.). A medida que la corriente de pozo fluye desde el yacimiento (desde altas presiones y temperaturas), pierde presión y se enfría por el intercambio de calor con el ambiente. Este cambio de condiciones afecta la distribución de fases de la corriente de producción. La velocidad de la fase gaseosa arrastra gotas de líquido. De igual forma la fase líquida lleva consigo gotas de gas. La separación física de estas fases tiene lugar en separadores, los cuales constituyen una de las operaciones básicas de producción de petróleo y gas. El diseño apropiado de estos recipientes es de vital importancia debido a que los separadores son normalmente el primer equipo de proceso en cualquier facilidad de producción, y un mal diseño puede convertirse en un “cuello de botella”, comprometer y reducir la capacidad de toda la facilidad [22].

Existen tres mecanismos principales de separación, que son:

- ✓ Separación gravitacional
- ✓ Separación por velocidad (fuerza centrífuga o impacto/cambio de momento)
- ✓ Coalescencia

Los principales equipos de separación que hacen uso de estos mecanismos son:

- ✓ Separador convencional
- ✓ Ciclones
- ✓ Filtros-separadores

Estos equipos serán descritos a continuación.

3.2.1 Separador Convencional

Los separadores convencionales (o simplemente separador) constituyen el diseño más sencillo de equipos de separación, y combina los tres mecanismos mencionados anteriormente, pero principalmente el de separación gravitacional y se basa en la acción de la fuerza gravitacional sobre las fases líquida y gaseosa, y su diferencia de densidades.

La configuración mecánica consiste de un bafle de entrada que sirve como dispositivo para cambio de momento aprovechando la velocidad de la corriente de entrada y logrando una separación inicial gruesa; posteriormente el fluido pasa a una sección de asentamiento donde se lleva a cabo la separación por gravedad; y finalmente un extractor de niebla o *demister* que sirve como elemento de coalescencia para una separación final.

En la sección de asentamiento las gotas de líquido contenidas en la fase gaseosa caen hasta la interfase gas-líquido, y al mismo tiempo las burbujas de gas contenidas en la fase líquida se desprenden de esta y ascienden hasta el seno de la fase gaseosa.

La velocidad de asentamiento de las gotas de líquido, es directamente proporcional a la diferencia de densidades de las fases, y al diámetro de gota que se desea separar.

La presión en el separador es regulada mediante una válvula de control en la corriente de gas que sale por la parte superior del separador. El nivel en el equipo es regulado mediante una válvula de control en la corriente de líquido.

Estos equipos pueden ser fabricados en orientación horizontal o vertical.

3.2.2 Separador Centrífugo (Ciclones)

Los separadores centrífugos, conocidos comúnmente como ciclones o separadores ciclónicos, emplean el mecanismo de fuerza centrífuga o radial para mejorar la separación de gotas de líquido. La fuerza centrífuga varía entre cinco (5) veces la gravedad de la tierra (5g) en unidades de mayor diámetro, hasta dos mil quinientas (2500) veces la gravedad de la tierra (2500g) en unidades de diámetro pequeño que operan a alta presión [22].

El patrón de flujo es tal que la corriente de entrada es dirigida hacia las paredes del recipiente, causando que las gotas de líquido golpeen contra estas y descendan hasta el fondo del equipo.

Su aplicación es recomendada para corrientes de gas limpio, debido a que son sensibles a los sólidos, aunque esto se puede mitigar mediante la selección apropiada de materiales de los internos.

3.2.3 Filtro-Separador

Está conformado por dos secciones, la primera está compuesta por cartuchos de elementos filtrantes que, retienen el material particulado (sólidos) y a la vez favorecen la coalescencia de cualquier niebla o rocío de líquido presente en la corriente, en gotas de mayor tamaño; la segunda sección corresponde a elementos de separación final como placas corrugadas (*vanes*) o extractor de niebla (*demister*) que se encargan de separar las gotas de mayor tamaño producto de la sección anterior.

Se emplea en altas relaciones gas/líquido, para remover pequeñas cantidades de líquidos y sólidos de la corriente de gas, cuando la separación convencional o centrífuga es inefectiva.

Son comúnmente empleados en aplicaciones que exigen diámetros de gota o partícula extremadamente pequeños, por ejemplo en la succión de compresores, en gas combustible o de instrumentos, etc. La orientación más común en la que se encuentran estos equipos es la horizontal, sin embargo también pueden conseguirse en orientación vertical. Su diseño es patentado y es función del tipo de elemento filtrante seleccionado, y permite remover gotas de hasta 1 μm [22].

En la Tabla 10 a continuación se presenta una comparación de los tres (3) tipos de separadores descritos anteriormente.

Tabla 10. Comparación de Tipos de Separadores.

	Ventajas	Desventajas
Separador Convencional	<p>Horizontales:</p> <ul style="list-style-type: none"> ✓ Más pequeños, y por lo tanto menos costosos para la misma capacidad de gas y líquido. ✓ Convenientes para altas relaciones gas/líquido. <p>Verticales:</p> <ul style="list-style-type: none"> ✓ Apropiado para bajas o moderadas relaciones gas/líquido. ✓ Apropiadados para el manejo de sólidos de producción (arena, calcita, etc.). ✓ Aunque generalmente son más grandes, requieren menor área de instalación (<i>footprint</i>). 	<p>Horizontales:</p> <ul style="list-style-type: none"> ✗ Aunque son más pequeños en términos de dimensiones, requieren mayor área de instalación (<i>footprint</i>). ✗ No recomendado cuando se esperan alta cantidad de sólidos de producción. <p>Verticales:</p> <ul style="list-style-type: none"> ✗ De mayor tamaño, por ende más costoso.
Separador Centrífugo	<ul style="list-style-type: none"> ✓ No posee partes móviles. ✓ Bajo mantenimiento. ✓ Compactos, en términos de peso y espacio. ✓ Insensible al movimiento. ✓ Bajo costo comparado con tecnologías de separación convencionales. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Desempeño sensible a las condiciones de trabajo, no se recomienda para rangos de operación amplios. ✗ Mayor caída de presión. ✗ Sensible a la presencia de sólidos (selección apropiada de materiales).
Filtro-Separador	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Recomendado para aplicaciones de alta relación gas/líquido. ✓ Recomendado para aplicaciones de gas limpio, con bajo contenido de sólidos. ✓ Desempeño no afectado por variaciones de caudal. ✓ Equipos de menor tamaño para las mismas capacidades de gas y líquido. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Sensible a la obstrucción, sino se efectúa cambio de elementos a tiempo, estos pueden colapsar por la caída de presión. ✗ En orientación horizontal, requieren mayor área para su instalación.

Fuente: El autor.

3.3 Deshidratación

La corriente de gas natural contiene agua asociada que se presenta en forma libre (como una fase separada) y en forma de vapor de agua (en solución con el gas). El agua libre puede ser removida mediante métodos de separación simples. El agua en forma de vapor puede ser removida por operaciones de deshidratación.

La deshidratación de gas natural es el proceso de remoción de vapor de agua de una corriente de gas para reducir la temperatura de condensación del agua en la corriente (punto de rocío de agua) [2]. En los contratos de ventas de gas natural se debe establecer el valor máximo de contenido de vapor de agua en el gas, bien sea mediante la aplicación de la regulación local, o por común acuerdo entre las partes involucradas. Como se indicó en la Tabla 7 para este proyecto se tomará 6 lb H₂O/MMSCF como el valor objetivo del sistema a diseñar.

La disminución del punto de rocío del agua hasta valores por debajo de las temperaturas a las cuales estará sometida la corriente de gas natural (durante su transporte) previene la formación de hidratos o el riesgo de corrosión en las líneas de transporte [3].

Los dos (2) métodos más comunes para la deshidratación del gas natural son absorción con glicol (desecantes líquidos) y adsorción con lechos sólidos (desecantes sólidos).

3.3.1 Absorción con Glicol

Esta operación está basada en el principio de absorción, es decir, en la transferencia selectiva de uno o más compuestos de una mezcla gaseosa hacia un solvente líquido. Se emplean glicoles (etilen, dietilen o trietilen glicol) dado a

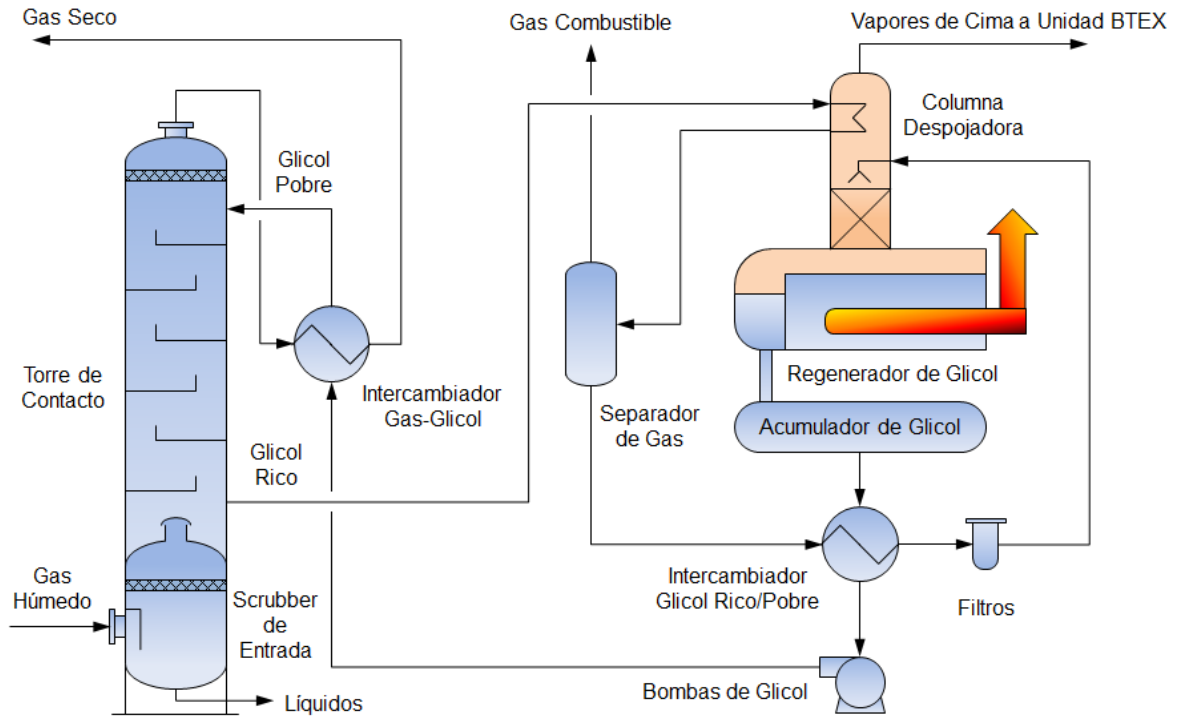
que presentan una fuerte afinidad por el agua debido a su característica higroscópica.

En la absorción la corriente de gas húmedo se pone en contacto en contracorriente con una solución de glicol y el vapor de agua es transferido desde el gas hasta el glicol con el que está en contacto. La corriente de glicol rica en agua es sometida a un proceso de regeneración por calor mediante una operación de destilación (serpentín de reflujo, columna de regeneración y rehervidor). Adicionalmente, en este proceso es necesaria la reposición periódica de glicol, el cual se pierde en diferentes etapas del proceso (p. ej. corriente de gas deshidratado, vapores de columna de regeneración, etc.).

Una planta de deshidratación con glicol está compuesta principalmente por dos (2) zonas: la primera es la zona de deshidratación, la cual se favorece por altas presiones y bajas temperaturas; y la segunda es la zona de regeneración de glicol, la cual se favorece por bajas presiones y altas temperaturas.

La Figura 7 a continuación presenta un esquema típico de deshidratación por absorción con glicol.

Figura 7. Absorción con Glicol.



Fuente: Adaptado de GPSA [4].

3.3.2 Adsorción con Lechos Sólidos

A diferencia de la deshidratación con glicol, en la cual se requiere de un segundo fluido (solución de glicol), en la operación de deshidratación por adsorción se requiere de una fase sólida. El agua contenida en el gas natural se adhiere (adsorbe) en la superficie del sólido separándose así de la corriente de gas natural sometida al tratamiento.

Los materiales adsorbentes más utilizados son sílica gel, alúmina, bauxita, carbón activado y zeolitas. La deshidratación por adsorción con lechos sólidos permite alcanzar contenidos de agua de hasta 0.05 lb/MMSCF [3].

La deshidratación por adsorción es una operación semi-continua que se desarrolla en tres etapas que son adsorción, regeneración y enfriamiento.

La primera etapa es la de adsorción, en la cual la corriente de gas húmedo fluye a través de un lecho empacado con material adsorbente, el agua se adsorbe en el lecho hasta que este se satura, es decir, hasta que no puede adsorber más agua.

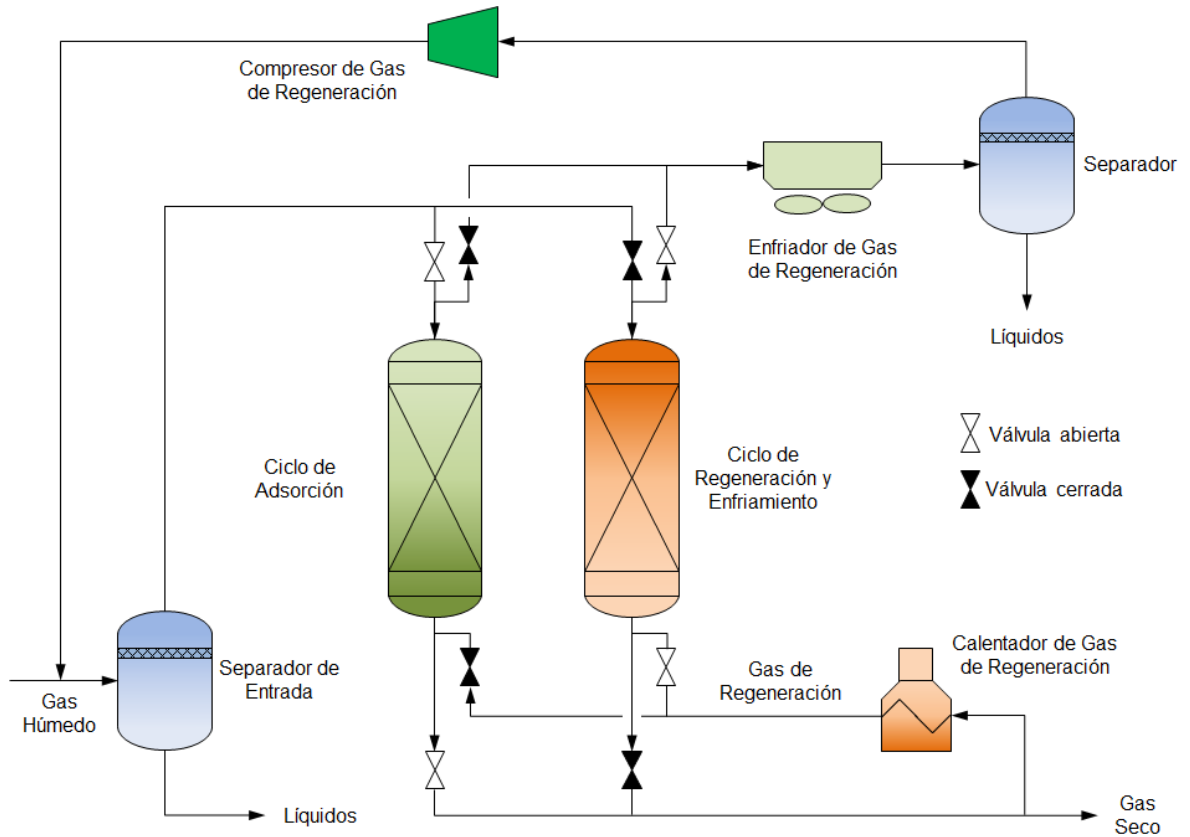
La segunda etapa es la de regeneración, en la cual se emplea una corriente de gas caliente para remover el agua adsorbida en el lecho y así restaurar la capacidad adsorbente del mismo.

La tercera y última etapa es la de enfriamiento, y consiste en permitir que el lecho caliente recién regenerado se enfríe hasta alcanzar una temperatura apropiada para obtener la mayor capacidad de adsorción de agua, volver al primer ciclo y así reiniciar el proceso.

Debido a la naturaleza cíclica de la operación, las plantas de deshidratación por adsorción constan de al menos dos (2) torres empacadas, en la cual una se encuentra en operación (etapa de adsorción) mientras que la otra se encuentra en regeneración y enfriamiento. Algunas configuraciones constan de tres (3) torres empacadas, una para cada etapa de la operación (adsorción, regeneración y enfriamiento) [3, 4].

La Figura 8 a continuación presenta un esquema típico de deshidratación por adsorción con lechos sólidos.

Figura 8. Adsorción con Lechos Sólidos (Deshidratación).



Fuente: Adaptado de GPSA [4].

Con base en las operaciones de deshidratación descritas anteriormente, en la Tabla 11 a continuación se presenta una comparación de las dos (2) tecnologías.

Tabla 11. Comparación de Operaciones de Deshidratación.

	Ventajas	Desventajas
Absorción con Glicol	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Operación más conocida y con la cual están familiarizados operadores de campos de producción. ✓ Costos moderados de inversión (CapEx). ✓ Bajos costos de operación y mantenimiento. ✓ Apropiado para requerimientos moderados de deshidratación (3 a 7 lb/MMSCF). ✓ Baja caída de presión en operación. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Reposición de TEG debido a pérdidas (arrastre con el gas) o a descomposición en el regenerador. ✗ El contenido de humedad del gas seco muy sensible a parámetros operativos (concentración de glicol, flujo de circulación, etc.). ✗ Co-absorción de BTEX. ✗ Operación a alta temperatura (regenerador de glicol).
Adsorción con Lechos Sólidos	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Apropiado para requerimientos moderados de deshidratación (≥ 0.5 lb/MMSCF). ✓ Posible operación automática y remota. ✓ Baja caída de presión en operación. ✓ Baja demanda de servicios utilitarios. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Altos costos de inversión (CapEx). ✗ Altos costos de operación y mantenimiento (OpEx). ✗ Desactivación del lecho. Requiere reemplazo cada 3 a 5 años.

Fuente: El autor.

3.4 Control de Punto de Rocío Hidrocarburo

El gas natural es una mezcla multicomponente. La fase líquida hidrocarburo contiene en mayor proporción los componentes más pesados, mientras que la fase gaseosa contiene en mayor proporción los componentes más livianos.

Mediante el control del punto de rocío hidrocarburo se asegura que no se presente condensación de hidrocarburos en los puntos fríos del sistema de transporte (por ejemplo en cruces de ríos o lagos, pasos por nevados, etc.), los cuales se acumulan en áreas bajas y pueden producir baches o *slugs* a través del sistema, comprometiendo la integridad de los gasoductos, estaciones de compresión, turbinas, estaciones de reducción de presión (p. ej. *citygates*), o inclusive alcanzando a los usuarios finales (domésticos o industriales) representando un riesgo de incendio o explosión.

Este proceso no solo asegura que no habrá presencia de hidrocarburos líquidos (condensación) en el sistema de transporte, sino que además, generalmente permiten recuperar líquidos del gas natural (NGL) los cuales constituyen productos de mayor valor agregado [14].

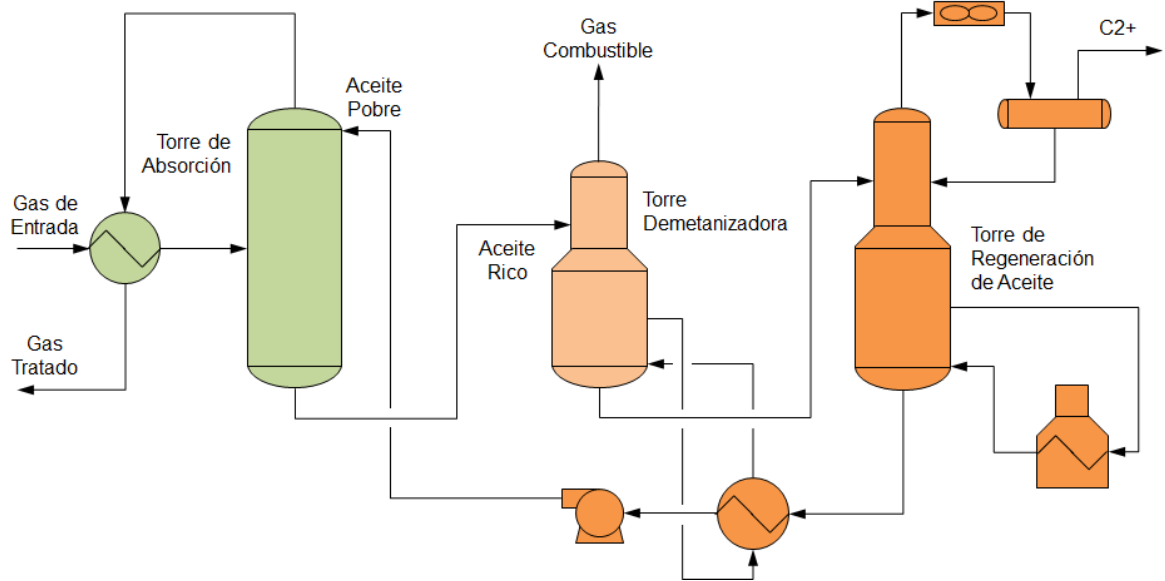
La remoción de las fracciones pesadas para efectos de reducir la temperatura cricondentérmica se puede realizar mediante diferentes procesos presentados a continuación.

3.4.1 Absorción con Aceite Pobre

El primer proceso es la absorción con aceite pobre, siendo tal vez el más antiguo y menos eficiente. Es muy similar a la deshidratación por absorción con glicol. El aceite pobre o absorbente, el cual se diseña para la aplicación específica, presenta gran afinidad por las fracciones pesadas del gas natural de la misma manera como el glicol presenta afinidad por el agua. La corriente de gas natural se pone en contacto en contracorriente con el aceite pobre en una columna de absorción que puede ser empacada o de platos. El aceite absorbe preferencialmente los componentes más pesados de la corriente de gas. La corriente de gas tratado sale por la parte superior de la torre, mientras que la corriente de aceite sale por el fondo del absorbedor. La corriente de aceite enriquecida con los componentes más pesados pasa a una serie de columnas donde es despojada de los hidrocarburos absorbidos y regenerada para que pueda ser luego recirculada a la columna de absorción. Este tipo de plantas son costosas, muy complejas en su operación y están siendo reemplazadas paulatinamente por plantas con tecnologías más recientes.

La Figura 9 a continuación presenta un esquema típico de absorción con aceite pobre.

Figura 9. Absorción con Aceite Pobre.



Fuente: Adaptado de GPSA [4].

3.4.2 Refrigeración Mecánica

Otro proceso y tal vez el más económico es el de refrigeración mecánica, el cual consiste en someter el gas a etapas de enfriamiento con un agente frío que circula en un circuito cerrado. El término refrigeración mecánica se refiere a la remoción de calor mediante trabajo mecánico, empleando un ciclo de refrigeración de compresión de vapor que usualmente emplea propano como refrigerante.

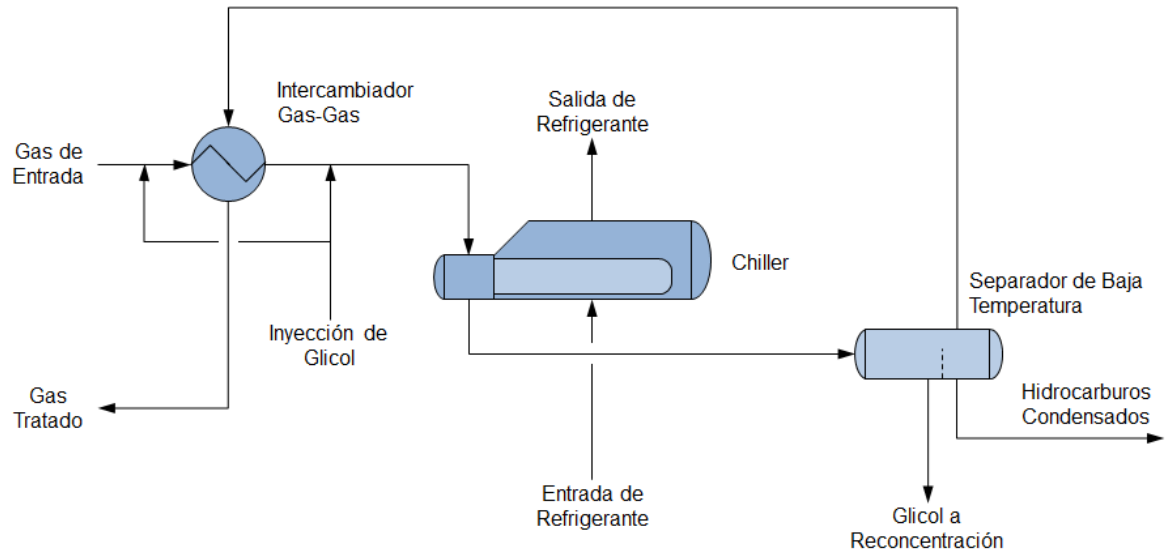
El ciclo de refrigeración mecánica inicia con un compresor donde el refrigerante a baja presión es comprimido para reducir su volumen. La compresión del refrigerante incrementa su temperatura al tiempo que fluye hacia el condensador. En el condensador la corriente de refrigerante caliente transfiere calor usualmente con aire y pasa a estado líquido. La corriente de refrigerante líquido y a alta presión fluye a través de una válvula Joule-Thomson donde pierde presión y al mismo tiempo se enfría generando una mezcla líquido-vapor. Esta corriente de refrigerante frío pasa a través de un *chiller* donde transfiere calor con la corriente

que se desea enfriar. El refrigerante absorbe el calor de la corriente de interés, pasando a estado vapor y al compresor, cerrando el circuito. La corriente de gas natural frío (mezcla de líquido y vapor) fluye hacia un separador de baja temperatura (LTS por sus siglas en inglés) donde se efectúa la separación de fases. Las bajas temperaturas que se alcanzan en este proceso permiten remover tanto fracciones pesadas de hidrocarburos como agua. La corriente de gas tratada cumple con las especificaciones de contenido de hidrocarburos pesados (temperatura cricondentérmica) y contenido de agua. Debido a la presencia de agua en la corriente de gas natural, es necesario inyectar químicos para inhibición de formación de hidratos debido a las bajas temperaturas alcanzadas. La sustancia preferida para la inhibición es el etilen-glicol.

La ventaja más importante del proceso de refrigeración mecánica es su baja caída de presión a través de los equipos que conforman el proceso. Sin embargo, este proceso presenta una restricción para aquellos casos en que la presión de operación está cercana o por encima de la presión cricondenbárica.

La Figura 10 a continuación presenta un esquema típico de refrigeración mecánica.

Figura 10. Refrigeración Mecánica.



Fuente: Adaptado de MOKHATAB [14].

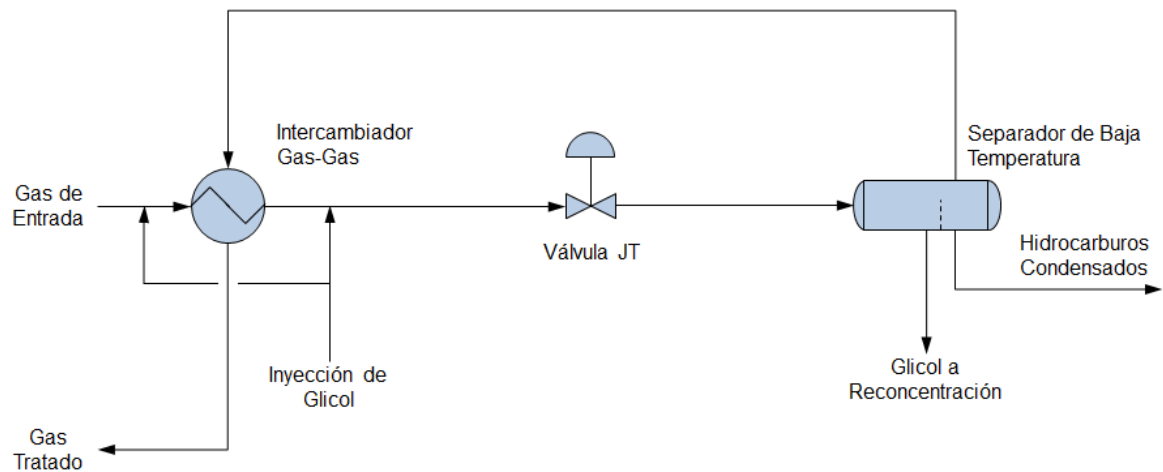
3.4.3 Auto-Refrigeración (Válvula JT)

Otro proceso que emplea las bajas temperaturas para la remoción de fracciones pesadas y agua del gas natural, pero sin la intervención de un agente externo, es la Auto-Refrigeración, comúnmente conocido como válvula JT, en el cual se emplea la expansión isoentálpica a través de una válvula (efecto Joule-Thomson). La reducción de temperatura depende de la caída de presión a través de la válvula. Debido a que el enfriamiento se desarrolla a expensas de caída de presión es necesario que la corriente de entrada cuente con suficiente presión disponible. De lo contrario la corriente de gas tratada deberá ser sometida a compresión para compensar la caída de presión en la válvula JT.

La expansión del gas siempre resultará en una disminución de temperatura únicamente si las condiciones iniciales de temperatura y presión se encuentran a la izquierda de la curva de inversión en un diagrama P-T. Para una breve descripción de la curva de inversión y el efecto Joule-Thomson ver Anexo A.

En este proceso también se hace necesario la inyección previa de inhibidores de formación de hidratos (etilen-glicol) debido a la presencia de agua y las bajas temperaturas alcanzadas. La Figura 11 a continuación presenta un esquema típico de auto-refrigeración.

Figura 11. Auto-Refrigeración (Joule-Thomson).



Fuente: Adaptado de MOKHATAB [14].

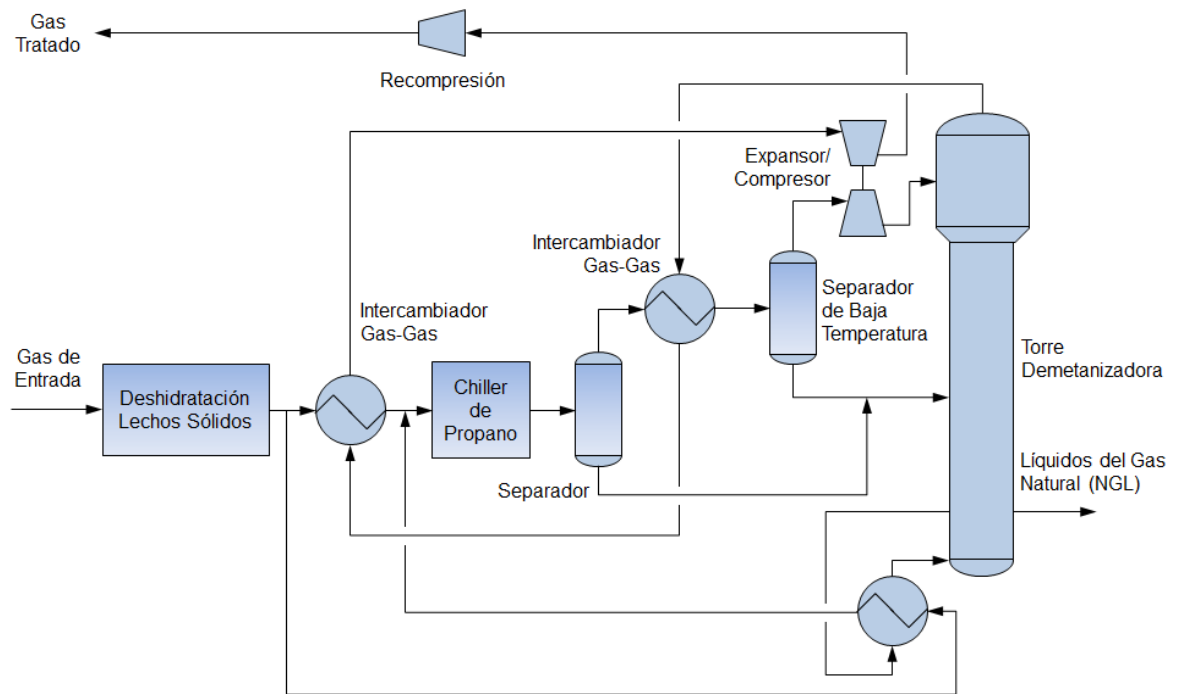
3.4.4 Turbo-Expander

Otra tecnología de tratamiento para el control de punto de rocío hidrocarburo en el cual se emplea la expansión del gas natural para reducir su temperatura es el Turbo-Expander. En este el gas se expande en una turbina efectuando un trabajo por lo cual la expansión se aproxima a un proceso isoentrópico, lo que permite alcanzar temperaturas más bajas que la auto-refrigeración para los mismos niveles de presión inicial y final. La turbina de expansión está unida por el mismo eje a un compresor de gas, lo que permite recuperar parte del trabajo efectuado en la turbina para la recompresión del gas tratado. Los líquidos recuperados en este proceso pueden ser sometidos a fraccionamiento para posterior separación de sus componentes. Debido a las temperaturas extremadamente bajas

alcanzadas en este proceso, es muy frecuente su utilización para la extracción de líquidos del gas natural (NGL).

La Figura 12 a continuación presenta un esquema típico de turbo-expander.

Figura 12. Turbo-Expander.



Fuente: Adaptado de MOKHATAB [14].

3.4.5 Adsorción con Lechos Sólidos

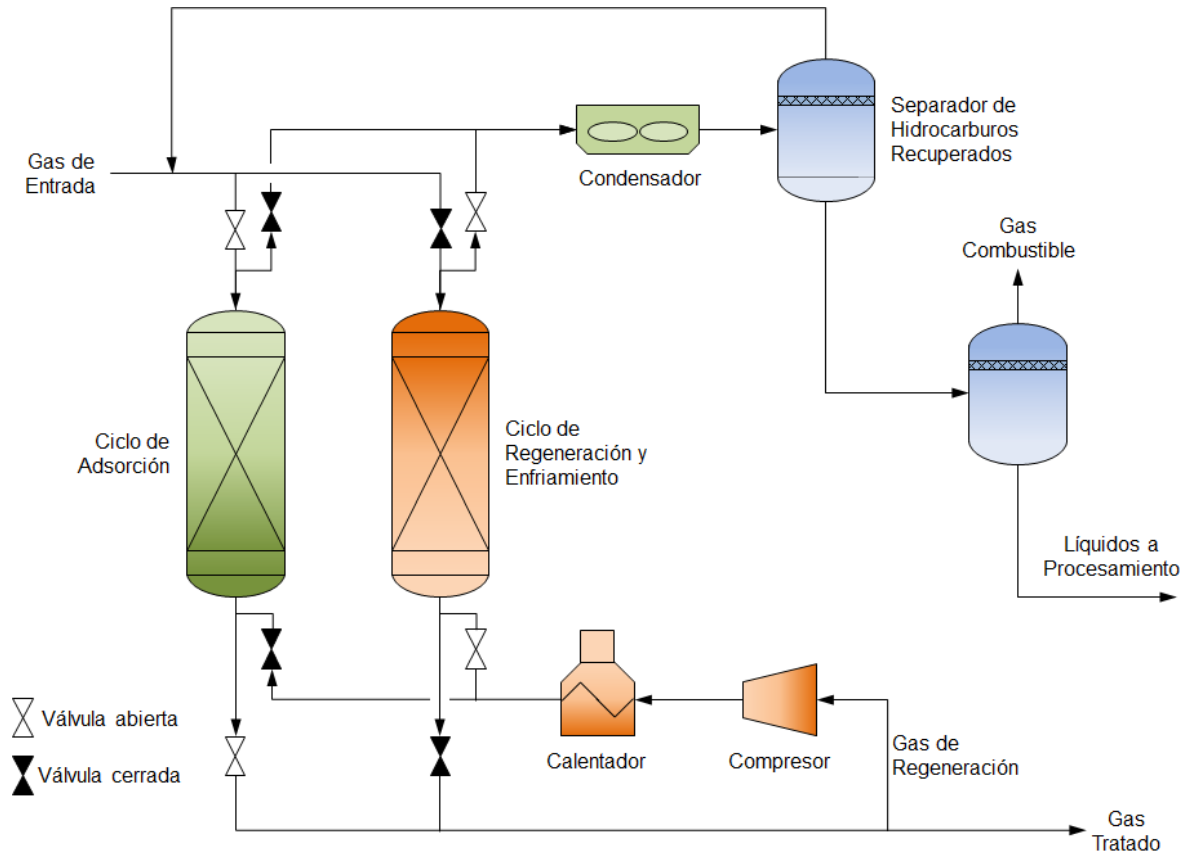
Un proceso de aplicación reciente es el de adsorción por lechos sólidos, donde se emplean materiales que tienen la capacidad de adsorber las fracciones pesadas del gas natural. El material adsorbente está constituido por sílica gel o carbón activado.

Al igual que en deshidratación de gas natural, 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 esta se satura, en este caso con hidrocarburos. La regeneración se lleva a cabo mediante la recirculación de gas caliente a través del lecho saturado, ocasionando el desprendimiento de las sustancias adsorbidas, los cuales se remueven de la corriente de regeneración mediante enfriamiento, condensación y separación de fases. La duración del ciclo de regeneración es función de la cantidad de hidrocarburos a ser removidos, así para recuperar una gran fracción de componentes pesados es preferible usar ciclos cortos (p. ej. 1 hora) [11].

El proceso de adsorción por lechos sólidos es apropiado para concentraciones relativamente bajas de fracciones pesadas. También es apropiada para corrientes de gas que se encuentran a presiones cercanas a la presión cricondenbárica. El proceso de adsorción es de fácil operación sin embargo los costos de capital son altos, sobre todo en aquellos casos en que deben tratarse volúmenes elevados [11].

La Figura 13 a continuación presenta un esquema típico de adsorción con lechos sólidos para el control de punto de rocío hidrocarburo (hcdp).

Figura 13. Adsorción con Lechos Sólidos (Control de HCDP).



Fuente: Adaptado de MOKHATAB [14].

Con base en las operaciones de control de punto de rocío hidrocarburo descritas anteriormente, en la Tabla 12 a continuación se presenta una comparación de las tecnologías.

Tabla 12. Comparación de Operaciones de Control HCDP.

	Ventajas	Desventajas
Absorción con Aceite Pobre	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Baja caída de presión. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Altos costos de inversión y de O&M (CapEx y OpEx). ✗ Gran área de instalación requerida.
Refrigeración Mecánica	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Operación sencilla. ✓ Bajo consumo de energía. ✓ Bajos costos de operación. ✓ Apropiado para requerimientos moderados de deshidratación (≥ 0.5 lb/MMSCF). ✓ Baja caída de presión. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Gran área de instalación requerida para la acomodación de equipo pesado. ✗ Altos costos de inversión (CapEx). ✗ Altos costos de mantenimiento y problemas asociado a la gran cantidad de equipos. ✗ Requiere inyección de inhibidores de formación de hidratos (glicol). ✗ Requiere almacenamiento de refrigerante (sustancia potencialmente peligrosa). ✗ Desempeño sensible a las variaciones de la corriente de entrada.
Auto-Refrigeración (Válvula JT)	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Operación sencilla y compacta. ✓ Bajos costos de inversión (CapEx). ✓ Bajos costos de operación y mantenimiento. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ La reducción del HCDP es función de la caída de presión a través de la válvula JT. ✗ Alto requerimiento de recompresión. ✗ Requiere inyección de inhibidores de formación de hidratos (glicol). ✗ Gas fuera de especificaciones durante el arranque.
Turbo-Expander	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Mayor reducción de HCDP para el mismo nivel de reducción de presión (frente a la auto-refrigeración). 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ Altos costos de inversión (CapEx). ✗ La reducción del HCDP es función de la caída de presión a través de la turbina de expansión. ✗ Bajo requerimiento de recompresión. ✗ Gas fuera de especificaciones durante el arranque.
Adsorción con Lechos Sólidos	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Control simultáneo de contenido de agua y punto de rocío hidrocarburo. ✓ Baja caída de presión. ✓ Facilidad de operación. ✓ Gas dentro de especificaciones durante el arranque. ✓ Flexible frente a variaciones de composición del gas. 	<ul style="list-style-type: none"> ✗ No se recomienda para temperaturas de gas $> 50^{\circ}\text{C}$ (120°F). ✗ Altos costos de inversión (CapEx). ✗ Altos costos de operación (OpEx). ✗ Requiere hornos calentadores a gas (equipo crítico). ✗ Puede requerir de refrigeración para el acondicionamiento del gas de regeneración.

Fuente: El autor.

3.5 Medición

3.5.1 Medición de Proceso

Existen muchas tecnologías para medición de flujo, siendo las más importantes:

- ✓ Placa de orificio
- ✓ Ultrasónico
- ✓ Másico (coriolis); y
- ✓ Turbina

No obstante lo anterior, una premisa fundamental en la selección del tipo de medidor, es que ofrezca la menor caída de presión posible, lo cual reduce las opciones a Ultrasónico y Másico (coriolis), por lo cual la Compañía Operadora ha decidido usar medidores tipo ultrasónicos Daniel™ JuniorSonic™ para gas y medidores tipo másicos (coriolis) Micro Motion® debido a experiencias previas con este tipo de tecnologías y a la estandarización de sus dispositivos de medición.

3.5.2 Medición de Transferencia de Custodia

Los medidores para transferencia de custodia aprobados por la CREG son:

- ✓ Placa de orificio
- ✓ Ultrasónico
- ✓ Másico (coriolis)
- ✓ Turbina
- ✓ Rotativo; y
- ✓ Diafragma

La Compañía Operadora ha decidido usar medidores tipo ultrasónicos Daniel™ SeniorSonic™ para transferencia de custodia debido a consideraciones de experiencias previas con este tipo de tecnología y a la estandarización de sus dispositivos de medición.

3.6 Selección de Tecnologías de Tratamiento

Una vez presentadas las tecnologías disponibles en las secciones previas, a continuación se presenta la selección realizada para cada etapa del tratamiento.

3.6.1 Separación Primaria

Debido a que este elemento será el primer equipo de la facilidad, su selección es crítica para el tratamiento de la corriente de gas, así como para los equipos aguas abajo de este.

El separador primario deberá enfrentar condiciones tales como posible presencia de sólidos del yacimiento, moderadas relaciones gas-líquido y variaciones de las condiciones de producción.

Los separadores centrífugos son sensibles a las variaciones de las condiciones de operación y a la presencia de sólidos, por lo cual se descarta su utilización. Los filtros-separadores se recomiendan para aplicaciones de gas limpio y altas relaciones gas-líquido, por lo tanto no se considera apropiada su utilización en este punto del proceso.

Los separadores convencionales resultan más apropiados para esta aplicación debido a su capacidad de manejar la presencia de sólidos en la corriente a tratar. De igual manera son recomendados para todo el rango de relaciones gas-líquido. Teniendo en cuenta lo anterior, se seleccionan separadores convencionales.

3.6.2 Deshidratación

La absorción con glicol es una operación más conocida y con la cual están familiarizados el personal de operaciones de las facilidades de producción de gas.

Considerando que el requerimiento de contenido de agua del gas es 6 lb/MMSCF, y la experiencia previa de la compañía operadora con este tipo de plantas en otros campos de producción de gas natural, se selecciona la operación de absorción con glicol como la tecnología de deshidratación a emplear en el desarrollo del campo objeto de estudio.

3.6.3 Control de Punto de Rocío Hidrocarburo

Se descarta la absorción con aceite pobre debido a que es una tecnología antigua, ineficiente y en desuso.

Las tecnologías Auto-Refrigeración (válvula JT) y Turbo-Expander son descartadas debido a que requieren caídas de presión considerables de la corriente de gas y posterior re-compresión para efectos de llevar el gas a los niveles de presión necesarios para su entrega a transportadores.

La refrigeración mecánica es muy sensible a la variación de la presión de operación, por lo cual su aplicación se descarta. En el Anexo B se presenta un análisis de la de refrigeración mecánica y por qué esta tecnología no es apropiada para el control de punto de rocío hidrocarburo.

Se selecciona Adsorción con Lechos Sólidos como la tecnología a ser empleada para el control de punto de rocío hidrocarburo.

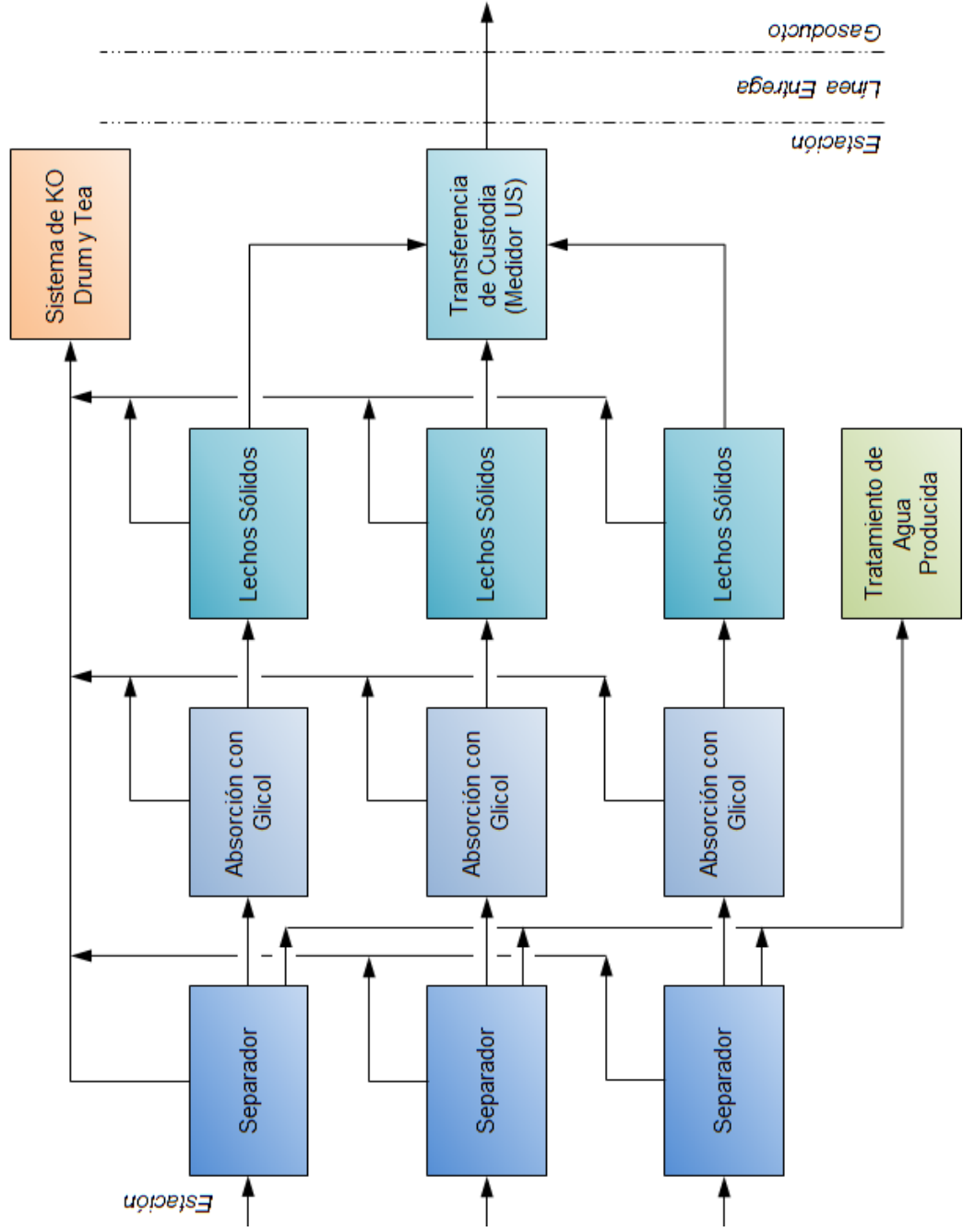
3.6.4 Diagrama de Bloques Final

Con base en la selección tecnológica presentada en este capítulo, las etapas que conforman las operaciones de producción del Campo son las siguientes:

- ✓ Recolección
- ✓ Separación convencional
- ✓ Deshidratación (absorción con glicol)
- ✓ Control de punto de rocío hidrocarburo (adsorción con lechos sólidos)
- ✓ Transferencia de custodia (medición)

La Figura 14 a continuación presenta el diagrama de bloques final basado en la selección tecnológica presentada en este capítulo.

Figura 14. Diagrama de Bloques Final.



Fuente: El autor.

4. INGENIERÍA CONCEPTUAL

Una vez definida las tecnologías a emplear, en este capítulo se presenta la Ingeniería Conceptual para el desarrollo del Campo objeto de estudio.

4.1 Dimensionamiento de Líneas de Recolección

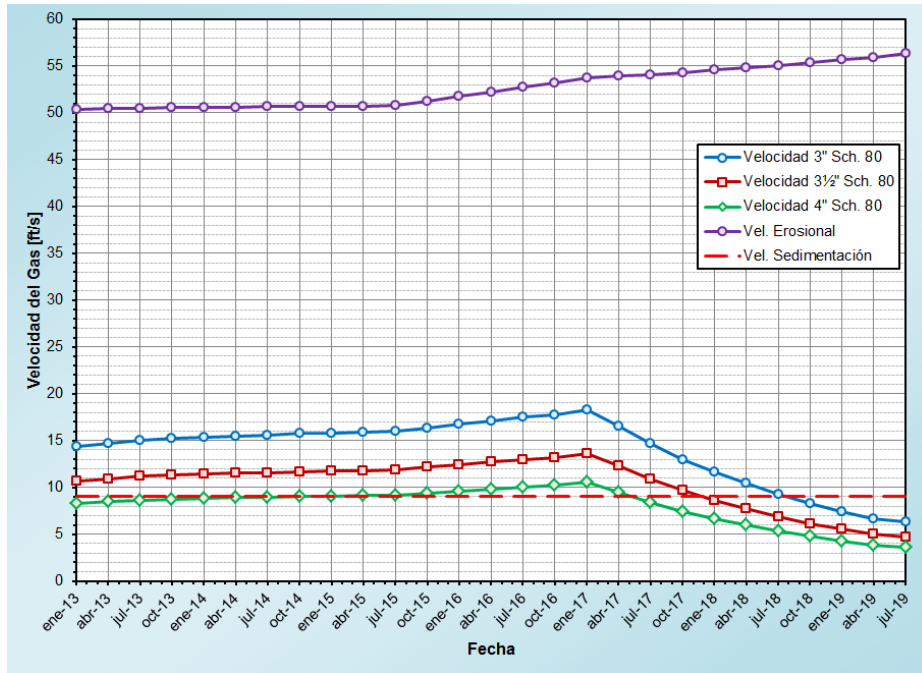
El dimensionamiento de las líneas de recolección, y en general de las líneas de proceso y servicios se basa en la aplicación de los criterios presentados en la Tabla 8. Los datos empleados son aquellos presentados en la Tabla 5.

El análisis para el dimensionamiento consiste en la evaluación de varios diámetros de tubería y la determinación de las condiciones de flujo (velocidad de gas, gradiente de fricción y caída de presión total).

Para el pozo X-02 se evaluaron los diámetros 3", 3½" y 4" cédula 80.

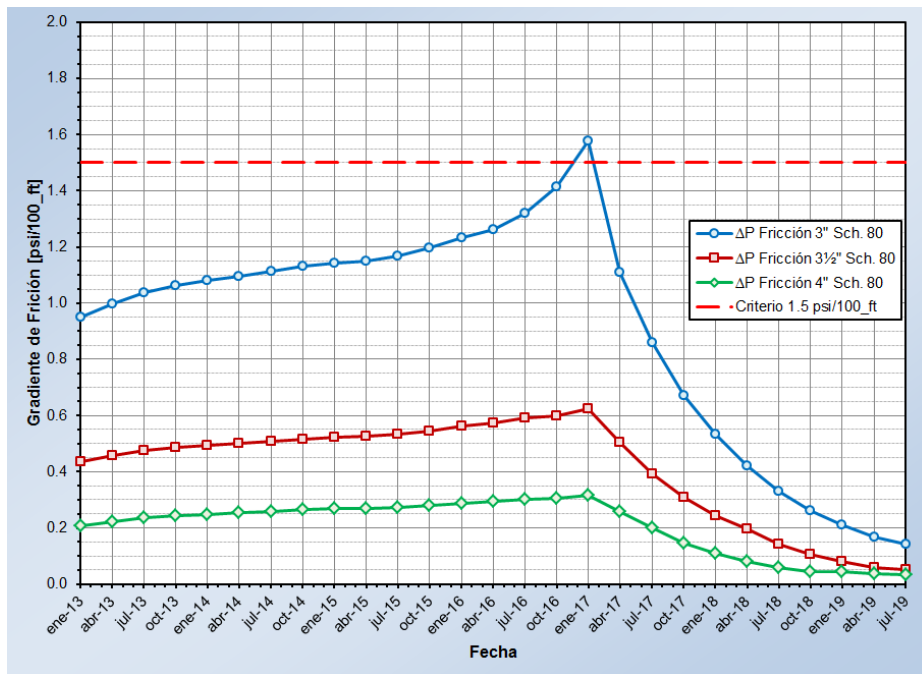
Los resultados se presentan en las Figuras 15 a 17 a continuación.

Figura 15. Línea de Recolección Pozo X-2 – Velocidad.



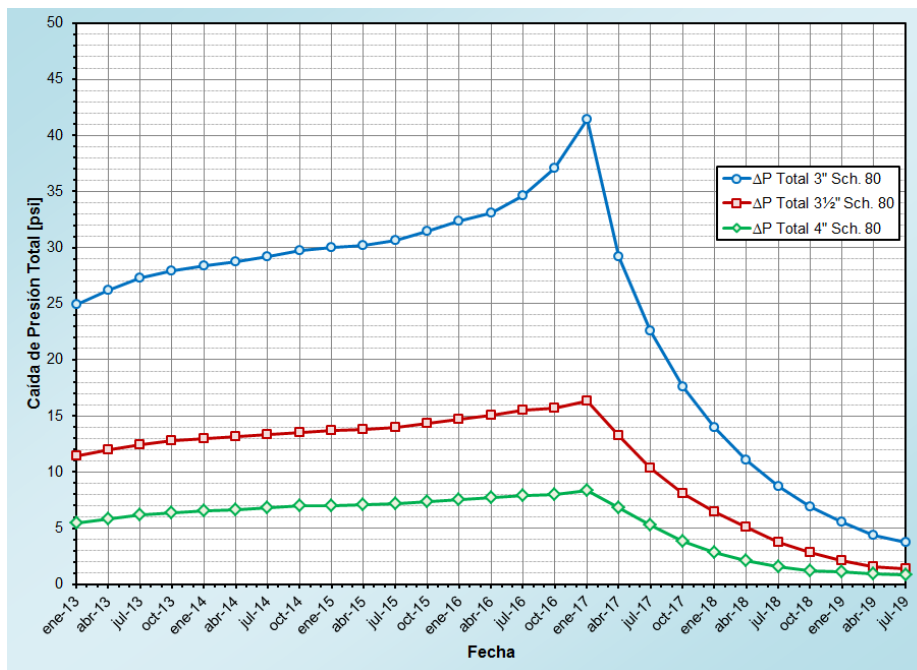
Fuente: El autor.

Figura 16. Línea de Recolección Pozo X-2 – Gradiente de Fricción.



Fuente: El autor.

Figura 17. Línea de Recolección Pozo X-2 – Caída de Presión Total.

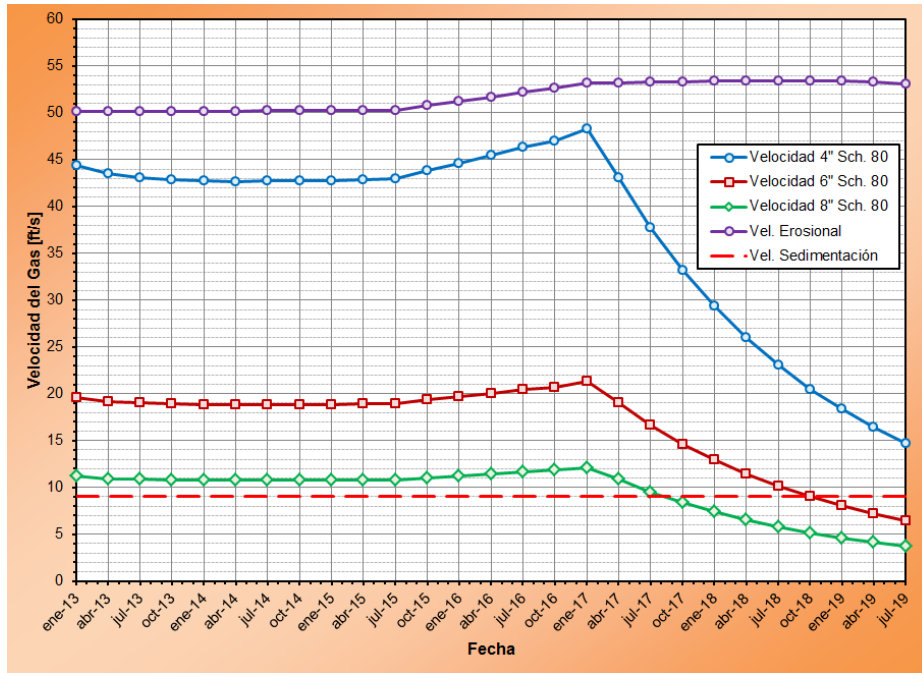


Fuente: El autor.

Se siguió la misma metodología para los pozos X-04 y X-05. Los diámetros evaluados fueron 4", 6" y 8" cédula 80 para ambos pozos.

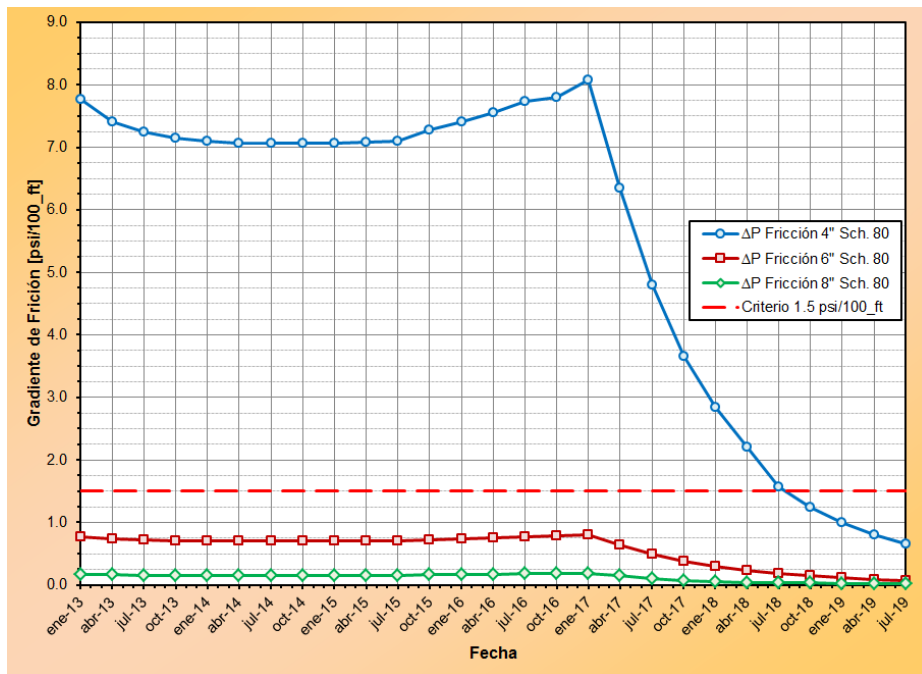
Los resultados se presentan en las Figuras 18 a 23 a continuación.

Figura 18. Línea de Recolección Pozo X-4 – Velocidad.



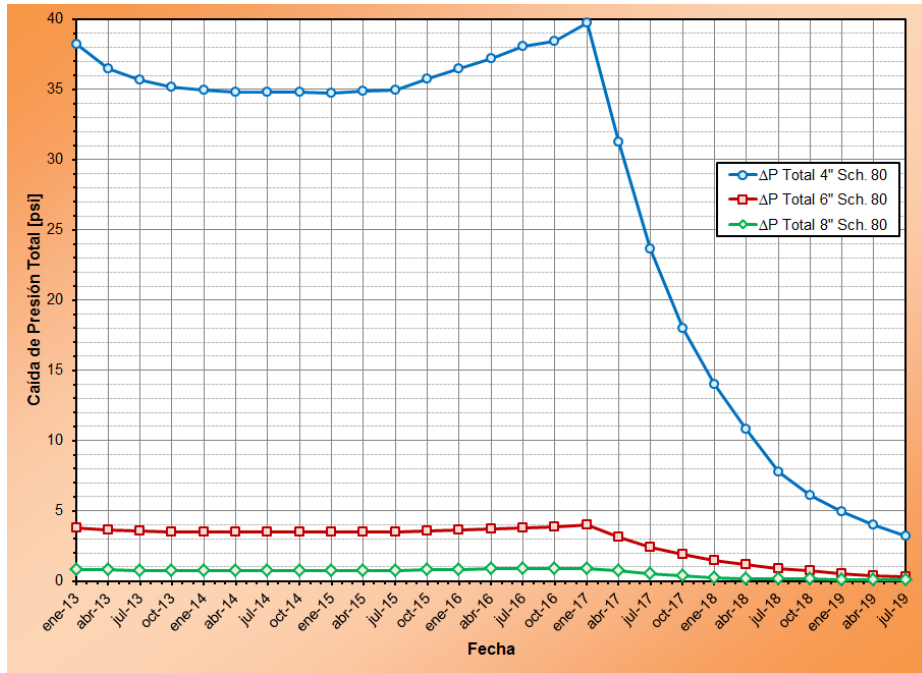
Fuente: El autor.

Figura 19. Línea de Recolección Pozo X-4 – Gradiente de Fricción.



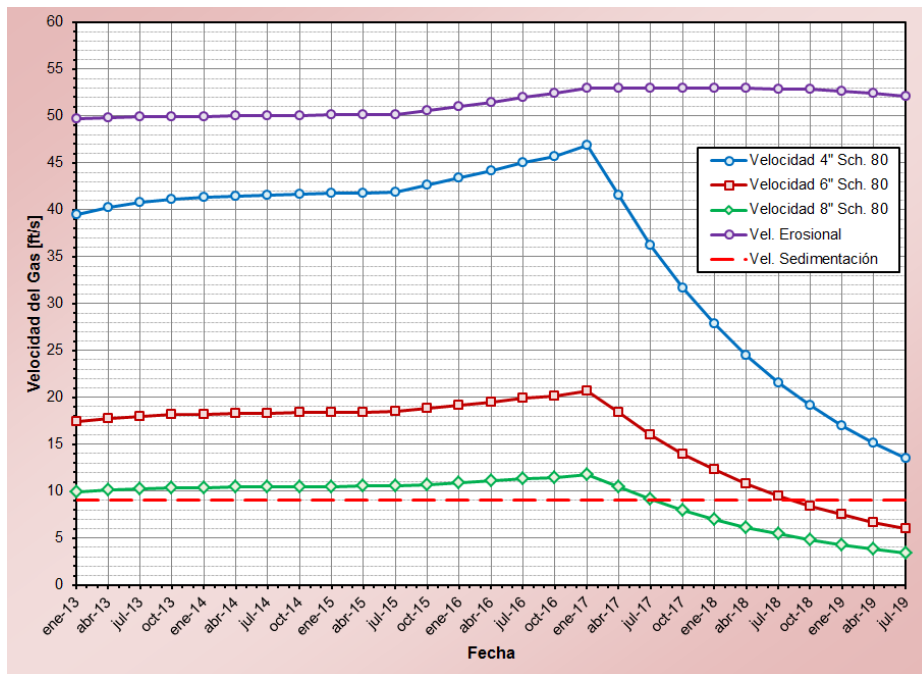
Fuente: El autor.

Figura 20. Línea de Recolección Pozo X-4 – Caída de Presión Total.



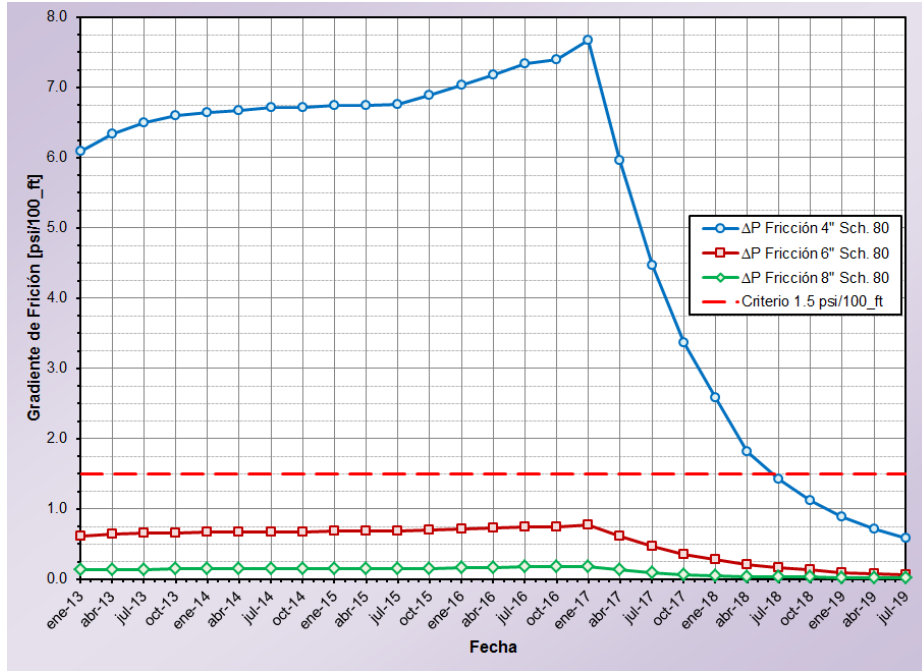
Fuente: El autor.

Figura 21. Línea de Recolección Pozo X-5 – Velocidad.



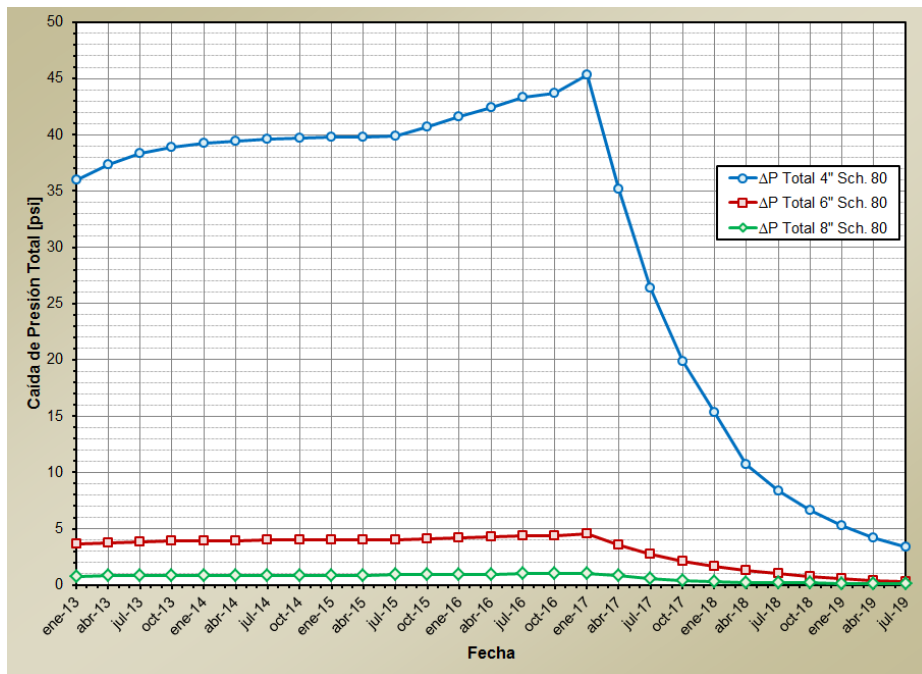
Fuente: El autor.

Figura 22. Línea de Recolección Pozo X-5 – Gradiente de Fricción.



Fuente: El autor.

Figura 23. Línea de Recolección Pozo X-5 – Caída de Presión Total.



Fuente: El autor.

En relación al pozo X-02, para todos los diámetros de línea evaluados se evidencia que la velocidad actual está muy por debajo del valor de velocidad erosional. La línea de 4" es demasiado grande para esta aplicación, lo cual resulta en velocidades muy bajas, incluso por debajo del valor de sedimentación (9 ft/s). La línea de 3" es algo pequeña para esta aplicación pues resulta en gradientes de fricción que alcanzan a superar el criterio de diseño (1.5 psi/100_ft). La línea de 3½" es el tamaño adecuado pues resulta en velocidades y gradientes de fricción apropiados para una línea de recolección.

En relación a los pozos X-04 y X-05, para todos los diámetros de línea evaluados se la velocidad actual es menor que la velocidad erosional, sin embargo, para una línea de 4" la velocidad de flujo supera el 80% de la velocidad erosional la mayor parte del tiempo, por lo cual se descarta este diámetro. Las líneas de 6" y 8" presentan valores de velocidades y gradientes de fricción apropiados. De estas dos se selecciona 6".

La Tabla 13 a continuación presenta los resultados del dimensionamiento de las líneas de recolección de los tres (3) pozos.

Tabla 13. Resultados Dimensionamiento Líneas de Recolección.

	Línea Seleccionada	Máxima ΔP Fricción	Máxima ΔP Total
Pozo X-02	3½" Sch. 80	0.62	16.36
Pozo X-04	6" Sch. 80	0.81	3.97
Pozo X-05	6" Sch. 80	0.77	4.55

Fuente: El autor.

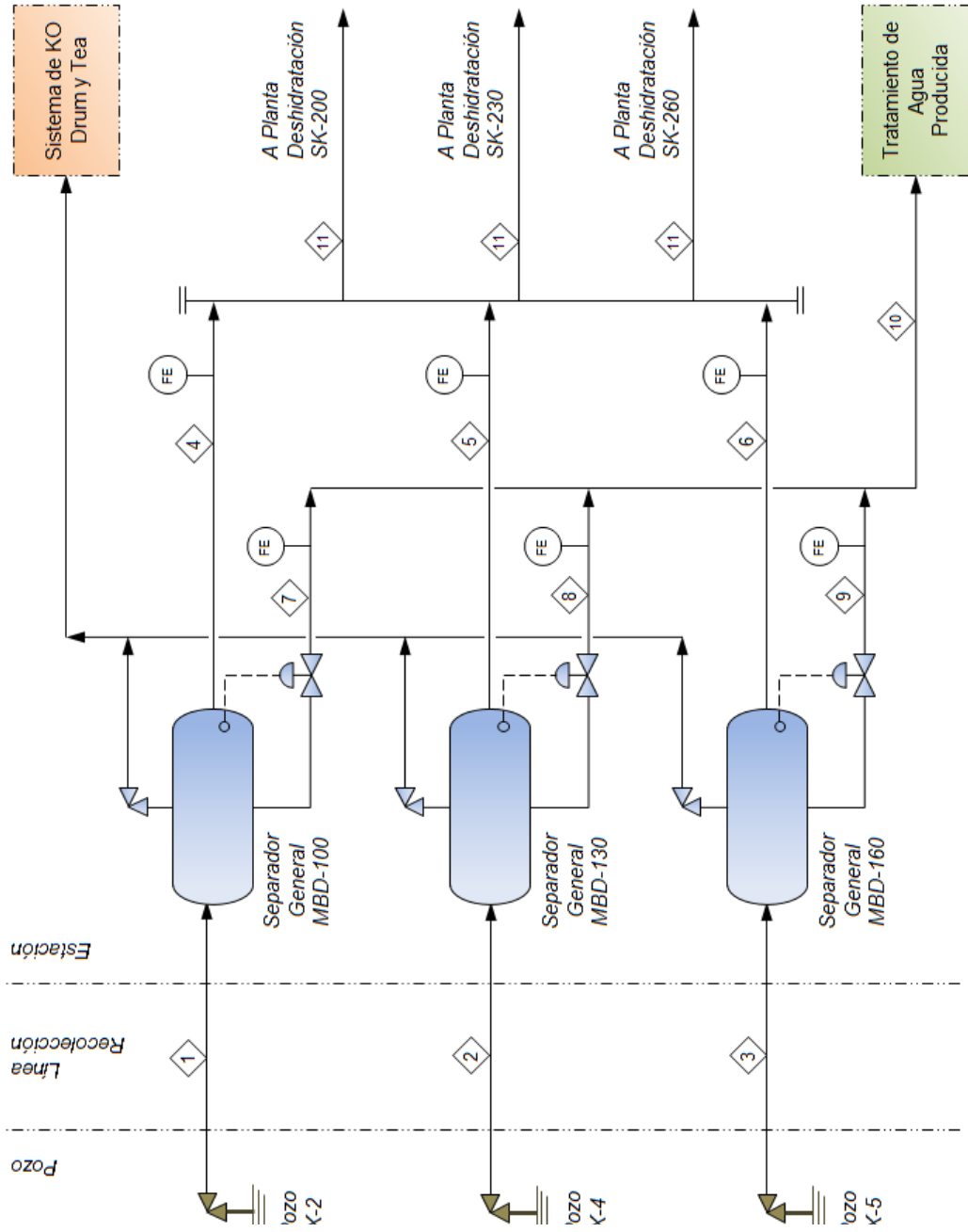
4.2 Diagrama de Flujo del Proceso

Basado en el diagrama de bloque presentado en el capítulo anterior (Figura 14), se desarrolló el diagrama de flujo del proceso (PFD) de producción general, que se presenta en la Figura 24 a continuación.

Dado que el dimensionamiento de equipos de proceso y servicios es función del flujo actual de gas, los diagramas de flujo de proceso y tablas de corrientes presentados en este capítulo corresponden al escenario de mayor flujo de gas actual (enero de 2017).

La Tabla 14 presenta las corrientes del PFD de producción general.

Figura 24. Diagrama de Flujo del Proceso – Producción.



Fuente: El autor.

Tabla 14. Tabla de Corrientes – Producción.

	< 1 >	< 2 >	< 3 >	< 4 >	< 5 >	< 6 >	< 7 >	< 8 >	< 9 >	< 10 >	< 11 >
	Fluido a MBD-100	Fluido a MBD-130	Fluido a MBD-160	Gas de MBD-100	Gas de MBD-130	Gas de MBD-160	Líquido de MBD-100	Líquido de MBD-130	Líquido de MBD-160	Líquido a Tratamiento	Gas a Deshidrat.
psig	1,074.6	1,088.8	1,091.1	1,074.6	1,088.8	1,091.1	50.0	50.0	50.0	50.0	1,074.6
°F	101.3	105.2	105.3	101.3	105.2	105.3	103.6	107.8	107.9	107.7	104.3
-	0.98281	0.96306	0.95729	0.99983	0.99962	0.99955	0.00709	0.00288	0.00247	0.00286	0.99959
lb/h	10,478.8	49,172.9	48,226.6	10,257.5	47,102.9	45,898.0	221.3	2,070.0	2,328.6	4,619.9	34,419.5
MMscfd	5.69	26.14	25.46	5.69	26.14	25.46	0.00	0.00	0.00	0.01	19.10
acfm	50.69	231.80	225.36	50.69	231.80	225.36	0.12	0.49	0.47	1.08	171.37
-	16.40	16.41	16.41	16.40	16.41	16.41	17.04	17.20	17.23	17.20	16.41
lb/ft ³	3.372	3.385	3.393	3.372	3.385	3.393	0.184	0.184	0.185	0.184	3.346
cP	0.0136	0.0137	0.0137	0.0136	0.0137	0.0137	0.0118	0.0119	0.0119	0.0119	0.0136
lb/MMscf	56.2	62.4	62.4	56.2	62.4	62.4	-	-	-	-	61.3
°F	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3	157.3
bpd	15.61	143.16	160.71	0.16	1.43	1.61	15.23	140.84	158.25	314.32	1.30
gpm	0.474	4.298	4.817	0.005	0.043	0.048	0.464	4.239	4.756	9.460	0.040
-	20.44	19.00	18.86	20.44	19.00	18.86	20.47	19.00	18.86	18.99	21.32
lb/ft ³	58.74	60.66	60.88	58.74	60.66	60.88	59.13	60.72	60.90	60.73	57.65
cP	0.888	0.737	0.724	0.888	0.737	0.724	0.868	0.717	0.704	0.718	0.921

Fuente: El autor.

4.3 Deshidratación por Absorción con Glicol

El diagrama de flujo de procesos de la operación de deshidratación de gas se dividió en dos (2) partes, así:

- ✓ Un (1) diagrama para la deshidratación como tal.
- ✓ Un (1) diagrama para la sección de regeneración de glicol; y
- ✓ Un (1) diagrama para la unidad BTEX.

Dado que la facilidad de producción contará con tres (3) plantas deshidratadoras de igual capacidad, los diagramas se presentan como “típicos”, pues cualquiera de las plantas tendrá la misma configuración.

La sección de deshidratación de gas está conformada por:

- ✓ Un (1) separador de entrada (*scrubber*) para remover los líquidos presentes en la corriente de gas.
- ✓ Una (1) torre de contacto gas – glicol con *scrubber* interno.
- ✓ Un (1) intercambiador gas – glicol.
- ✓ Un filtro separador de salida para remover el TEG arrastrado por el gas.

La selección del número de etapas teóricas de la torre de contacto se discute en el Anexo C.

La sección de regeneración de TEG está conformada por:

- ✓ Una (1) columna de destilación de TEG.
- ✓ Un (1) condensador de TEG tipo serpentín de reflujo.
- ✓ Un (1) rehervidor de TEG con tubo de fuego y quemador de gas.
- ✓ Un (1) columna de despojo (*stripping*) de TEG con gas.

- ✓ Un (1) tanque de acumulación de TEG.
- ✓ Un (1) intercambiador caliente TEG Rico/Pobre.
- ✓ Un (1) intercambiador frío TEG Rico/Pobre.
- ✓ Un (1) separador flash.
- ✓ Un (1) filtro de carbón.
- ✓ Un (1) filtro de mangas.
- ✓ Un (1) filtro de succión tipo mangas.
- ✓ Dos (2) bombas de TEG en arreglo 2 x 100%, es decir, una (1) bomba en operación y una (1) en reserva.

La unidad de BTEX está conformada por:

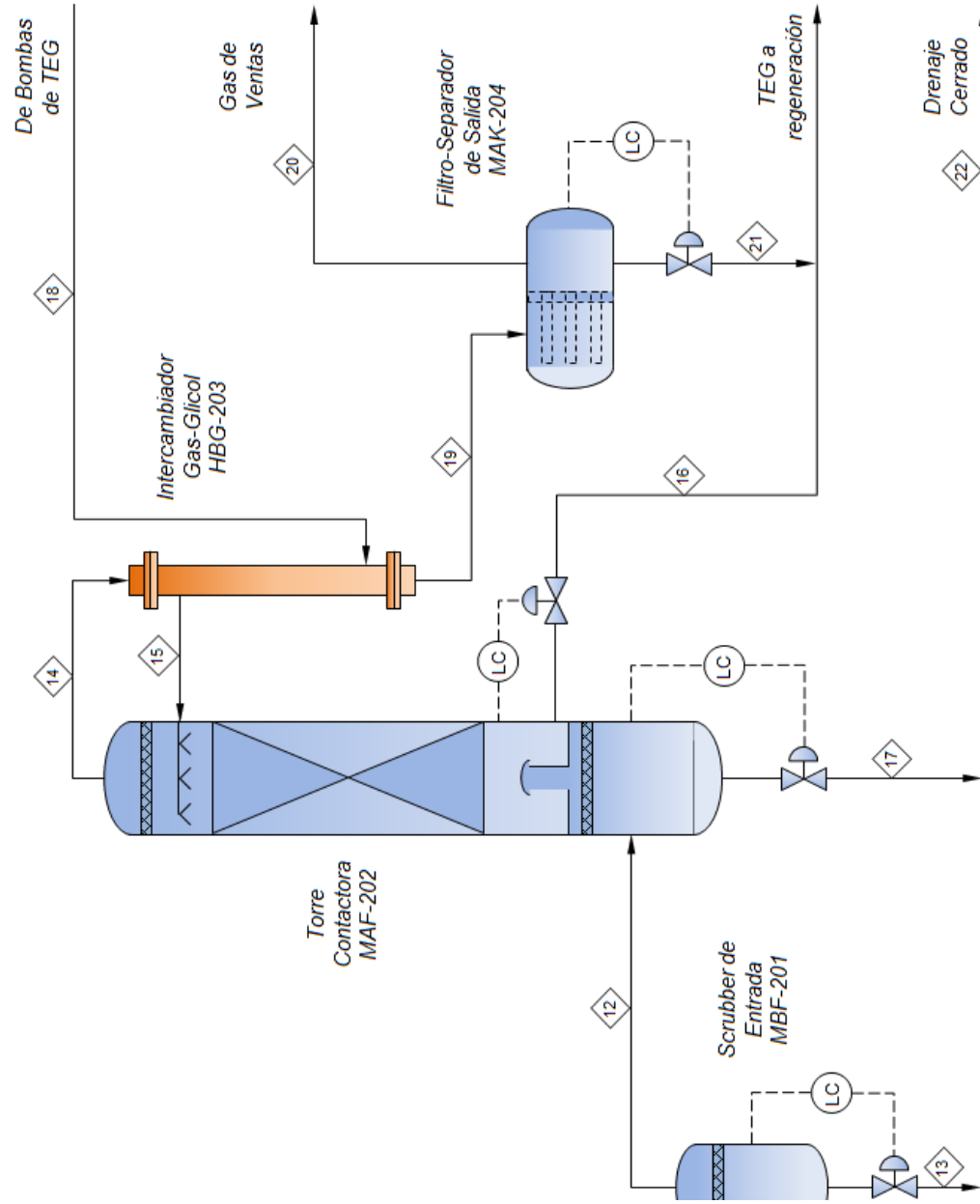
- ✓ Un (1) condensador de vapores BTEX (circulación natural de aire).
- ✓ Un (1) separador de condensados BTEX.
- ✓ Un (1) tambor de drenaje de BTEX común a las tres (3) unidades.

La Figura 25 presenta el PFD de deshidratación (típico). La Tabla 15 presenta las corrientes del PFD de deshidratación.

La Figura 26 presenta el PFD de regeneración de glicol (típico). La Tabla 16 presenta las corrientes del PFD de regeneración de glicol (típico).

La Figura 27 presenta el PFD de la unidad BTEX (típico). La Tabla 17 presenta las corrientes del PFD de la unidad BTEX (típico).

Figura 25. Diagrama de Flujo del Proceso – Deshidratación (Típico).



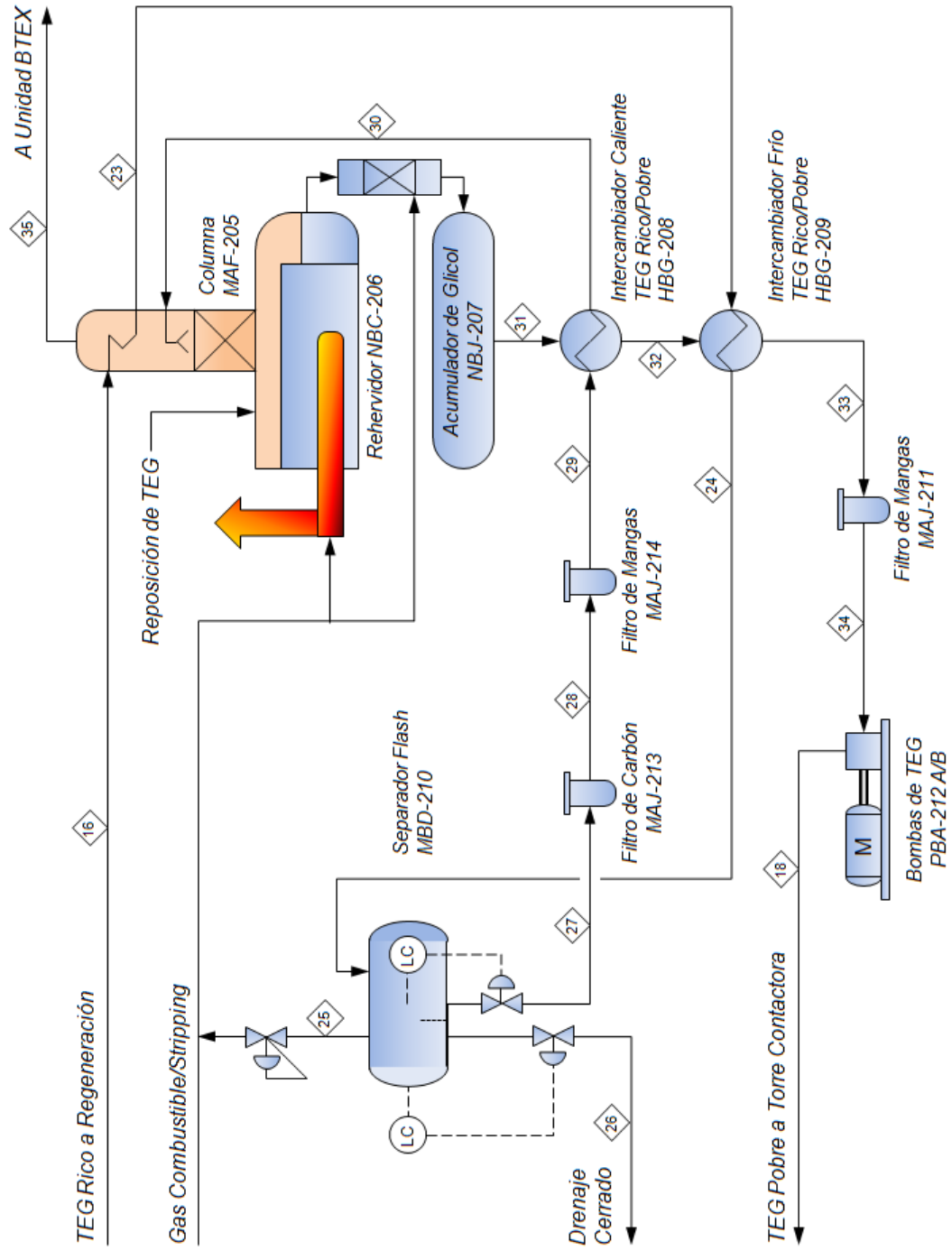
Fuente: El autor.

Tabla 15. Tabla de Corrientes – Deshidratación (Típico).

	< 11 >	< 12 >	< 13 >	< 14 >	< 15 >	< 16 >	< 17 >	< 18 >	< 19 >	< 20 >	< 21 >	< 22 >
	Gas a Scrubber MBF-201	Gas a Torre Contactora MAF-202	Líquido de MBF-201	Gas Seco de Torre MAF-202	TEG Pobre Frio HBG-203	TEG Rico de Torre MAF-202	Líquido de Torre MAF-202	TEG Pobre de Bombas PBA-212	Gas Seco a Filtro MAK-204	Gas Seco a Control HCDP	TEG de Filtro MAK-204	Líquidos a Drenajes Cerrados
psig	1,074.6	1,073.1	50.0	1,070.1	1,072.6	39.3	50.0	1,074.1	1,068.6	1,067.1	50.0	50.0
°F	104.3	104.2	106.4	106.4	114.2	117.0	107.0	223.5	108.7	108.6	106.6	106.4
-	0.99959	1.00000	0.01020	1.00000	0.00000	0.02028	0.00000	0.00000	1.00000	1.00000	0.28634	0.01010
lb/h	34,419.5	34,401.0	18.5	34,351.8	848.0	897.4	0.2	848.0	34,351.8	34,351.8	0.0	18.6
MMscfd	19.10	19.10	0.00	19.07	-	0.00	-	-	19.07	19.07	0.00	0.00
acfm	171.37	171.60	0.01	172.92	-	0.34	-	-	174.24	174.47	0.00	0.01
-	16.41	16.41	17.02	16.40	-	17.22	-	-	16.40	16.40	16.91	17.02
lb/ft ³	3.346	3.341	0.183	3.311	-	0.151	-	-	3.286	3.281	0.182	0.183
cP	0.0136	0.0136	0.0119	0.0137	-	0.0123	-	-	0.0137	0.0137	0.0119	0.0119
lb/MMscf	80.09	61.46	-	4.06	-	-	-	-	4.06	4.06	-	-
°F	157.3	157.3	-	124.9	-	-	-	-	124.9	124.9	-	-
bpd	0.04	-	0.04	-	1.51	1.59	0.00	1.51	-	-	0.00	0.04
gpm	0.040	-	0.039	-	1.521	1.624	0.000	1.587	-	-	0.000	0.040
-	21.32	-	21.60	-	140.10	103.96	18.02	140.10	-	-	148.91	21.57
lb/ft ³	57.65	-	57.95	-	69.54	68.66	62.11	66.62	-	-	44.98	57.99
cP	0.921	-	0.918	-	14.484	11.298	0.632	3.243	-	-	0.784	0.916
%	-	-	-	-	99.02	93.91	-	99.02	-	-	-	-

Fuente: El autor.

Figura 26. Diagrama de Flujo del Proceso – Regeneración (Típico).



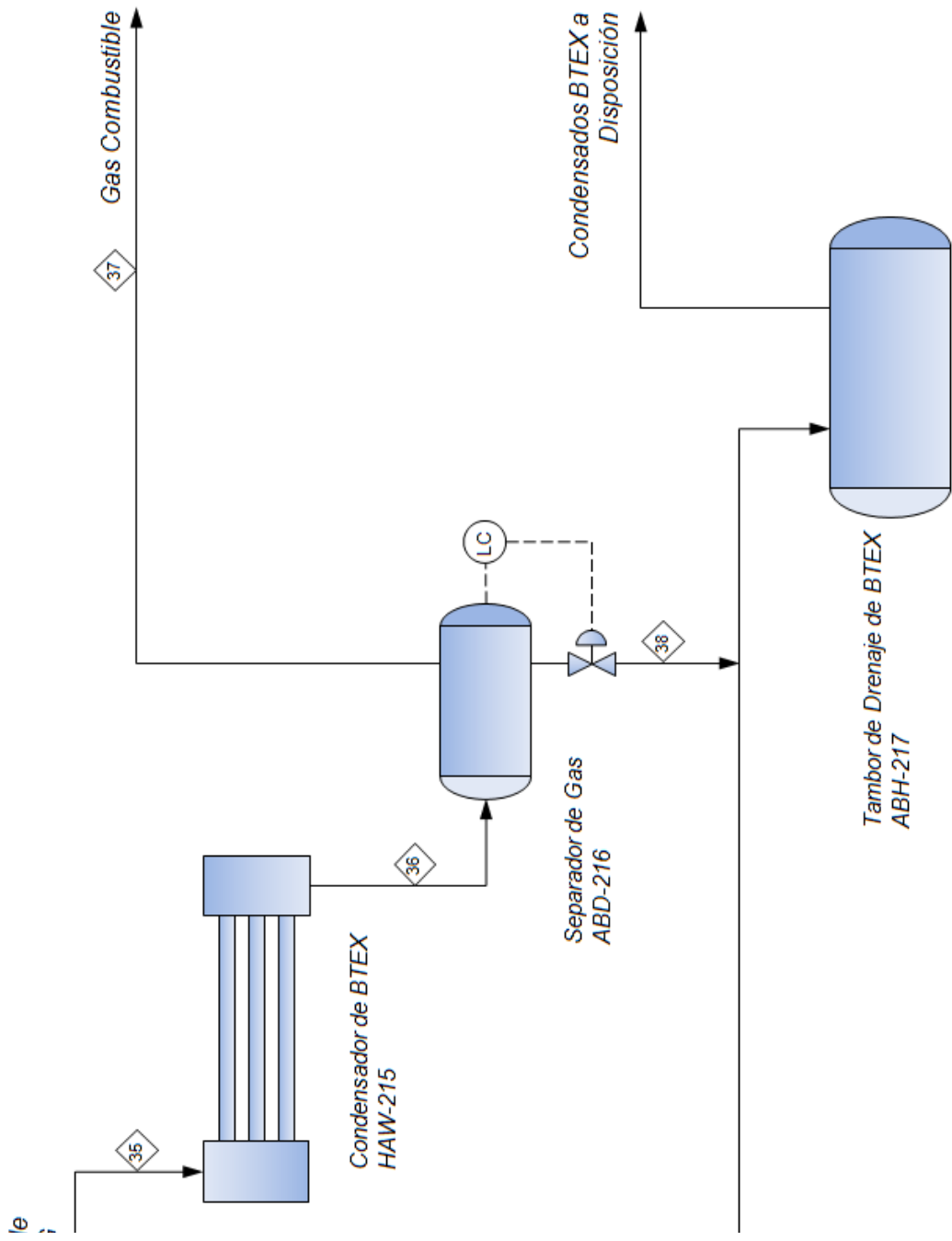
Fuente: El autor.

Tabla 16. Tabla de Corrientes – Regeneración (Típico).

	< 23 >	< 24 >	< 25 >	< 26 >	< 27 >	< 28 >	< 29 >	< 30 >	< 31 >	< 32 >	< 33 >	< 34 >	< 35 >
	TEG Rico a HBG-209	TEG Rico a MBD-210	Gas Combustible MBD-210	Condensado de MBD-210	TEG Rico a MAJ-213	TEG Rico a MAJ-214	TEG Rico a HBG-208	TEG Rico a Regenerador NBC-206	TEG Pobre a HBG-208	TEG Pobre a HBG-209	TEG Pobre a MAJ-211	TEG Pobre a Bombas PBA-212	Vapores a Unidad BTEX
3	37.8	37.5	35.0	35.0	5.0	4.0	3.0	2.8	2.0	1.8	1.5	0.5	0.0
	191.9	238.6	238.6	238.6	238.6	238.6	238.6	318.4	400.0	278.6	226.9	226.9	212.0
	0.02117	0.02355	1.00000	0.00000	0.00248	0.00268	0.00290	0.16352	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	1.00000
3	897.4	897.4	3.7	0.0	893.7	893.7	893.7	893.7	848.2	848.2	848.2	848.0	45.5
4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	-	-	-	0.02
5	0.41	0.49	0.53	0.00	0.13	0.15	0.18	11.09	0.00	-	-	-	20.40
6	17.39	17.59	17.61	17.61	18.79	18.85	18.91	20.20	140.10	-	-	-	18.08
7	0.131	0.123	0.117	0.117	0.050	0.047	0.045	0.043	0.290	-	-	-	0.037
8	0.0134	0.0139	0.0139	0.0139	0.0127	0.0126	0.0125	0.0120	0.0047	-	-	-	0.0092
9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	1.59	1.59	-	0.00	1.58	1.58	1.58	1.54	1.51	1.51	1.51	1.51	-
12	1.679	1.717	-	0.000	1.716	1.715	1.715	1.727	1.761	1.652	1.613	1.613	-
13	104.04	104.24	-	104.27	104.49	104.50	104.52	120.71	140.10	140.10	140.10	140.10	18.08
14	66.39	64.91	-	64.91	64.92	64.92	64.93	62.47	60.06	64.01	65.57	65.57	-
15	4.06	2.29	-	2.29	2.30	2.30	2.30	1.17	0.58	1.66	3.07	3.07	-
16	93.93	93.97	-	93.98	94.02	94.02	94.03	96.67	99.02	99.02	99.02	99.02	-

Fuente: El autor.

Figura 27. Diagrama de Flujo del Proceso – Unidad BTEX (Típico).



Fuente: El autor.

Tabla 17. Tabla de Corrientes – Unidad BTEX (Típico).

Corriente		< 35 >	< 36 >	< 37 >	< 38 >	
Descripción		Vapores de Cima a HAW-215	A Separador ABD-216	Gases a Quemador Rehervidor	Líquidos a Tanque Drenaje ABH-217	
Presión	psig	0.0	0.0	0.0	0.0	
Temperatura	°F	212.0	117.0	117.0	117.0	
Fracción de Vapor	-	1.00000	0.00885	1.00000	0.00000	
Flujo Másico	lb/h	45.50	45.50	0.56	44.94	
<i>Fase Gaseosa</i>	Flujo Estándar	scfh	954.99	8.45	8.45	0.00
	Flujo Actual	acfm	20.40	0.16	0.16	0.00
	Peso Molecular	-	18.08	25.38	25.38	25.38
	Densidad	lb/ft ³	0.037	0.060	0.060	0.060
	Viscosidad	cP	0.0092	0.0122	0.0122	0.0122
<i>Fase Líquida</i>	Flujo Estándar	bpd	-	0.09	-	0.09
	Flujo Actual	USgal/h	-	5.44	-	5.44
	Peso Molecular	-	-	18.02	-	18.02
	Densidad	lb/ft ³	-	61.83	-	61.83
	Viscosidad	cP	-	0.57	-	0.57

Fuente: El autor.

4.4 Control de Punto de Rocío Hidrocarburo

La facilidad de producción contará con tres (3) plantas de adsorción con lechos sólidos de igual capacidad, por lo cual los diagramas se presentan como “típicos”, pues cualquiera de las plantas tendrá la misma configuración.

La unidad de control de punto de rocío hidrocarburo está conformada por:

- ✓ Dos (2) torres de adsorción, una en operación y otra en regeneración.
- ✓ Un (1) compresor de gas de regeneración.
- ✓ Un (1) calentador de gas de regeneración.
- ✓ Un (1) aerofriador de gas de regeneración.
- ✓ Un (1) separador de gas de regeneración.
- ✓ Un (1) separador de gas combustible.

Para efectos de poder simular la adsorción en los lechos sólidos, es necesario especificar las eficiencias de remoción de los componentes presentes en la corriente de gas.

La Tabla 18 presenta la eficiencia de remoción (en moles) empleadas en la unidad de adsorción [11, 12, 13].

Tabla 18. Lechos Sólidos – Eficiencia de Remoción.

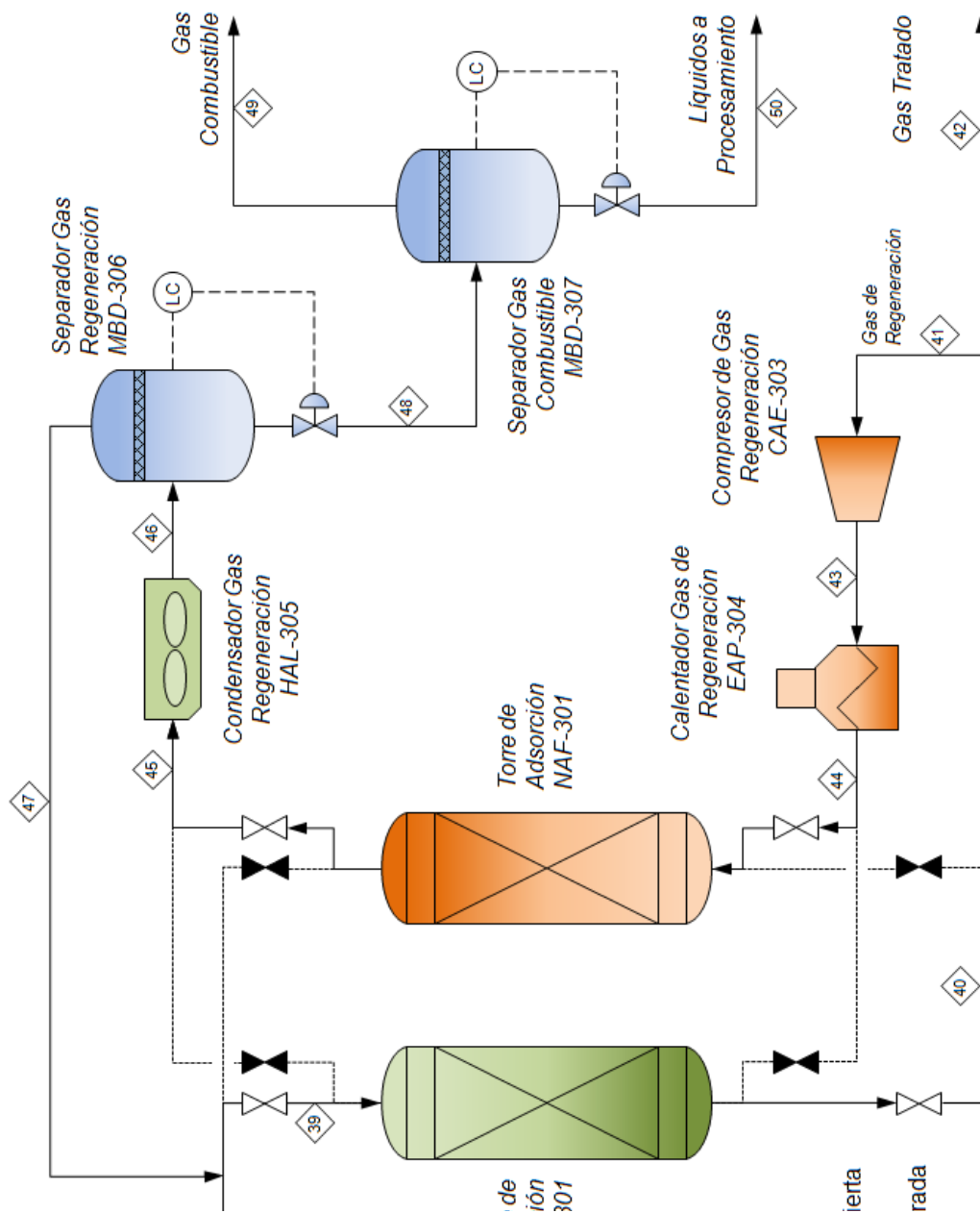
Componente	Eficiencia de Remoción (%)
Metano	0.0
Etano	0.0
Propano	0.0
i-Butano	1.0
n-Butano	1.0
i-Pentano	5.0
n-Pentano	5.0
Hexano	75.0
Heptano	85.0
Octano	95.0
Nonano	97.0
Decano	98.0
Undecano	99.0
Dodecano	99.0
Tridecano	99.0
Benceno	0.0
Tolueno	0.0
Nitrógeno	0.0
Dióxido de Carbono	0.0
Agua	80.0

Fuente: El autor.

La Figura 28 presenta el PFD de la operación de control de punto de rocío hidrocarburo.

La Tabla 19 presenta las corrientes del PFD de control de hcdp (típico).

Figura 28. Diagrama de Flujo del Proceso – Control de HCDP (Típico).



Fuente: El autor.

Tabla 19. Tabla de Corrientes – Control de HCDP (Típico).

	< 20 >	< 39 >	< 40 >	< 41 >	< 42 >	< 43 >	< 44 >	< 45 >	< 46 >	< 47 >	< 48 >	< 49 >	< 50 >
Gas Seco		Gas a NAF-301	Gas Tratado de NAF-301	Gas de Regeneración a Compresor CAE-303	Gas Tratado a Entrega	Gas Comprimido a Calentador EAP-304	Gas a Regeneración NAF-302	Gas Regeneración a Enfrador HAL-305	Condensados Gas Regeneración a MBD-306	Recirculación Gas de Regeneración	Líquidos a Separador MBD-307	Gas Combustible de MBD-307	Condensados a Procesam.
	1,067.1	1,067.1	1,067.1	1,067.1	1,067.1	1,088.6	1,083.6	1,073.6	1,068.6	1,067.1	50.0	50.0	50.0
	108.6	108.7	108.6	108.6	108.6	112.1	400.0	357.6	117.0	117.0	110.7	110.7	110.7
	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	1,00000	0.97473	0.87427	1,00000	0.26675	1,00000	0.00000
	34,351.8	34,694.3	34,432.2	344.3	34,087.9	344.3	344.3	606.4	606.4	342.6	263.8	14.2	249.6
d	19.07	19.26	19.24	0.19	19.05	0.19	0.19	0.21	0.19	0.19	0.01	0.01	-
	174.47	176.21	176.27	1.76	174.51	1.74	2.92	2.90	1.73	1.73	1.23	1.23	-
	16.40	16.41	16.30	16.30	16.30	16.30	16.30	23.85	16.74	16.74	18.06	18.06	-
	3.281	3.282	3.256	3.256	3.256	3.297	1.962	3.130	3.298	3.294	0.193	0.193	-
	0.0137	0.0137	0.0136	0.0136	0.0136	0.0137	0.0175	0.0187	0.0139	0.0139	0.0120	0.0120	-
cf	4.06	4.89	0.98	0.98	0.98	0.98	0.98	354.54	354.54	87.87	-	960.95	-
	124.9	124.9	14.3	14.3	14.3	14.3	14.3	390.4	-	128.4	-	175.7	-
	-	-	-	-	-	-	-	-	26.32	-	23.73	-	23.73
	-	-	-	-	-	-	-	-	0.805	-	0.717	-	0.717
	-	-	-	-	-	-	-	-	89.60	-	115.66	-	115.66
	-	-	-	-	-	-	-	-	40.87	-	43.42	-	43.42
	-	-	-	-	-	-	-	-	0.35	-	0.50	-	0.50

Fuente: El autor.

4.5 Transferencia de Custodia

El sistema de transferencia de custodia está conformado por dos (2) trenes de medición en paralelo y arreglo zeta (Z); un tren para operación normal y el otro en reserva. Cada tren de medición con su elemento primario tipo ultrasónico y accesorios, acondicionador de flujo tipo placa perforada y con tramos de tubería recta aguas arriba y aguas debajo de acuerdo con el Reporte AGA No. 9.

La medición de la corriente de gas de ventas se realizará a través del computador de flujo, el cual realizará la totalización del flujo del gas con compensación por presión y temperatura. Adicionalmente para efectos de determinar la calidad de la corriente de gas natural este sistema contará con un equipo de análisis tipo cromatógrafo en línea (C9+), un analizador de H₂S y un analizador de humedad.

El sistema de medición estará conformado por:

- ✓ Dos (2) trenes de medición en arreglo paralelo.
- ✓ Un (1) computador de flujo.
- ✓ Un (1) cromatógrafo de gas (C9+).
- ✓ Un (1) analizador de H₂S.
- ✓ Un (1) analizador de humedad.
- ✓ Un (1) indicador de presión.
- ✓ Un (1) indicador de temperatura.

Cada tren de medición estará conformado por los siguientes equipos e instrumentos, montados en un patín estructural:

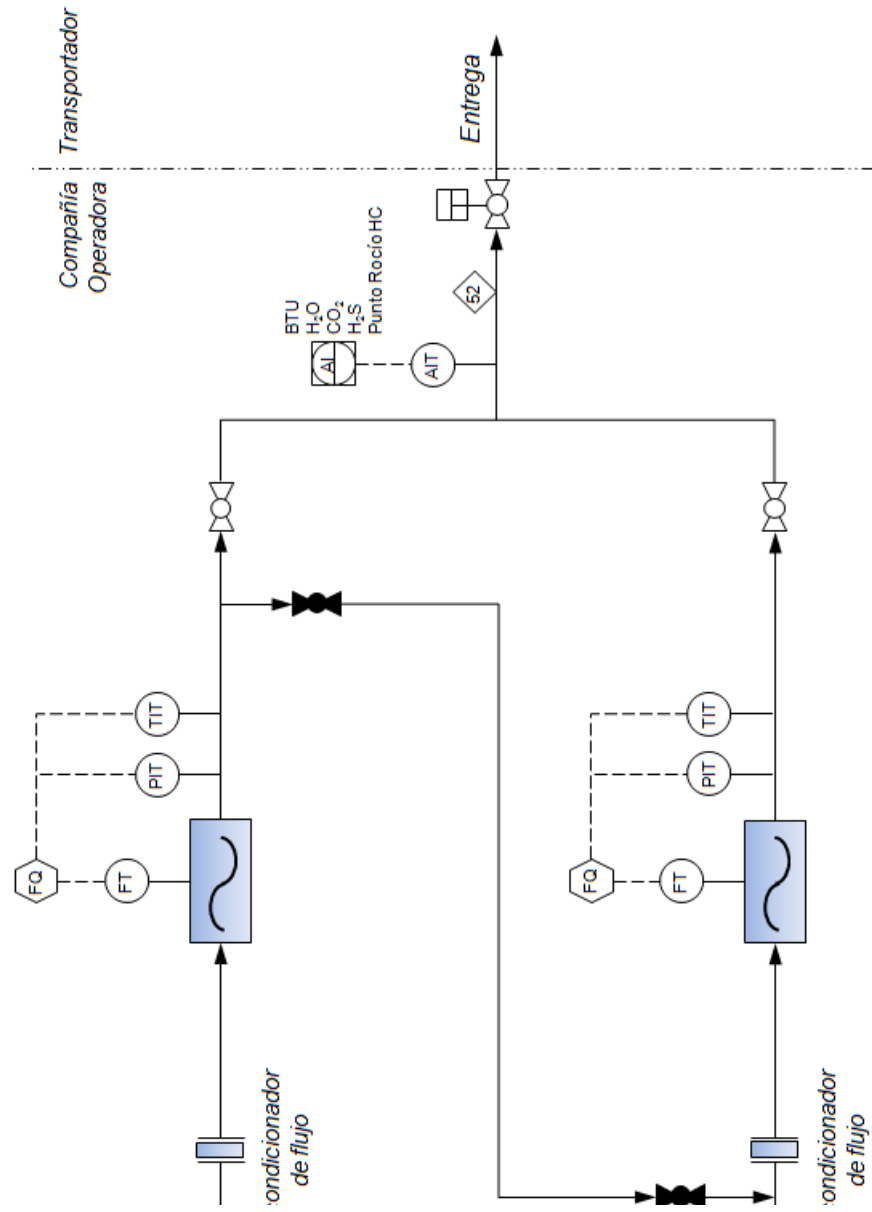
- ✓ Medidor tipo ultrasónico Daniel™ SeniorSonic™.
- ✓ Tubo de medición para transferencia de custodia formada por tres secciones, con longitud antes y después de acuerdo con el Reporte AGA No. 9.

- ✓ Acondicionador de flujo tipo placa perforada.
- ✓ Trasmisor electrónico multivariable.
- ✓ Válvula de entrada y salida para bloqueo del tren de medición, tipo bola, operada manualmente, para mantenimiento del equipo.

La Figura 29 a continuación presenta el PFD de la operación de medición y transferencia de custodia.

La Tabla 20 a continuación presenta las corrientes del PFD de medición y transferencia de custodia.

Figura 29. Diagrama de Flujo del Proceso – Transferencia de Custodia.



Fuente: El autor.

Tabla 20. Tabla de Corrientes – Transferencia de Custodia.

Corriente		< 51 >	< 52 >	
Descripción		Gas a Skid Transferencia de Custodia	Gas Entrega a Transportador	
Presión	psig	1,067.1	1,066.1	
Temperatura	°F	108.6	108.6	
Fracción de Vapor	-	1.00000	1.00000	
Flujo Másico	lb/h	102,264	102,264	
<i>Fase Gaseosa</i>	Flujo Estándar	MMscfd	57.14	57.14
	Flujo Actual	acfm	523.53	524.00
	Peso Molecular	-	16.30	16.30
	Densidad	lb/ft ³	3.256	3.253
	Viscosidad	cP	0.0136	0.0136
	Contenido de Agua	lb/MMscf	0.98	0.98
	Temp. Cricond.	°F	14.3	14.3

Fuente: El autor.

4.6 Dimensionamiento de Línea de Entrega

Al igual que las líneas de recolección, el dimensionamiento de la línea de entrega se basa en la aplicación de los criterios presentados en la Tabla 8.

El análisis para el dimensionamiento consiste en asumir que la entrega de gas se realizará a 900 psig y 120°F, pues estas son las condiciones que representan el mayor flujo actual de gas, mayor velocidad y caída de presión en la línea. Se evaluaron los diámetros 8" y 10" cédula 80 y se determinaron las condiciones de

flujo (velocidad de gas, gradiente de fricción y caída de presión total). La Tabla 21 a continuación presenta el resumen del dimensionamiento.

Tabla 21. Dimensionamiento Línea de Entrega.

Tamaño Nominal	ΔP Fricción (psi/100 ft)	ΔP Total (psi)	Velocidad (ft/s)	Velocidad Erosional (ft/s)	Aproximación (%)
8" Cédula 80	0.74	22.0	34.0	92.3	36.8
10" Cédula 80	0.23	6.81	21.6	92.3	23.4

Fuente: El autor.

De acuerdo con la tabla anterior, se selecciona un tamaño nominal de 10" cédula 80 para la línea de entrega de gas de ventas al transportador.

4.7 Servicios Auxiliares

Además de las operaciones descritas en la secciones previas, la facilidad de superficie necesitará sistemas auxiliares que son de vital importancia para su operación segura y confiable.

Estos sistemas se presentan a continuación de manera descriptiva, y no serán desarrollados en este trabajo.

4.7.1 Sistema de Alivio y Tea

Este sistema permite el manejo y disposición segura de los venteos y alivios que tengan lugar en la facilidad como consecuencia de una situación de emergencia, condición anormal de proceso o una despresurización controlada por razones de mantenimiento.

El sistema típicamente está compuesto por:

- ✓ Todos los dispositivos de alivio y seguridad instaladas en la facilidad (p. ej. TRV, PSV, BDV, etc.).
- ✓ Cabezales y sub-cabezales de recolección.
- ✓ Tambor de tea (*knock out drum*); y
- ✓ Tea.

4.7.2 Sistema de Tratamiento de Agua Producida

El agua producida que sale de los separadores de producción contiene hidrocarburos dispersos y disueltos, entre 0.1% y 10% en volumen [1]. Los hidrocarburos recuperados son recirculados al proceso.

El sistema de tratamiento de agua de producción se emplea para reducir el contenido de hidrocarburos en el agua antes de su disposición final.

Este sistema se emplea para ajustar el agua de producción a los requerimientos establecidos para su disposición final, de acuerdo a las regulaciones ambientales vigentes. En este caso, la disposición consiste en la re-inyección al yacimiento.

El sistema típicamente está compuesto por:

- ✓ Tanque de recepción.
- ✓ Unidades de flotación (DGF o IGF).
- ✓ Unidades de filtración (cáscara de nuez, etc.).
- ✓ Tanque de agua tratada; y
- ✓ Bombas de inyección.

4.7.3 Sistema Contraincendio

Las facilidades de producción de hidrocarburos, debido a la naturaleza de los fluidos que manejan, tienen un alto riesgo de incendio. El objeto de cualquier sistema contra incendio es contener y extinguir cualquier incendio (o conato de incendio) que tenga lugar en la facilidad.

Este sistema está compuesto por:

- ✓ Tanques de almacenamiento de agua contra incendio.
- ✓ Bombas contra incendio (eléctricas y diesel).
- ✓ Red de distribución; y
- ✓ Sistema de hidrantes-monitores.

El cuarto de control y centro de control de motores (CCM) contarán con sistema de agente limpio para extinción.

4.7.4 Sistema de Detección de Fuego y Gas

El objetivo de este sistema es proveer detección temprana y las alarmas requeridas durante una liberación de hidrocarburos (ruptura, fuga, etc.), las cuales son complementarias a las alarmas de la instrumentación de proceso.

Este sistema advierte de posibles eventos que constituyan una amenaza contra la vida de las personas, contra el medio ambiente, contra los activos y contra la continuidad de las operaciones de producción.

El sistema consiste de detectores de fuego y gas dispuestos espacialmente de tal manera que cubran todas las áreas requeridas y configuradas en un algoritmo de votación dos de tres (2oo3) para evitar falsas activaciones del sistema.

La detección de gas activa únicamente el sistema de cierre de emergencia (ESD) del área afectada o de toda la facilidad, dependiendo del área. Mientras que la detección de fuego activa el sistema de cierre de emergencia (ESD) y el sistema de despresurización de emergencia (EBD) para la disposición segura del inventario de hidrocarburos.

4.7.5 Sistema de Generación Eléctrica

El sistema de generación eléctrica consta de tres (3) generadores accionados por motores a gas, referencia Caterpillar G3512 de 557 kW, 480 V, trifásico tetrafilar a 60 Hz y un (1) generador accionado por motor diesel, referencia Caterpillar G3406 de 270 kW, 480 V.

4.7.6 Sistema de Gas Combustible

La facilidad de producción requiere gas combustible para su operación en:

- ✓ Generadores eléctricos.
- ✓ Unidades de regeneración de glicol de plantas deshidratadoras; y
- ✓ Sistema de gas de manto (*gas blanketing*).

El gas combustible debe ser seco y libre de partículas para que no comprometa el desempeño y la integridad de los equipos donde será utilizado.

El sistema típicamente está compuesto por:

- ✓ Secadores de gas (para arranque únicamente).
- ✓ Filtros separadores.
- ✓ Calentadores de gas; y
- ✓ Red de regulación y distribución.

4.7.7 Sistema de Gas de Manto (*Gas Blanketing*)

Algunos productos deben ser almacenados con una atmósfera libre de oxígeno debido a que la presencia del mismo comprometería la integridad del producto. Tal es el caso del agua de producción, en el cual uno de los requerimientos para su re-inyección es que el contenido de oxígeno disuelto sea inferior a 5 ppb, y como la única fuente de oxígeno es el aire atmosférico, no se debe permitir el contacto de este gas con el agua almacenada. De igual manera el glicol en las plantas de deshidratación debe almacenarse con gas de manto para no permitir el contacto con el oxígeno ambiente.

Los equipos que requieren gas de manto en su operación diaria son:

- ✓ Tanques de agua producida.
- ✓ Celdas de flotación; y
- ✓ Recipientes de drenaje de glicol; y
- ✓ Recipiente de almacenamiento de glicol.

El sistema típicamente está compuesto por:

- ✓ Trenes de regulación.
- ✓ Red de distribución; y
- ✓ Válvulas de regulación en cada usuario.

4.7.8 Sistema de Aire de Instrumentos y de Servicio

El aire es la fuerza motriz de la instrumentación instalada en la facilidad, por tal razón este sistema es uno de los críticos en cualquier operación de producción de hidrocarburos.

El aire de servicios se usa en los talleres y bodegas de la facilidad para operar herramientas neumáticas, para aire de limpieza, etc.

El aire de instrumentos ha remplazado el gas de instrumentos dado que no constituye emisiones de gases efecto invernadero.

El aire de instrumentos debe ser seco y libre de partículas para que no comprometa el desempeño y la integridad de los equipos donde será utilizado.

El sistema típicamente está compuesto por:

- ✓ Compresores.
- ✓ Acumulador de aire húmedo.
- ✓ Pre-filtros.
- ✓ Secadores de aire (pueden ser tipo sílica gel o de membranas).
- ✓ Post-filtros.
- ✓ Acumulador de aire seco.
- ✓ Regulación, y
- ✓ Red de distribución.

4.7.9 Sistema de Agua de Servicio

El sistema de agua de servicio se emplea para suministrar agua a sanitarios, talleres y duchas/lavaojos de emergencia. El agua producto tratada en este sistema no es apta para el consumo.

El sistema consiste en una serie de etapas de tratamiento cuyo objeto es remover los sólidos, sales minerales y agentes patógenos.

El agua de servicios se usa en los talleres y bodegas de la facilidad para operaciones de lavado.

El sistema típicamente está compuesto por:

- ✓ Pozos de agua fresca.
- ✓ Tanques de recepción
- ✓ Bombas de trasiego.
- ✓ Filtros de carbón activado.
- ✓ Suavización.
- ✓ Unidad de desinfección (cloración o ultravioleta).
- ✓ Microfiltración y ósmosis inversa (de ser requerido).
- ✓ Tanques de almacenamiento de agua tratada.
- ✓ Bombas de trasiego.
- ✓ Tanque elevado y red de distribución (sanitarios).
- ✓ Sistema *hidroflo* (talleres y duchas/lavaojos de emergencia).

4.7.10 Sistema de Control de Procesos

La Compañía Operadora emplea el sistema de control de procesos DeltaV de *Emerson Process Management*.

DeltaV es un Sistema de Control Distribuido, y como tal, es un sistema que integra tanto el controlador (conectado a la planta) como su interfase de operador (basada en PC), el cual permite la operación, control, monitoreo y manejo de los datos y variables del procesos

4.7.11 Sistema de Seguridad

La Compañía Operadora emplea el sistema de seguridad HIQuad de HIMA, el cual es un sistema instrumentado de seguridad (SIS) independiente, de alta integridad y de alta tolerancia a las fallas.

El objetivo del Sistema de Seguridad o SIS (*Safety Instrumented System*) es estar disponible en todo momento para llevar automáticamente una condición potencialmente peligrosa a un estado seguro en el caso de una falla en algún lugar del proceso.

La funcionalidad de detección por fuego y gas será instalada en el sistema SIS; el cual, adicionalmente, ejecutará todas las funciones relacionadas con la parada de Emergencia (ESD) de la facilidad.

Los sistemas de control de procesos PCS (DeltaV) y de seguridad (HIQuad/HIMA) estarán intercomunicados y unidos a un sistema de supervisión que sirve de interfaz al operador, permitiendo la centralización de la supervisión y control de toda la facilidad.

Todas las estrategias de control y supervisión residen en el sistema de control PCS (DeltaV), el cual está comunicado con el SIS (HIQuad/HIMA), este a su vez enviará al PCS toda la información relacionada con status, alarmas, etc., para que pueda visualizarse por el personal de operaciones a través de los despliegues del sistema de supervisión del DeltaV.

5. DIMENSIONAMIENTO PLANTA DE DESHIDRATACIÓN

En este capítulo se presenta el dimensionamiento básico de la planta de deshidratación por absorción con glicol de acuerdo con la configuración presentada en el Anexo C.

La información acerca de los flujos (másicos, volumétricos, etc.), así como las propiedades físicas de los fluidos fueron extraídas de la simulación del proceso presentada en el Anexo C.

5.1 Scrubber de Entrada

El procedimiento de dimensionamiento presentado corresponde a la metodología GPSA [4]. En este equipo se desean remover las gotas mayores a 150 μ .

La Tabla 22. Propiedades Scrubber de Entrada MBF-201.

Tabla 22. Propiedades Scrubber de Entrada MBF-201.

Propiedad	Valor
Presión (psig)	900
Temperatura (°F)	110
Fase Gaseosa	
Flujo Estándar (MMscfd)	25.0
Flujo Actual (acfm)	275.6
Densidad (lb/ft ³)	2.723
Viscosidad (cP)	0.0133
Fase Líquida	
Densidad (lb/ft ³)	43.47

Fuente: El autor.

Primero debe se calcula el factor $C'(Re)^2$ a partir de la ecuación 2 a continuación.

$$C'(Re)^2 = \frac{0.95 \times 10^8 \rho_g D_p^3 (\rho_l - \rho_g)}{\mu^2} \quad (2)$$

El valor de $C'(Re)^2$ es:

$$C'(Re)^2 = 7,326$$

Luego, a partir de la figura 7-4 de GPSA [4] se calcula el coeficiente de arrastre.

$$C' = 1.2$$

Una vez se conoce el coeficiente de arrastre, se puede calcular la velocidad terminal de asentamiento de la partícula a partir de la ecuación 3 a continuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4gD_p(\rho_l - \rho_g)}{3\rho_g C'}} \quad (3)$$

El valor de la velocidad terminal es:

$$V_t = 0.51 \text{ ft/s}$$

El área transversal requerida por el separador se calcula mediante la ecuación 4 a continuación:

$$A = \frac{ACFM}{60V_t} \quad (4)$$

El área transversal requerida es:

$$A = 8.95 \text{ ft}^2$$

Una vez conocida el área, el diámetro interno del separador se calcula mediante la ecuación 5 a continuación:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (5)$$

El diámetro es:

$$D = 3.38 \text{ ft}$$

Se selecciona un diámetro nominal de 3.5 ft (42 in). Relación de esbeltez (L/D) de 3, por lo cual la altura costura-costura será 10.5 ft.

5.2 Filtro-Separador de Salida

Se sigue el mismo procedimiento de dimensionamiento presentado en el numeral 5.1. En este equipo se desean remover las gotas mayores a 150 μ .

La Tabla 23 a continuación presenta las propiedades requeridas para el dimensionamiento del filtro-separador de salida MAK-204.

Tabla 23. Propiedades Filtro-Separador de Salida MAK-204.

Propiedad	Valor
Presión (psig)	896.0
Temperatura (°F)	115.2
Fase Gaseosa	
Flujo Estándar (MMscfd)	25.0
Flujo Actual (acfm)	280.0
Densidad (lb/ft³)	2.675
Viscosidad (cP)	0.0134
Fase Líquida	
Densidad (lb/ft³)	39.70

Fuente: El autor.

Primero debe se calcula el factor $C'(Re)^2$ a partir de la ecuación 2. El valor de $C'(Re)^2$ es:

$$C'(Re)^2 = 6,446$$

Luego, a partir de la figura 7-4 de GPSA [4] se calcula el coeficiente de arrastre.

$$C' = 1.3$$

Una vez se conoce el coeficiente de arrastre, se puede calcular la velocidad terminal de asentamiento de la partícula a partir de la ecuación 3. El valor de la velocidad terminal es:

$$V_t = 0.48 \text{ ft/s}$$

Debido a la orientación horizontal del separador, es necesario asumir un diámetro interno para calcular la longitud requerida, a partir de la ecuación 6 a continuación:

$$L = \frac{4Qg(ACFM)}{60\pi V_t D} \quad (6)$$

Las posibles configuraciones geométricas son:

Diámetro (ft)	Longitud Efectiva (ft)	Longitud S/S (ft)	L/D
1.0	12.29	13.29	13.3
1.5	8.19	9.69	6.5
2.0	6.14	8.14	4.1
2.5	4.91	6.55	2.6
3.0	4.10	5.46	1.8
3.5	3.51	4.68	1.3
4.0	3.07	4.10	1.0
4.5	2.73	3.64	0.8

Se selecciona un diámetro nominal de 2.5 ft (30 in), longitud costura-costura de 6.55 ft y relación de esbeltez (L/D) de 2.6.

5.3 Torre de Absorción

Para la torre de absorción se seleccionó empaque estructurado para su relleno. Para este tipo de internos se emplea el factor de carga F_s que viene dado por la ecuación 7 a continuación [4].

$$F_s = v\sqrt{\rho_g} \quad (7)$$

Donde v es la velocidad del gas en la torre en ft/s, y ρ_g es la densidad del gas en la torre en lb/ft³. De acuerdo con GPSA, se recomienda que F_s varíe entre 2.5 y 3.0 [4].

La Tabla 24 a continuación presenta la información requerida para calcular el diámetro de la torre.

Tabla 24. Propiedades Torre de Absorción MAF-202.

Propiedad	Fondo de Torre	Cima de Torre
<i>Fase Gaseosa</i>		
Flujo Actual (acfm)	275.6	278.1
Densidad (lb/ft ³)	2.723	2.693

Fuente: El autor.

Se emplea un valor de F_s de 2.75.

La Tabla 25 a continuación presenta los resultados.

Tabla 25. Resultados Diámetro Torre de Absorción MAF-202.

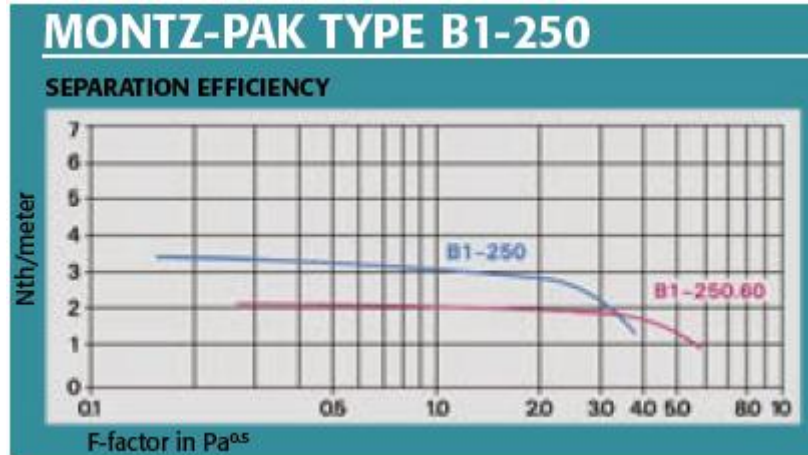
Propiedad	Fondo de Torre	Cima de Torre
Velocidad del gas (ft/s)	1.67	1.68
Área transversal requerida (ft ²)	2.76	2.77
Diámetro interno requerido (ft)	1.87	1.88

Fuente: El autor.

De acuerdo con los resultados presentados en la tabla anterior, se selecciona un diámetro de 2 ft para la torre de absorción.

En relación al empaque estructurado a ser empleado, se ha seleccionado la referencia B1-250 de ACS-MONTZ. La Figura 30 a continuación presenta la cantidad de platos teóricos por unidad de longitud de empaque.

Figura 30. Platos Teóricos por Unidad de Longitud – B1-250.



Un factor F_s de $2.75 \text{ (lb/ft.s}^2\text{)}^{0.5}$ equivale a $3.36 \text{ Pa}^{0.5}$, valor que equivale, de acuerdo con la Figura 30, a aproximadamente a 2 platos teóricos por metro de empaque.

La altura total de empaque viene dado por la ecuación 8 a continuación.

$$H = 5 \text{ platos teóricos} * \frac{1 \text{ m}}{2 \text{ platos teóricos}} * \frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \quad (8)$$

La altura total mínima de empaque estructurado es:

$$H = 8.20 \text{ ft}$$

La torre será empacada con 9 ft de empaque estructurado B1-250, y la altura total de la torre (costura-costura) será 20 ft.

6. CONCLUSIONES

- Se revisó la información histórica del campo.
- Se determinó el tratamiento requerido de acuerdo con las propiedades del gas y se realizó el diseño conceptual del esquema de tratamiento de acuerdo con un análisis comparativo de ventajas y desventajas de varias alternativas tecnológicas para cada etapa de tratamiento.
- Se desarrollaron las simulaciones de proceso de soporte de todos los análisis y dimensionamientos efectuados.
- Se desarrollaron los planos de diseño conceptual diagrama de bloques (BFD) y diagrama de flujo de proceso (PFD).
- Se desarrolló el dimensionamiento de las líneas de flujo de recolección de cada pozo, y el dimensionamiento de la línea de flujo de gas de ventas.
- Se desarrolló un análisis de sensibilidad de la operación de deshidratación para determinar el número de etapas teóricas requeridas.
- Se realizó el dimensionamiento básico de los equipos que conforman una planta de deshidratación con glicol.
- Se desarrolló la hoja de datos conceptual de la planta de deshidratación con glicol.
- Se desarrollaron los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) conceptuales de la planta de deshidratación con glicol.

7. RECOMENDACIONES

- Se recomienda desarrollar un análisis financiero, considerando el perfil de producción, para determinar los costos de capital (CapEx) y de operación (OpEx), para así establecer la viabilidad de la reactivación del campo.
- Se recomienda desarrollar un análisis de sensibilidad para determinar el diseño óptimo de las unidades de tratamiento (separación primaria, deshidratación, control de punto de rocío hidrocarburo) que incluya aspectos de diseño mecánico (materiales, espesores de pared, pesos de los equipos, etc.) y funciones de costos.
- Se recomienda desarrollar un análisis de relación costo-beneficio evaluando varios tipos diferentes de empaque estructurado a ser empleado en la torre de absorción con TEG en la planta deshidratadora.

BIBLIOGRAFÍA

1. ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Design of Oil Handling Systems and Facilities. 3 ed. New York (NY). Gulf Publishing Company, 2008. 722 p. (Surface Production Operations; v. 1). ISBN 978-0-7506-7853-7.
2. ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. 2 ed. Houston (TX). Gulf Publishing Company, 1999. 569 p. (Surface Production Operations; v. 2). ISBN 0-88415-822-5.
3. CARROLL, John. Natural Gas Hydrates - A Guide for Engineers. 2 ed. Houston (TX). Gulf Publishing Company, 2009. 276 p. ISBN 978-0-7506-8490-3.
4. GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION - GPSA. Engineering Databook. 12 ed., Tulsa, 2004.
5. GREEN, Don y PERRY, Robert. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 8 ed., New York (NY). McGraw-Hill, 2008. ISBN 0-07-159313-6.
6. GUO, Boyun y GHALAMBOR, Ali. Natural Gas Engineering Handbook. Houston (TX). Gulf Publishing Company, 2005. 446 p. ISBN 0-9765113-3-9.
7. INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación – Presentación de Tesis, Trabajos de Grado y Otros Trabajos de Investigación. NTC 1486. Bogotá D.C.: El Instituto, 2008. 36 p.
8. INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Referencias Bibliográficas - Contenido, Forma y Estructura. NTC 5613. Bogotá D.C.: El Instituto, 2008. 33 p.

9. INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Referencias Documentales para Fuentes de Información Electrónica. NTC 4490. Bogotá D.C.: El Instituto, 1998. 23 p.
10. JOYA, Pedro. Alternativas de Explotación de un Campo de Gas: Caso Real Colombiano. Monografía Especialización en Ingeniería del Gas. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ciencias Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, 2006. 77 p.
11. LELAND JR, Leland y HOLMES, Richard. The Design of Hydrocarbon Recovery Units Using Solid Adsorbents. En: Journal of Petroleum Technology. Febrero, 1962, vol. 14, no. 2, p. 179-186.
12. MITARITEN, Michael y LIND, Waldemar. The Sorbead™ Quick-Cycle Process for Simultaneous Removal of Water, Heavy Hydrocarbons and Mercaptans from Natural Gas. En: Laurance Reid Gas Conditioning Conference (25 – 27 de febrero de 2007).
13. MOKHATAB, Saeid y MEYER, Peter. Selecting Best Technology Lineup for Designing Gas Processing Units. En: GPA Europe Sour Gas Processing Conference (13 – 15 de mayo de 2009).
14. MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Boston. Gulf Professional Publishing, 2006. 636 p. ISBN 978-0-7506-7776-9.
15. MORAN, Michael y SHAPIRO, Howard. Fundamentals of Engineering Thermodynamics. 6 ed. John Wiley & Sons, 2008. 928 p. ISBN 978-0471-78735-8.

16. POLING, Bruce; PRAUSNITZ, John y O'CONNELL, John. The Properties of Gases and Liquids. 5 ed. New York (NY). McGraw-Hill, 2001. ISBN 978-0-07-011682-5.
17. REPÚBLICA DE COLOMBIA. DEPARTAMENTO NACIONAL DE PLANEACIÓN. Programa para la Masificación del Consumo de Gas. Documento DNP-2571-UINF-DIREN. Bogotá, D.C., 18 de diciembre de 1991.
18. REPÚBLICA DE COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. COMISIÓN DE REGULACIÓN DE ENERGÍA Y GAS. Resolución 071 (03, diciembre, 1999). Por la cual se establece el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural, RUT. Diario Oficial. Bogotá, D.C., 2000. no. 43859.
19. REPÚBLICA DE COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA. Boletín Estadístico de Minas y Energía 1990 – 2010 [En línea]. Disponible en Internet: <<http://www1.upme.gov.co/index.php/la-upme/web-links/prueba/category/1-energia.html?download=61%3Aboletin-estadistico-de-minas-y-energia-1990-2010>> [citado en 26 de marzo de 2012].
20. REPÚBLICA DE COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. Ecopetrol y Chevron lograron un acuerdo de prórroga con PDVSA para continuar exportando gas a Venezuela [En línea]. <http://www.minminas.gov.co/minminas/index.jsp?cargaHome=2&opcionCalendar=4&id_noticia=1299> [citado en 29 de diciembre de 2011].

21. STEWART, Maurice y ARNOLD, Ken. Emulsion and Oil Treating Equipment: Selection, Sizing and Troubleshooting. Boston (MA). Gulf Professional Publishing, 2009. 290 p. ISBN 978-0-7506-8970-0.

22. STEWART, Maurice y ARNOLD, Ken. Gas-Liquid and Liquid-Liquid Separators. Boston (MA). Gulf Professional Publishing, 2009. 226 p. ISBN 978-0-7506-8979-3.

ANEXO A – CURVA DE INVERSIÓN Y EFECTO JOULE-THOMSON

El coeficiente Joule-Thomson (μ_{JT}) viene dado por la siguiente expresión [15]:

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H \quad (9)$$

Teniendo en cuenta la relación entre las propiedades termodinámicas y aplicando relaciones de maxwell, resulta la siguiente expresión:

$$\mu_{JT} = \frac{\left[T \left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_P - v \right]}{C_p} \quad (10)$$

En el caso de gases ideales el numerador de la ecuación anterior es igual a cero (0), y por lo tanto μ_{JT} es cero.

En el caso de gases reales (ecuación $Pv=RTZ$, $v=RTZ/P$):

$$\left(\frac{\partial v}{\partial T} \right)_P = \frac{RZ}{P} + \frac{RT}{P} \left(\frac{\partial Z}{\partial T} \right)_P \quad (11)$$

Reemplazando en la ecuación (10) se tiene:

$$\mu_{JT} = \frac{\left[\frac{RTZ}{P} + \frac{RT^2}{P} \left(\frac{\partial Z}{\partial T} \right)_P - \frac{RTZ}{P} \right]}{C_p} \quad (12)$$

$$\mu_{JT} = \frac{\frac{RT^2}{P} \left(\frac{\partial Z}{\partial T} \right)_P}{C_p} \quad (13)$$

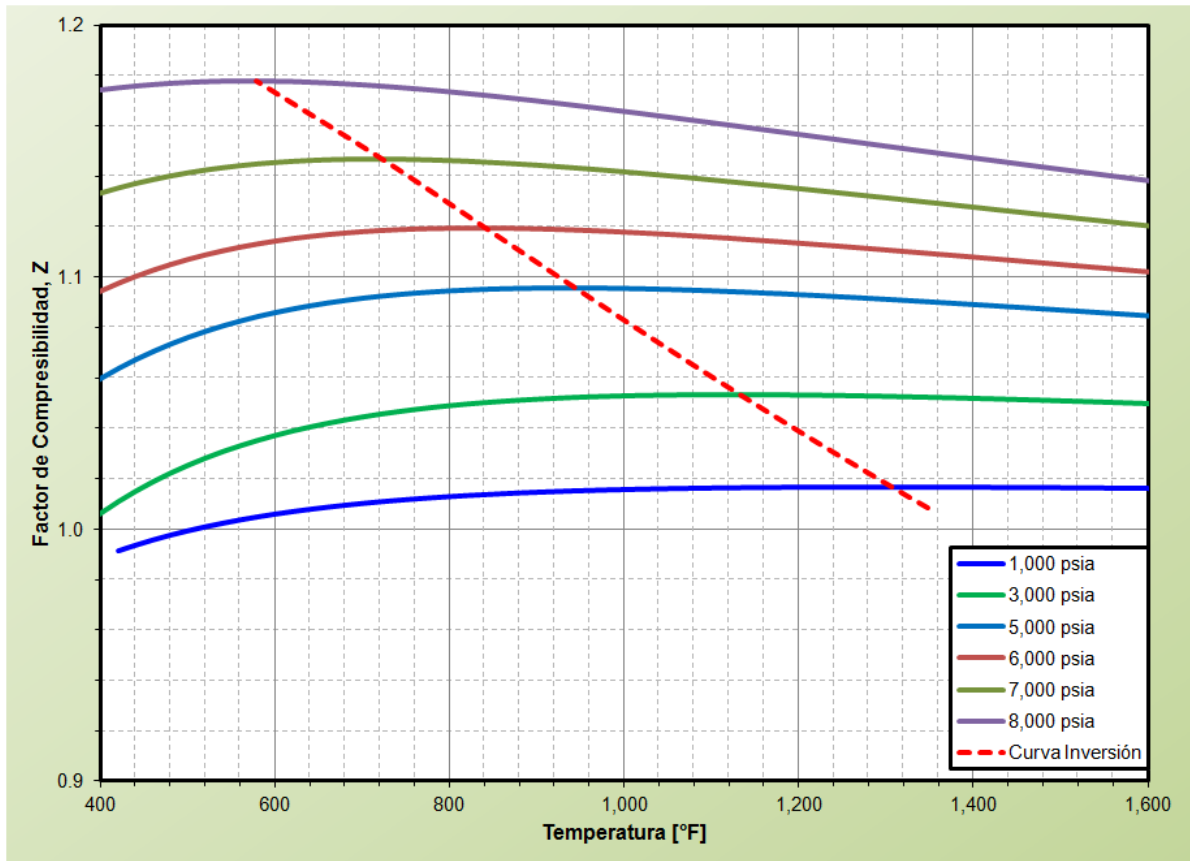
De la ecuación (9) se deduce que si el coeficiente Joule-Thomson es positivo, cualquier reducción de presión resultará en una disminución de la temperatura, mientras que si es negativo, una reducción de presión resultará en un aumento de la temperatura del fluido. El punto donde el coeficiente JT es igual a cero (cambio de signo) se denomina *punto de inversión*. La línea que une todos estos puntos recibe el nombre de *curva de inversión*. En el caso del gas natural la curva de inversión tiene lugar a altas presiones y temperaturas.

De acuerdo con la ecuación (13), para que el coeficiente JT sea negativo, la derivada $(\partial Z/\partial T)_P$ debe ser negativa. En un diagrama Z vs. T la temperatura donde ocurre el mayor factor Z (donde $(\partial Z/\partial T)_P = 0$) constituye un punto de inversión.

A continuación se presenta un análisis realizado sobre el gas del Campo objeto de estudio, para efectos de determinar la curva de inversión del mismo.

La Figura 31 presenta el factor de compresibilidad (Z) en función de la temperatura a diferentes presiones y la curva de inversión (línea roja punteada).

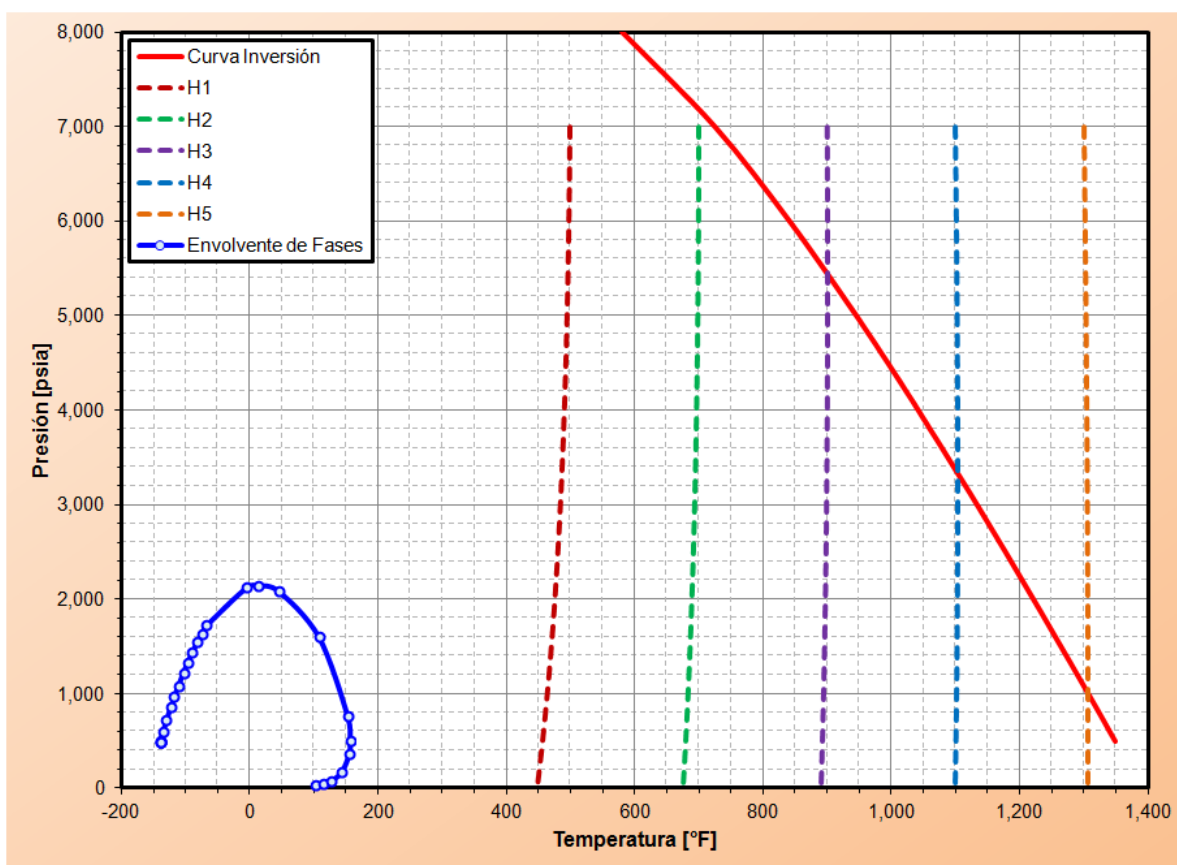
Figura 31. Factor de Compresibilidad Z en función de T.



Fuente: El autor.

La Figura 32 presenta el diagrama P-T, la curva de inversión (línea roja continua), la envolvente de fases (línea azul continua) y varias líneas de entalpía constante H1, H2, H3, H4 y H5 (líneas punteadas).

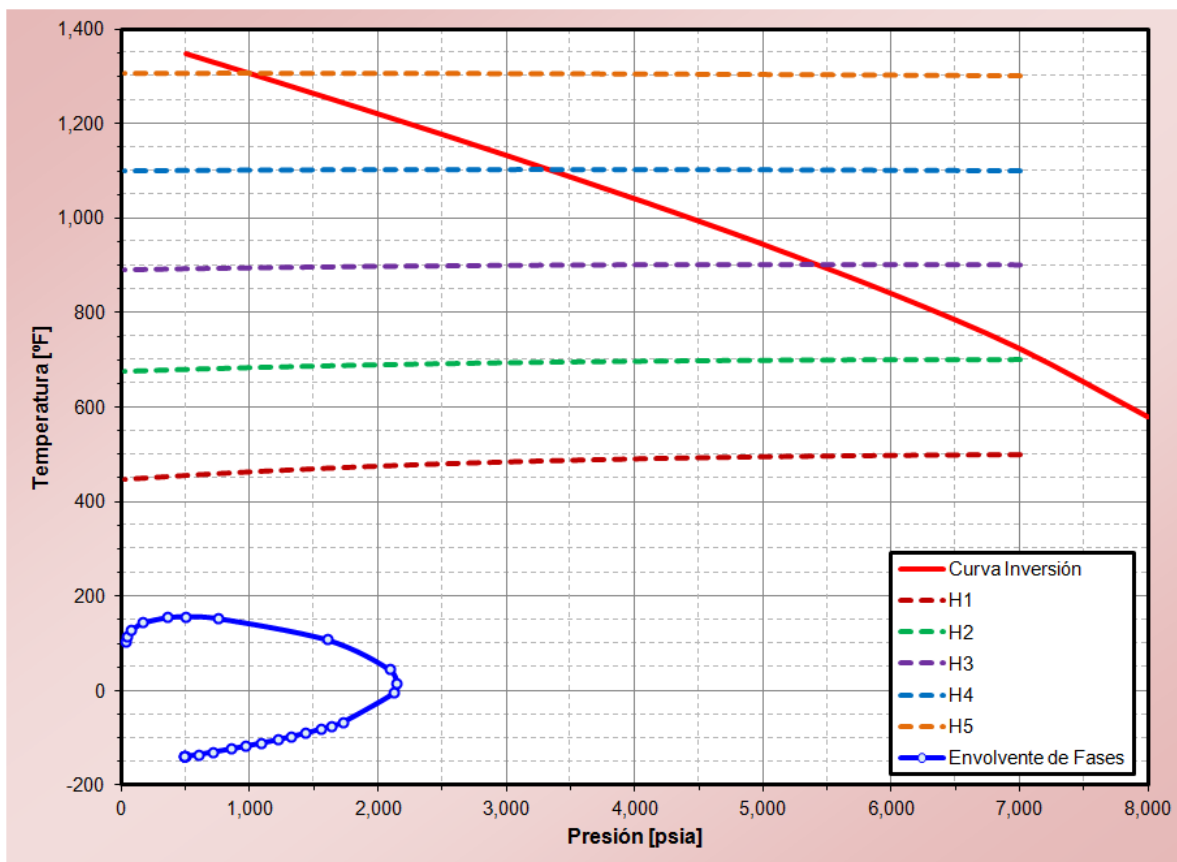
Figura 32. Diagrama P-T y Curva de Inversión.



Fuente: El autor.

Para mejorar la visualización de la figura anterior se presenta ahora en la forma de diagrama T-P en la Figura 33. Nótese que la curva de inversión está muy a la derecha de la región normal de trabajo de la facilidad de producción y de la envolvente de fases.

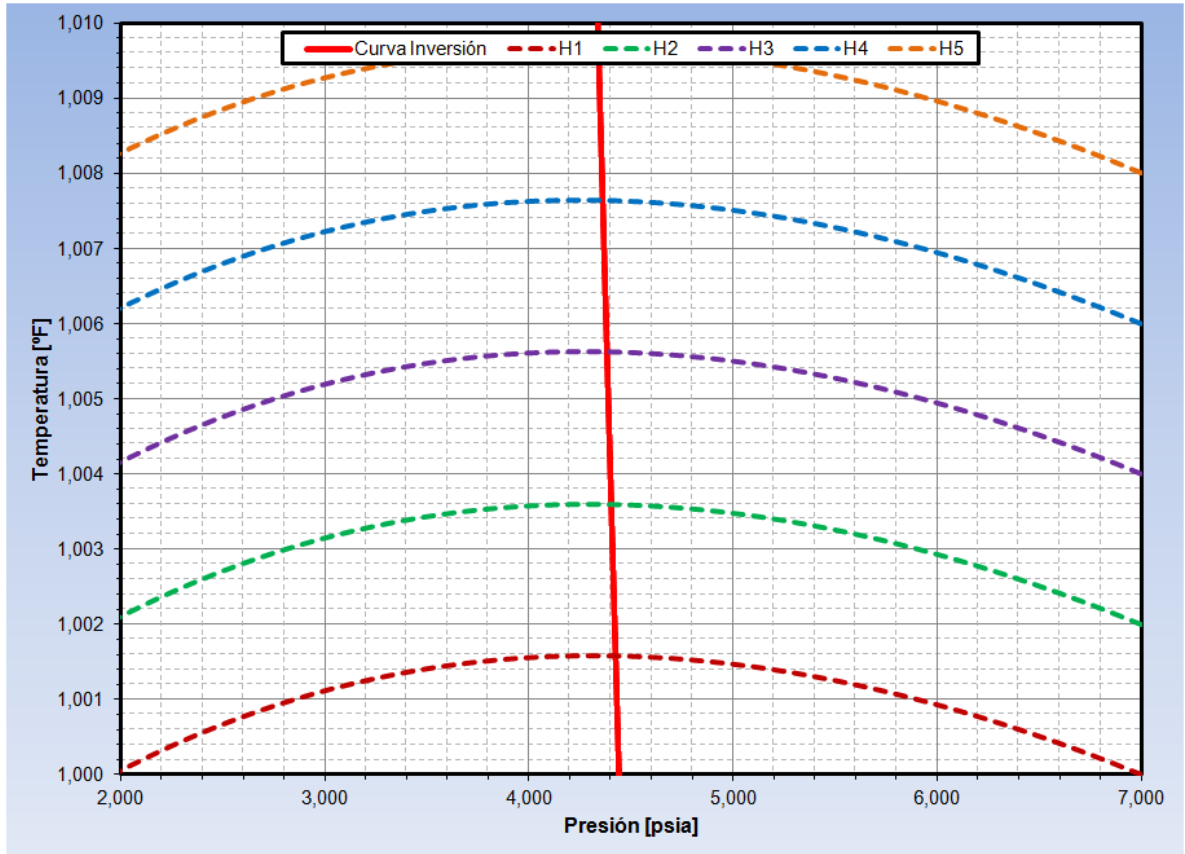
Figura 33. Diagrama T-P y Curva de Inversión.



Fuente: El autor.

Para efecto de visualizar mejor el punto de inversión (donde $(\partial T/\partial P)_H = 0$) en el diagrama T-P, la Figura 34 presenta un acercamiento (zoom) donde se aprecian la curva de inversión (línea roja continua) y varias líneas de entalpía constante H1, H2, H3, H4 y H5 (líneas punteadas).

Figura 34. Diagrama T-P y Curva de Inversión – Zoom.



Fuente: El autor.

Tal y como se observa en la Figura 34, al lado izquierdo de la curva de inversión la pendiente es positiva ($\partial T/\partial P)_H > 0$, por lo cual el coeficiente JT es positivo y por lo tanto cualquier reducción de presión resultará en una disminución de la temperatura del gas del Campo. Lo contrario sucede al lado derecho de la curva de inversión, donde la pendiente es negativa y por lo tanto una reducción de presión ocasionará un aumento de la temperatura del gas.

ANEXO B – ANÁLISIS DE LA REFRIGERACIÓN MECÁNICA

En este anexo se presenta un análisis de la operación de refrigeración mecánica con el objeto de desarrollar una apropiada selección de la tecnología para el control de punto de rocío hidrocarburo.

Es bien sabido que la refrigeración mecánica es sensible a la presión de la corriente de entrada, por lo cual variaciones en este parámetro resultará en variaciones del punto de rocío hidrocarburo del gas tratado. La operación de adsorción con lechos sólidos no es sensible a la variación de la presión de entrada.

Para determinar el efecto de la presión de operación en la temperatura cricondentérmica de la corriente tratada, se efectuó un análisis de sensibilidad en función de la temperatura del *chiller* de propano.

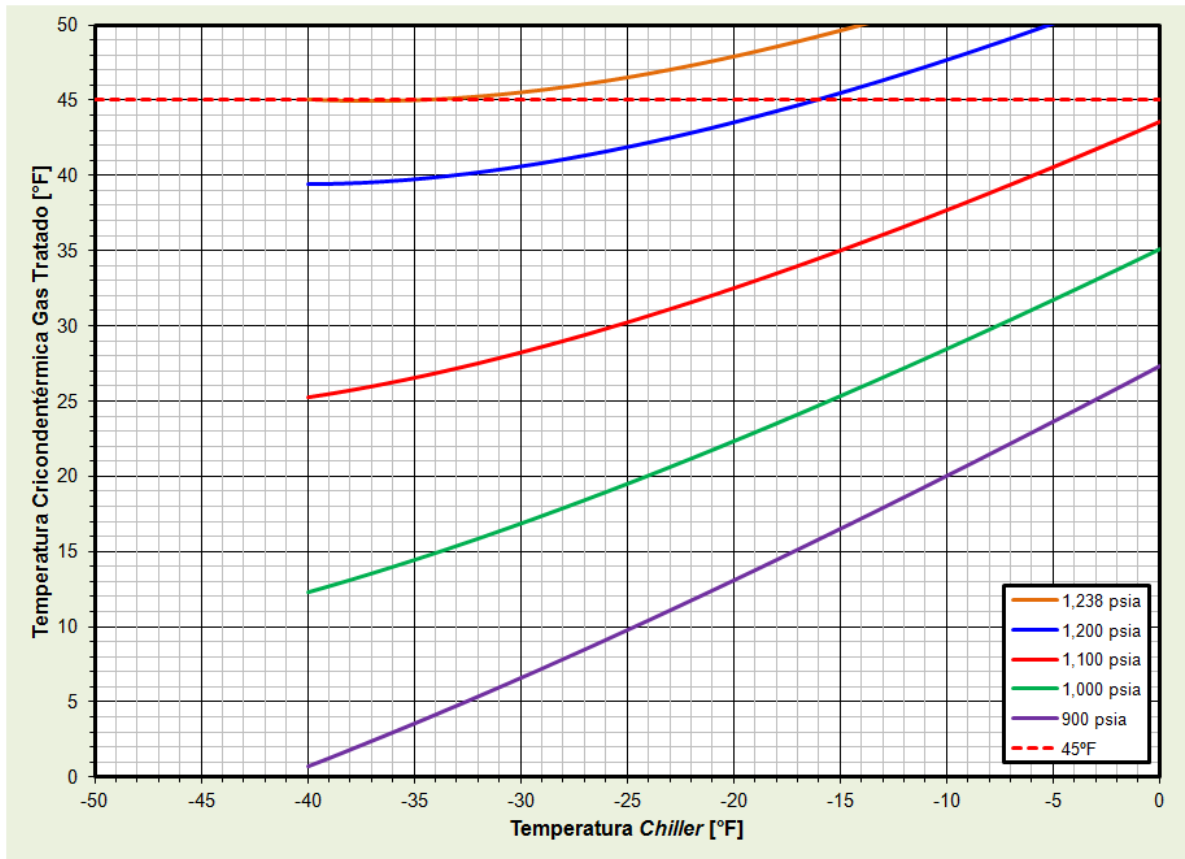
La menor temperatura de enfriamiento alcanzable empleando propano es -40°F (punto normal de ebullición), sin embargo se fija en -35°F considerando una aproximación en el intercambiador de 5°F .

Para diferentes presiones de operación del separador de baja temperatura (LTS), se varía la temperatura en enfriamiento en el *chiller* (hasta el valor mínimo establecido de -35°F) y se calcula la temperatura cricondentérmica de la corriente de gas tratado.

Las presiones de operación establecidas para el análisis son 900, 1000, 1100 y 1200 psia.

La Figura 35 a continuación presenta la temperatura cricondentérmica final del gas tratado en función de la temperatura en el *chiller* a diferentes presiones de operación.

Figura 35. Temperatura Cricondentérmica Gas Tratado.

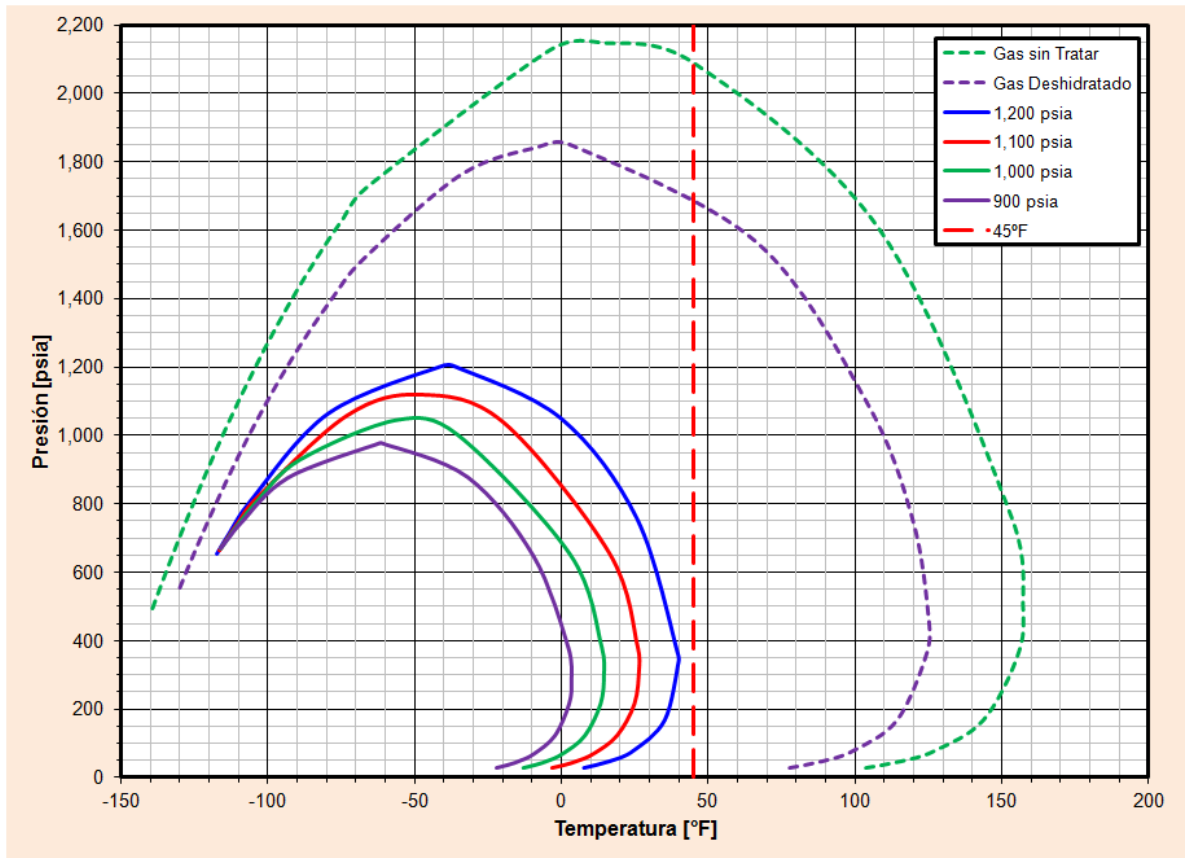


Fuente: El autor.

De la Figura 35 se observa que la máxima presión de operación permitida es 1,238 psia, para efectos de obtener una temperatura cricondentérmica del gas tratado de 45°F.

La Figura 36 a continuación presenta el desarrollo de fases del gas tratado a diferentes presiones de operación y a la mínima temperatura de enfriamiento (-35°F).

Figura 36. Desarrollo de Fases Gas Tratado.



Fuente: El autor.

La temperatura cricondentérmica alcanzada a una presión de operación de 1,200 psia es 39.8°F, el cual es un valor muy cercano al establecido por el RUT de 45°F, reduciendo el margen de seguridad.

Adicionalmente la refrigeración mecánica requiere un sistema de inyección de etilenglicol (EG) para inhibir la formación de hidratos en el intercambiador gas-gas y en el enfriador con propano (*chiller*); y un sistema de regeneración del etilenglicol para su recirculación al proceso.

ANEXO C – ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DESHIDRATACIÓN DE GAS

Para efectos de establecer los parámetros operativos de la planta de deshidratación, así como las características físicas del sistema, es requerido realizar un análisis de sensibilidad que considere diferentes relaciones TEG/agua removida, purzas de TEG y etapas teóricas.

Los parámetros de dimensionamiento de la planta de deshidratación se resumen en la siguiente tabla.

Tabla 26. Parámetros de Dimensionamiento Deshidratación.

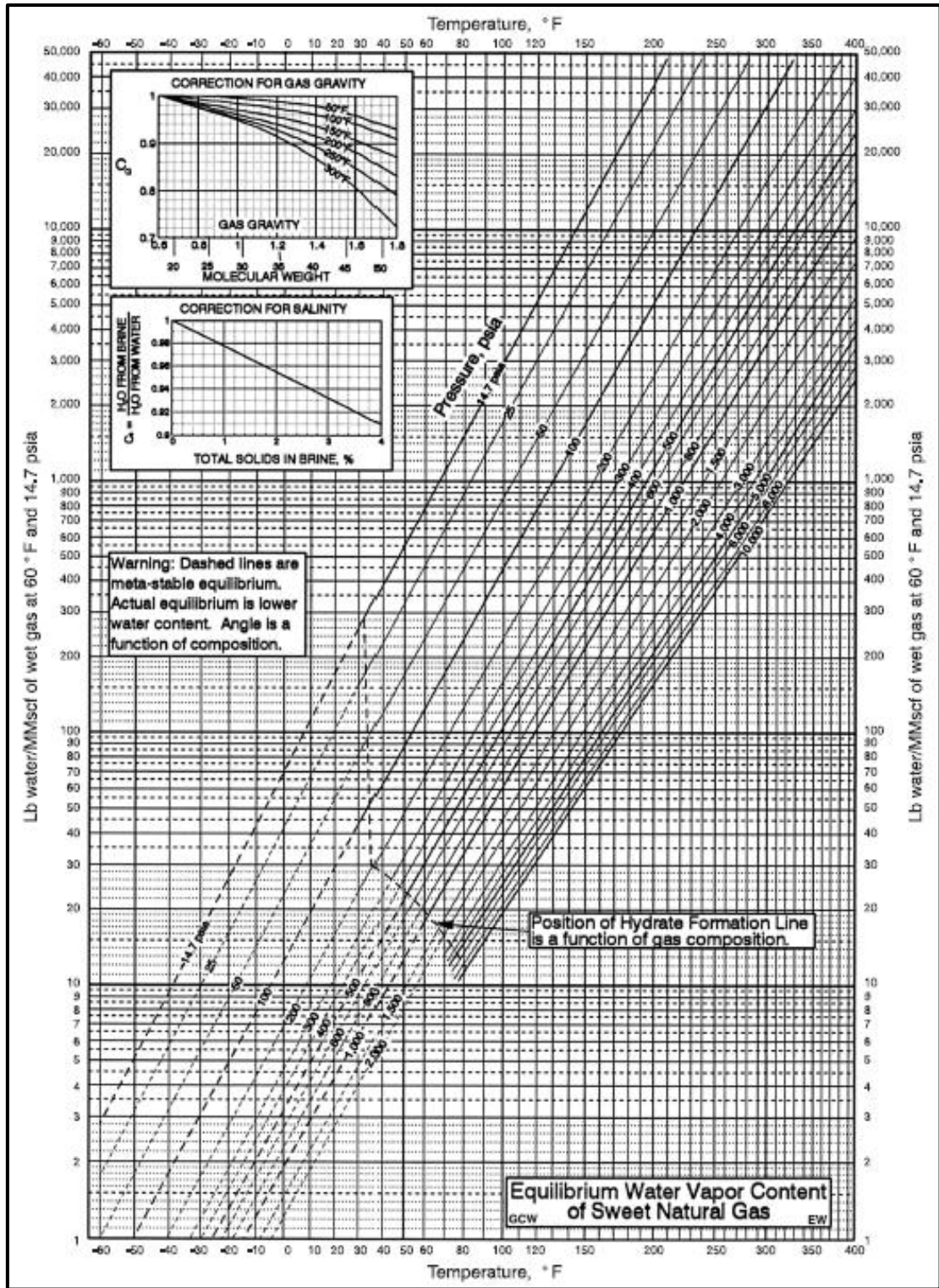
	Valor Diseño
Flujo de Gas (MMSCFD)	25.0
Presión (psig)	900 – 1,200
Temperatura (°F)	90 – 110

Fuente: El autor.

De los parámetros operativos presentados en la tabla anterior, la combinación que resultará en un mayor contenido de agua es una presión de 900 psig y una temperatura de 110°F, el cual corresponde a un valor de humedad de 82.2 lb agua/MMSCF.

El contenido de agua de salida es el establecido por el RUT (ver Tabla 7) de 6 lb/MMSCF el cual corresponde un punto de rocío de agua de 30°F de acuerdo con la Figura 37. Asumiendo 10°F de aproximación al equilibrio como factor de seguridad, el punto de rocío requerido será de 20°F, el cual corresponde a un contenido de agua de 4 lb/MMSCF. Este valor será usado para efectos de diseño.

Figura 37. Contenido de Agua de Gases Hidrocarburos.



Fuente: GPSA [4].

Una vez establecido el punto de rocío de agua requerido (20°F) y conociendo la temperatura de la torre contactora (110°F) se puede establecer la concentración mínima requerida de TEG a partir de la Figura 38. La concentración requerida es aproximadamente 99.1% en peso.

Dado que la concentración de TEG requerida es mayor a 98.6% en peso, el cual es la pureza de TEG obtenida por regeneración a 400°F y presión atmosférica [4], es necesario emplear gas de despojo (*stripping gas*) en el rehervidor de glicol.

Debido a que el nivel de deshidratación requerido depende fundamentalmente de tres (3) variables que son: pureza de TEG, tasa de circulación de TEG y número de etapas teóricas de la torre contactora, se plantea desarrollar un análisis de sensibilidad en estos tres (3) parámetros para determinar la mejor combinación.

Considerando que la concentración de TEG requerida es aproximadamente 99.1% en peso, se establecen concentraciones de glicol de 99.00%, 99.25% y 99.50% en peso para el análisis de sensibilidad.

Se utilizan relaciones de TEG/agua removida desde 0.5 hasta 10.0 USgal de TEG/lb de agua para efectos de barrer todo el espectro.

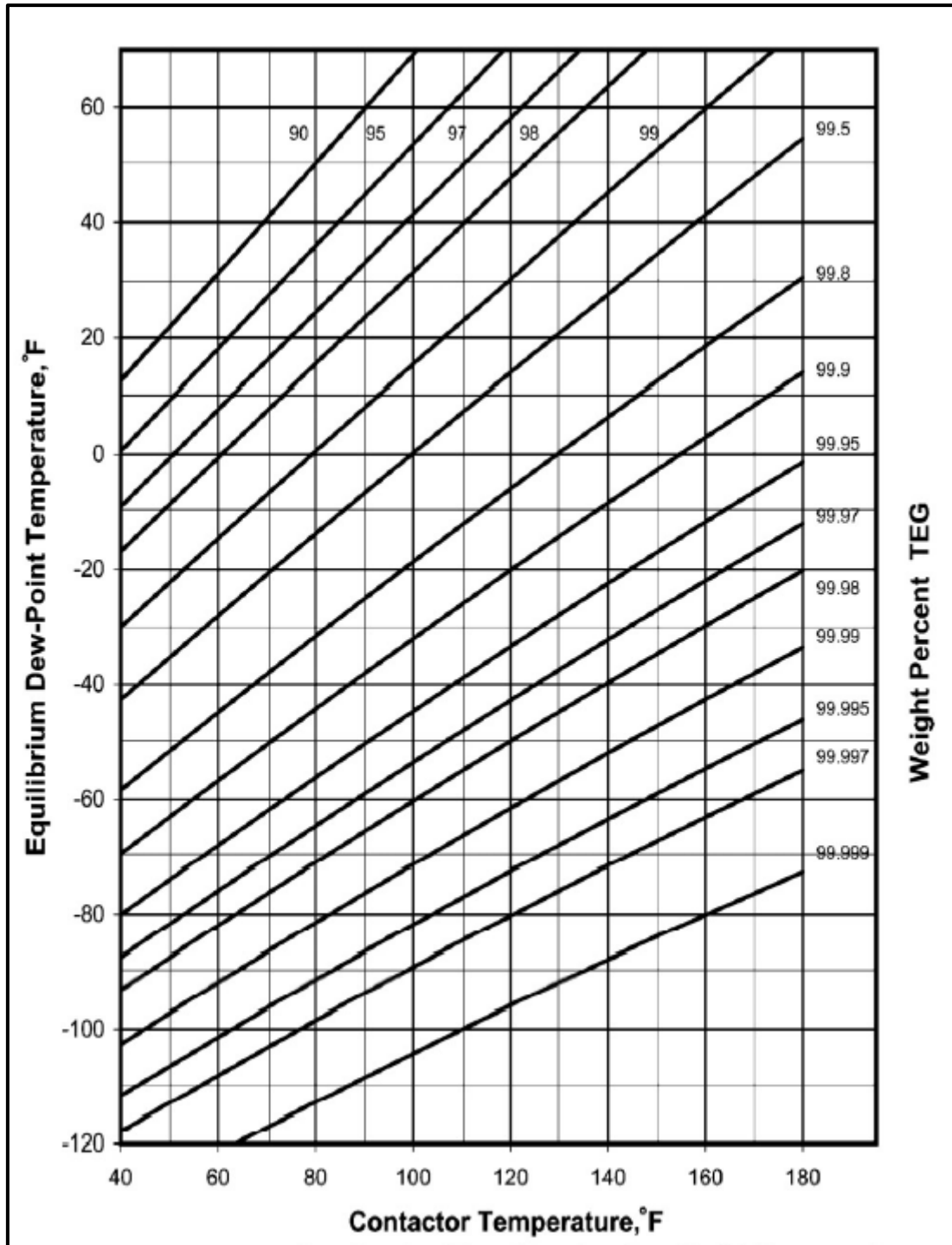
El agua a remover viene dado por:

$$\left[\frac{25 \text{ MMSCF}}{\text{día}} \right] [82.2 - 4.0] \frac{\text{lb}}{\text{MMSCF}} = 1955 \frac{\text{lb}}{\text{día}}$$

El flujo de TEG para una relación de 0.5 es:

$$\left[\frac{1955 \text{ lb}}{\text{día}} \right] \left[\frac{0.5 \text{ USgal de TEG}}{\text{lb de Agua}} \right] \left[\frac{1 \text{ día}}{1440 \text{ min}} \right] = 0.68 \text{ USgpm de TEG}$$

Figura 38. Punto de Rocío del Agua.



Fuente: GPSA [4].

El flujo de TEG para una relación de 10.0 es:

$$\left[\frac{1955 \text{ lb}}{\text{día}} \right] \left[\frac{10.0 \text{ USgal de TEG}}{\text{lb de Agua}} \right] \left[\frac{1 \text{ día}}{1440 \text{ min}} \right] = 13.58 \text{ USgpm de TEG}$$

De acuerdo con los valores presentados anteriormente, se definen las variables para el análisis de sensibilidad.

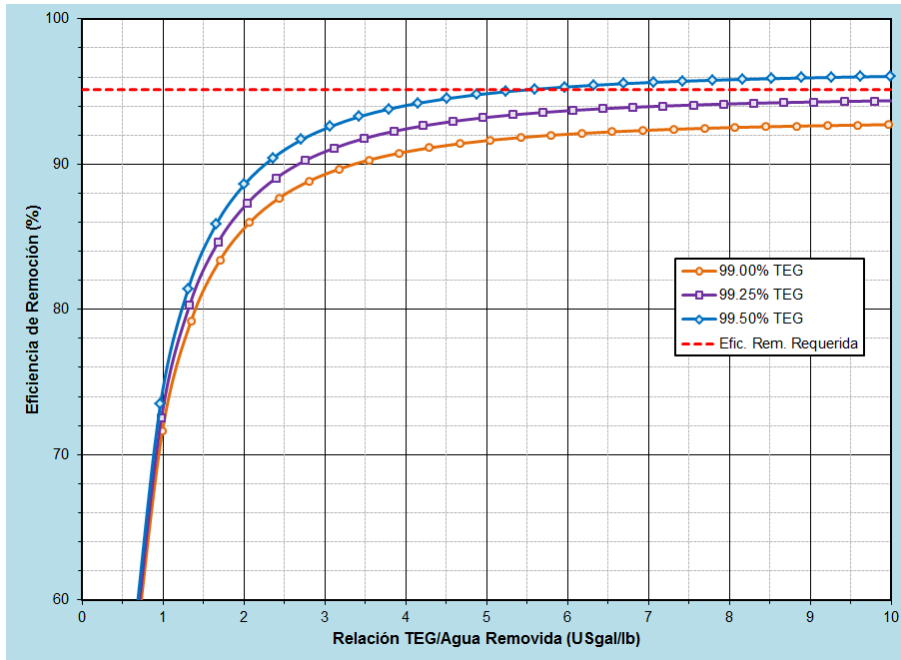
Tabla 27. Variables Análisis de Sensibilidad.

Variable	Mínimo	Máximo	Incremento
Concentración TEG (%peso)	99.0	99.5	0.25
Etapas Teóricas Torre Contactora	2	8	1
Flujo de TEG (USgpm)	0.5	15.0	0.5

Fuente: El autor.

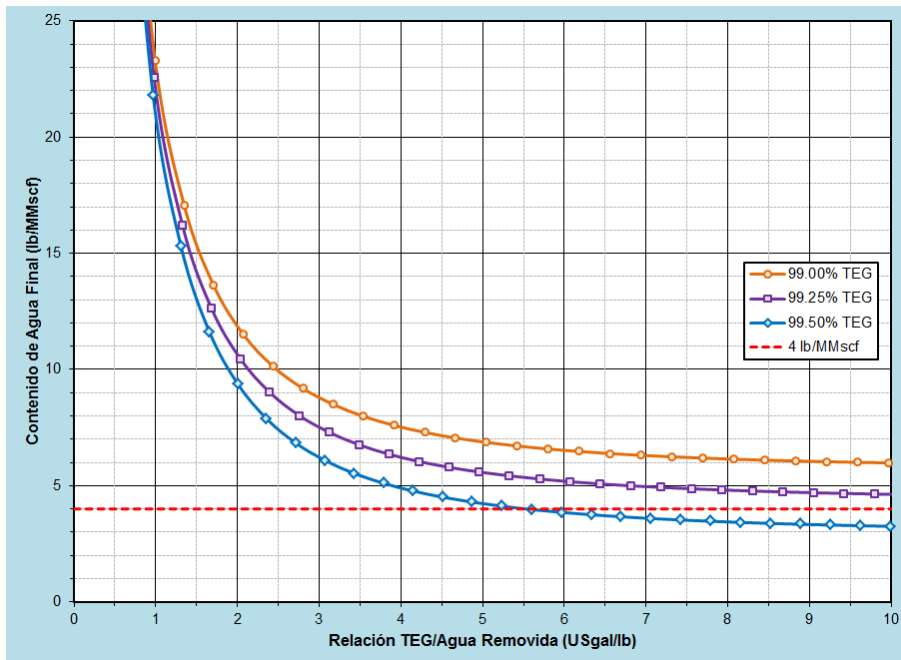
El análisis se desarrolla en Aspen HYSYS® v7.3. Los resultados se presentan en las Figuras 39 a 46 a continuación.

Figura 39. Eficiencia de Remoción – dos (2) etapas teóricas.



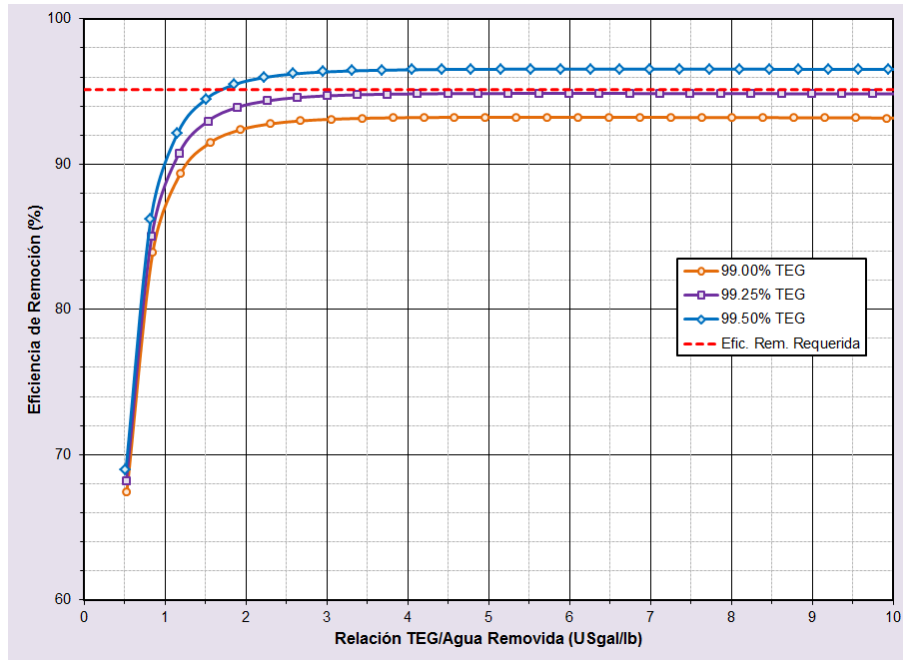
Fuente: El autor.

Figura 40. Contenido de Agua Final – dos (2) etapas teóricas.



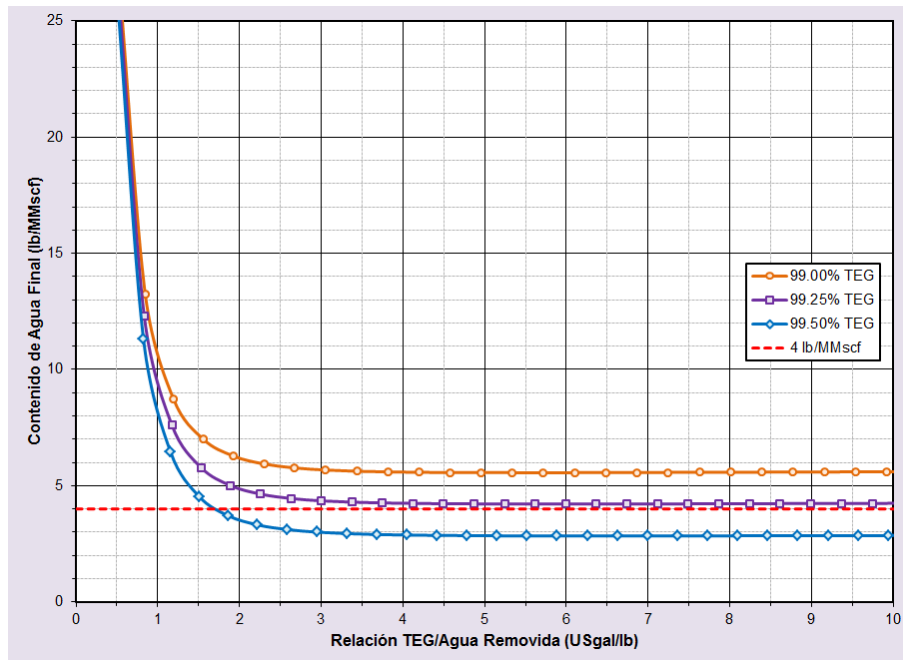
Fuente: El autor.

Figura 41. Eficiencia de Remoción – cuatro (4) etapas teóricas.



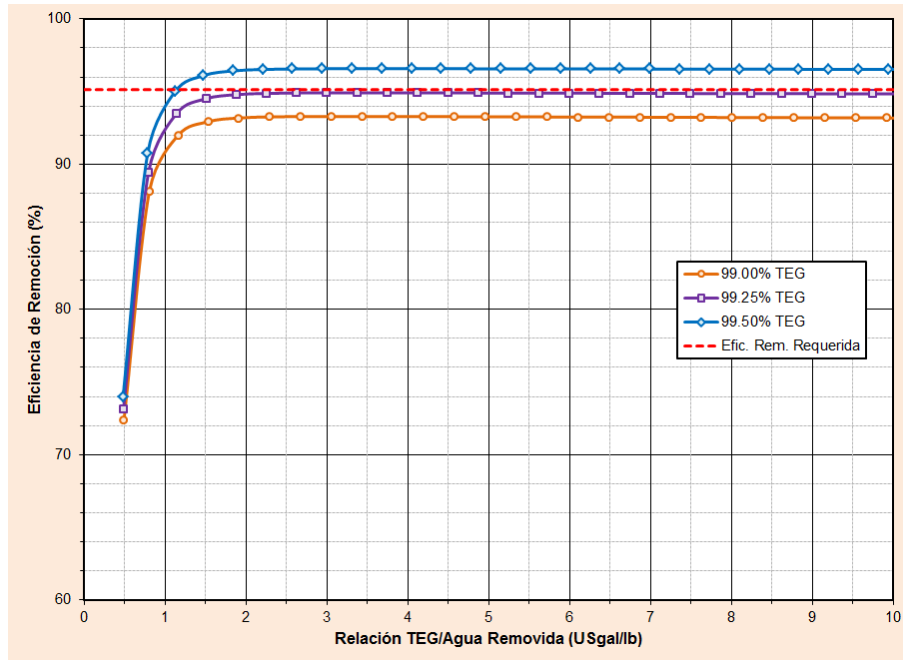
Fuente: El autor.

Figura 42. Contenido de Agua Final – cuatro (4) etapas teóricas.



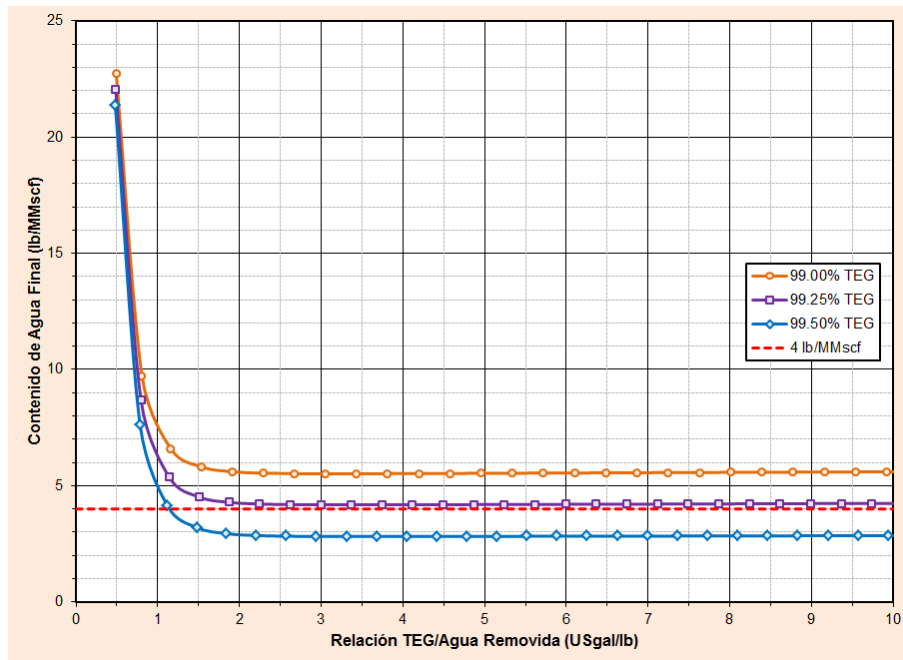
Fuente: El autor.

Figura 43. Eficiencia de Remoción – seis (6) etapas teóricas.



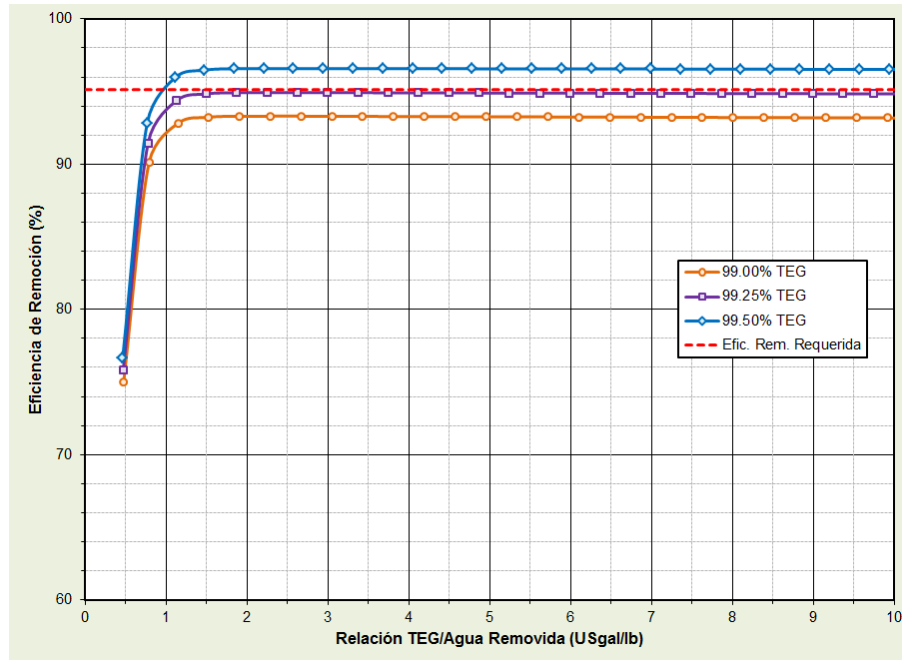
Fuente: El autor.

Figura 44. Contenido de Agua Final – seis (6) etapas teóricas.



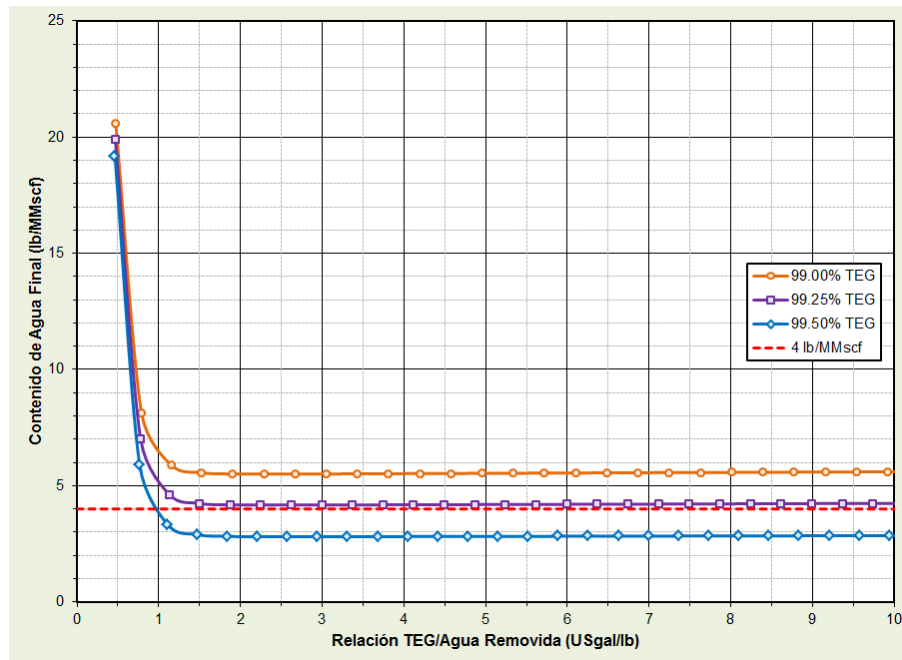
Fuente: El autor.

Figura 45. Eficiencia de Remoción – ocho (8) etapas teóricas.



Fuente: El autor.

Figura 46. Contenido de Agua Final – ocho (8) etapas teóricas.



Fuente: El autor.

Los costos operativos (OpEx) de la planta de deshidratación dependen de varios factores, entre los cuales se encuentran la potencia de bombeo de TEG (consumo de motor eléctrico) y la concentración requerida de TEG regenerado (consumo de gas combustible y de despojo – *stripping* –). Mientras que los costos de capital (CapEx) dependen, entre otros factores, del número de etapas teóricas que posea la torre contactora, el tamaño de las bombas de TEG y la carga de calor del rehervidor.

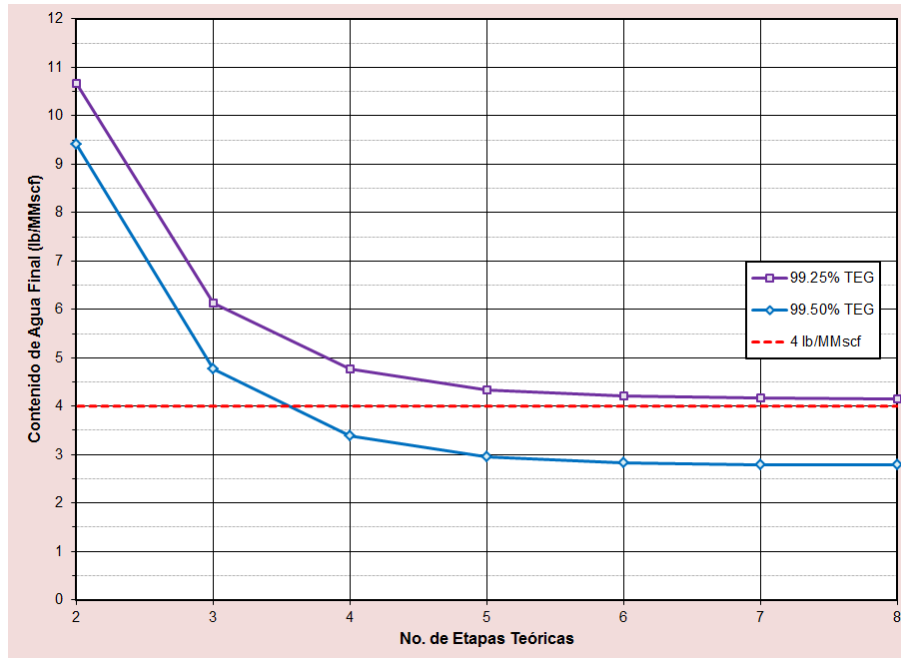
Buscando la mejor relación costo/beneficio, pero sin entrar a hacer una evaluación económica de la operación de la planta, se decide trabajar con relaciones de TEG/agua removida de 2.0 USgal de TEG/lb de agua, por ser este el límite inferior recomendado [4]. Esta baja relación tendrá repercusiones positivas en la operación así:

- ✓ La carga de calor requerida en el rehervidor será menor debido a la baja tasa de circulación de TEG; y
- ✓ La potencia de bombeo será menor por lo cual el consumo eléctrico asociado también será menor.

La Figura 47 presenta el contenido de agua final en función del número de etapas teóricas para una relación de TEG/agua removida constante e igual a 2.

No se observa una reducción considerable del contenido de agua final para etapas teóricas superiores a cinco (5) en la torre contactora, razón por la cual se seleccionan cinco (5) etapas teóricas.

Figura 47. Contenido de Agua vs. Etapas Teóricas – 2 gal TEG/lb Agua.



Fuente: El autor.

La concentración requerida de TEG es aproximadamente 99.3% en peso para cinco (5) etapas teóricas.

La Tabla 28 a continuación presenta un resumen de los resultados obtenidos:

Tabla 28. Resultados – Operación de Deshidratación.

	Valor
Etapas Teóricas Torre Contactora	5
Contenido de Agua Final (lb/MMSCF)	4.0
Concentración TEG Regenerado (% en peso)	99.32%
Relación TEG/Agua Removida (USgal/lb)	2.0
Flujo de TEG (USgpm)	2.72
Gas de Despojo (scfm)	0.67
Gas de Despojo (scf/USgal de TEG)	0.25
Potencia de Bomba de TEG (hp)	2.0
Carga de Calor – Intercambiador Gas / Glicol (Btu/h)	54,959
Carga de Calor – Intercambiador Caliente TEG Rico/Pobre(Btu/h)	153,638
Carga de Calor – Intercambiador Frío TEG Rico/Pobre(Btu/h)	51,570
Carga de Calor – Rehervidor de TEG (Btu/h)	156,331

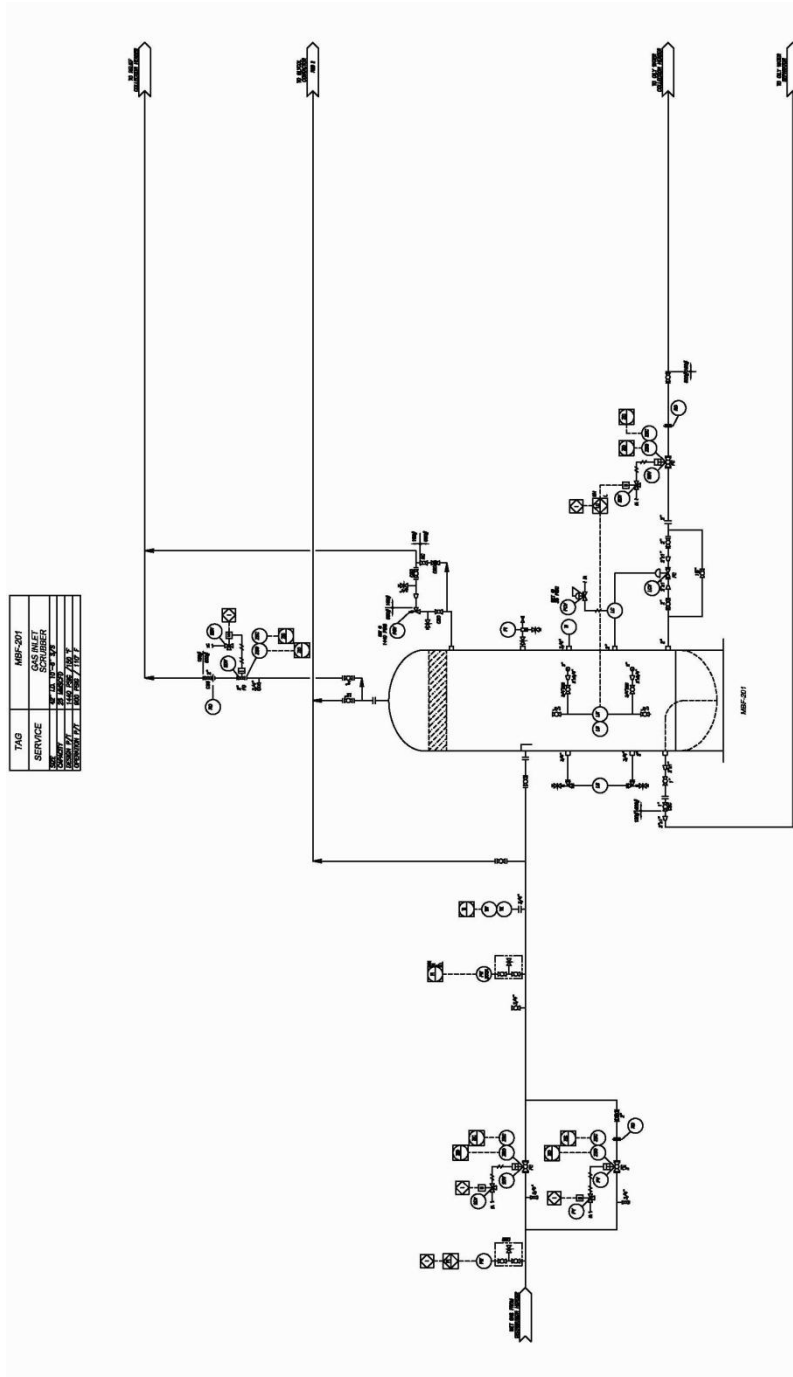
Fuente: El autor.

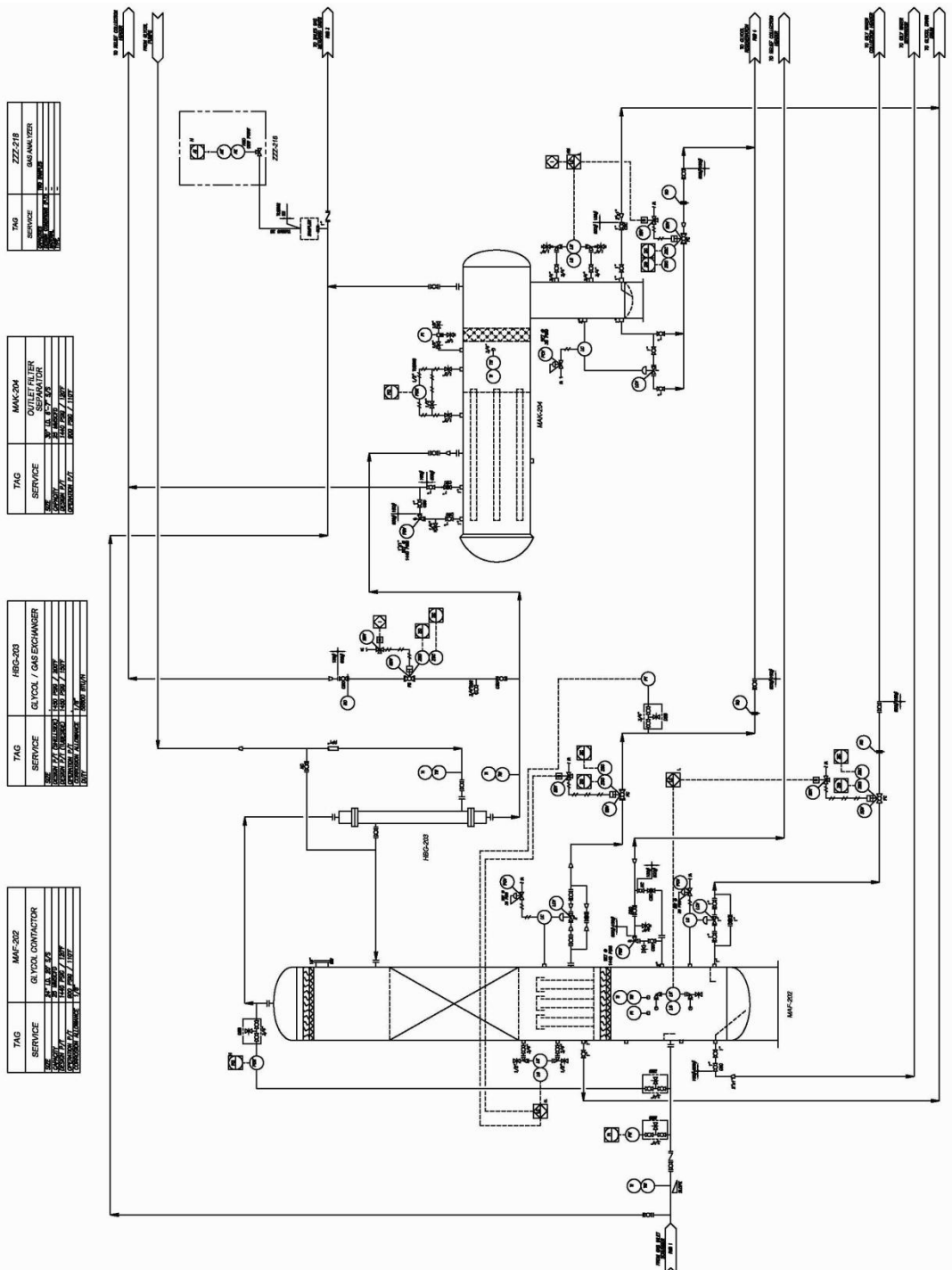
La Figura 48 a continuación presenta el esquema de simulación del proceso en Aspen HYSYS®.

ANEXO D – HOJAS DE DATOS EQUIPOS PLANTA DESHIDRATACIÓN

FIELD REACTIVATION PROJECT CONCEPTUAL ENGINEERING DEHYDRATION PLANT (TEG ABSORPTION) PROCESS DATASHEET					
PROCESS DATA					
1	2 OPERATING SCENARIO		Minimum	Normal	Maximum
3	PRESSURE	psig		1,074.6	900.0
4	TEMPERATURE	°F		104.3	110.0
5	GAS FLOW	MMscfd		19.1	25.0
6	FEED GAS COMPOSITION (mole %)				
7	METHANE			0.98343	0.98301
8	ETHANE			0.00206	0.00206
9	PROPANE			0.00042	0.00042
10	i-BUTANE			0.00045	0.00045
11	n-BUTANE			0.00011	0.00011
12	i-PENTANE			0.00019	0.00019
13	n-PENTANE			0.00004	0.00004
14	n-HEXANE			0.00008	0.00008
15	n-HEPTANE			0.00014	0.00014
16	n-OCTANE			0.00029	0.00029
17	n-NONANE			0.00028	0.00028
18	n-DECANE			0.00011	0.00011
19	n-UNDECANE			0.00007	0.00006
20	n-DODECANE			0.00004	0.00004
21	n-TRIDECANE			0.00001	0.00001
22	BENZENE			0.00001	0.00001
23	TOLUENE			0.00001	0.00001
24	NITROGEN			0.00838	0.00838
25	CARBON DIOXIDE			0.00260	0.00259
26	HYDROGEN SULFIDE			0.00000	0.00000
27	WATER CONTENT (NOTE 1)			0.00129	0.00173
28	GAS PROPERTIES				
29	MOLECULAR WEIGHT			16.41	16.40
30	Cp/Cv			1.522	1.474
31	VISCOSITY			0.0136	0.0133
32	DEHYDRATION PLANT PERFORMANCE				
33	OUTLET WATER CONTENT			< 4.0	lb/MMscf
34	PRESSURE DROP			< 10.0	psi
35	ADDITIONAL EQUIPMENT				
36	INLET SCRUBBER		<input checked="" type="checkbox"/> YES		<input type="checkbox"/> NO
37	OUTLET FILTER-SEPARATOR		<input checked="" type="checkbox"/> YES		<input type="checkbox"/> NO
38	TEG REGENERATION UNIT		<input checked="" type="checkbox"/> YES		<input type="checkbox"/> NO
39	BTEX UNIT		<input checked="" type="checkbox"/> YES		<input type="checkbox"/> NO
40	TEG CIRCULATION PUMPS		<input type="checkbox"/> GAS POWERED		<input checked="" type="checkbox"/> ELECTRIC
41	MECHANICAL DESIGN DATA				
42	DESIGN PRESSURE & TEMPERATURE		1,320	psig	150 °F
43	CORROSION ALLOWANCE		0.125		in
44	DESIGN LIFE		20		years
45	ELECTRICAL SUPPLY				
46	VOLTAGE / PHASES / CYCLES		208 / 3 / 60		
47	ELECTRICAL AREA (CLASS / GROUP / DIVISION)		1 / D / 2		
48	SITE CONDITIONS				
49	ATMOSPHERIC PRESSURE / SITE ELEVATION		14.6	psia	5.0 ft
50	AMBIENT TEMPERATURE (MIN / NORMAL / MAX)		81.0 / 88.0 / 97.0		°F
51	SEISMIC ZONE / DESIGN WIND VELOCITY		UBC-2A		80.0 mph
52	NOTES				
53	1. Water content corresponds to saturation at inlet P & T.				
54	2. Separators shall be equipped with wire-mesh mist eliminators.				
55	3. Absorption tower packing type shall be structured packing Montz B1-250 or equivalent.				
56					

ANEXO E – P&ID PLANTA DESHIDRATACIÓN





TAG	MAF-202
SERVICE	GLYCOL CONTACTOR
DATE	10/10/2008
BY	J. S. S.
REVISION	1
DESCRIPTION	NEW

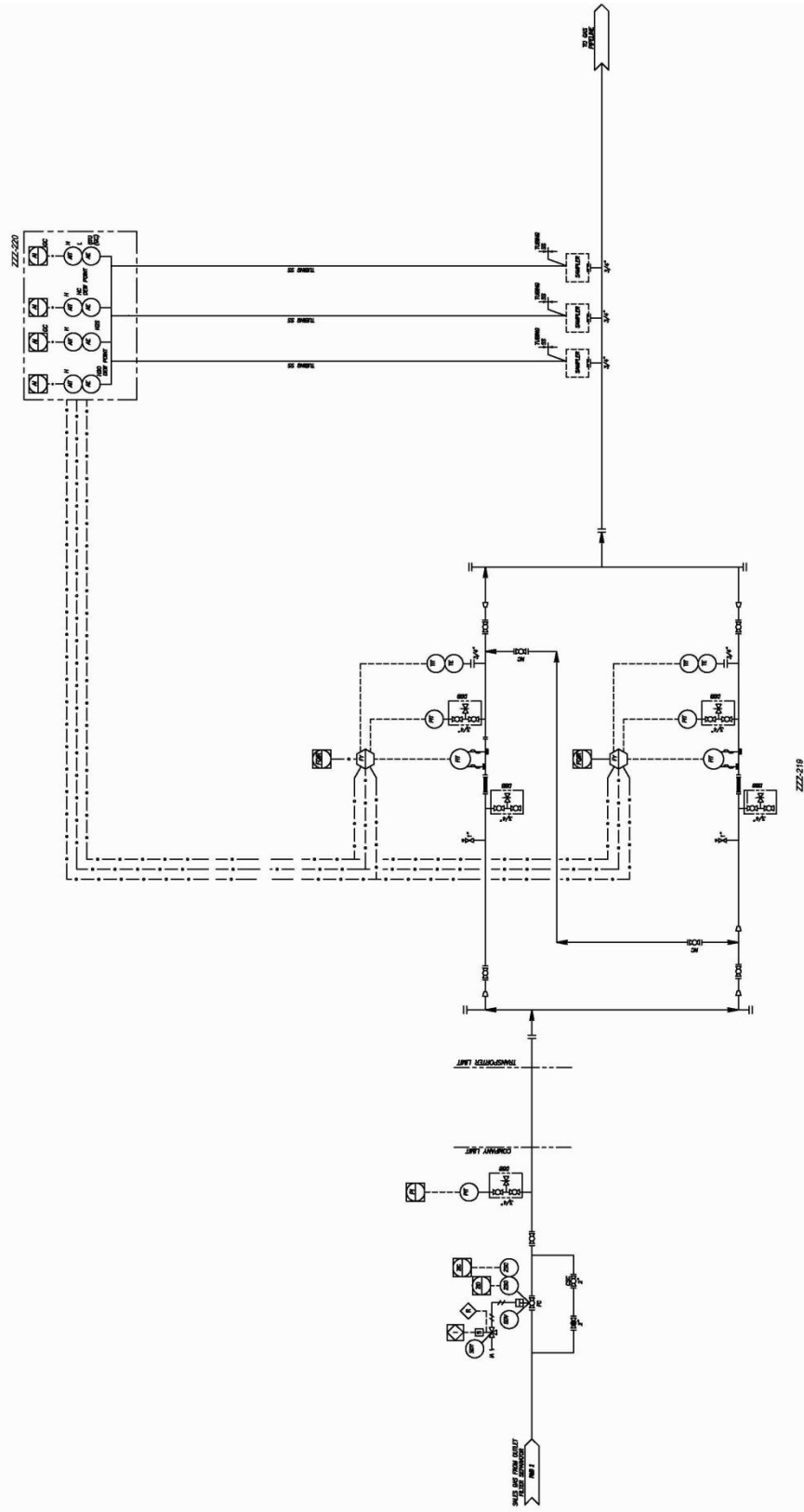
TAG	REC-203
SERVICE	GLYCOL / GAS EXCHANGER
DATE	10/10/2008
BY	J. S. S.
REVISION	1
DESCRIPTION	NEW

TAG	MAK-204
SERVICE	OUTLET FILTER SEPARATOR
DATE	10/10/2008
BY	J. S. S.
REVISION	1
DESCRIPTION	NEW

TAG	ZZZ-218
SERVICE	BM ANALYSER
DATE	10/10/2008
BY	J. S. S.
REVISION	1
DESCRIPTION	NEW

TAG	ZZZ-220
SERVICE	GAS ANALYZER
CONTRACT	SEE SHEET
DATE	
BY	

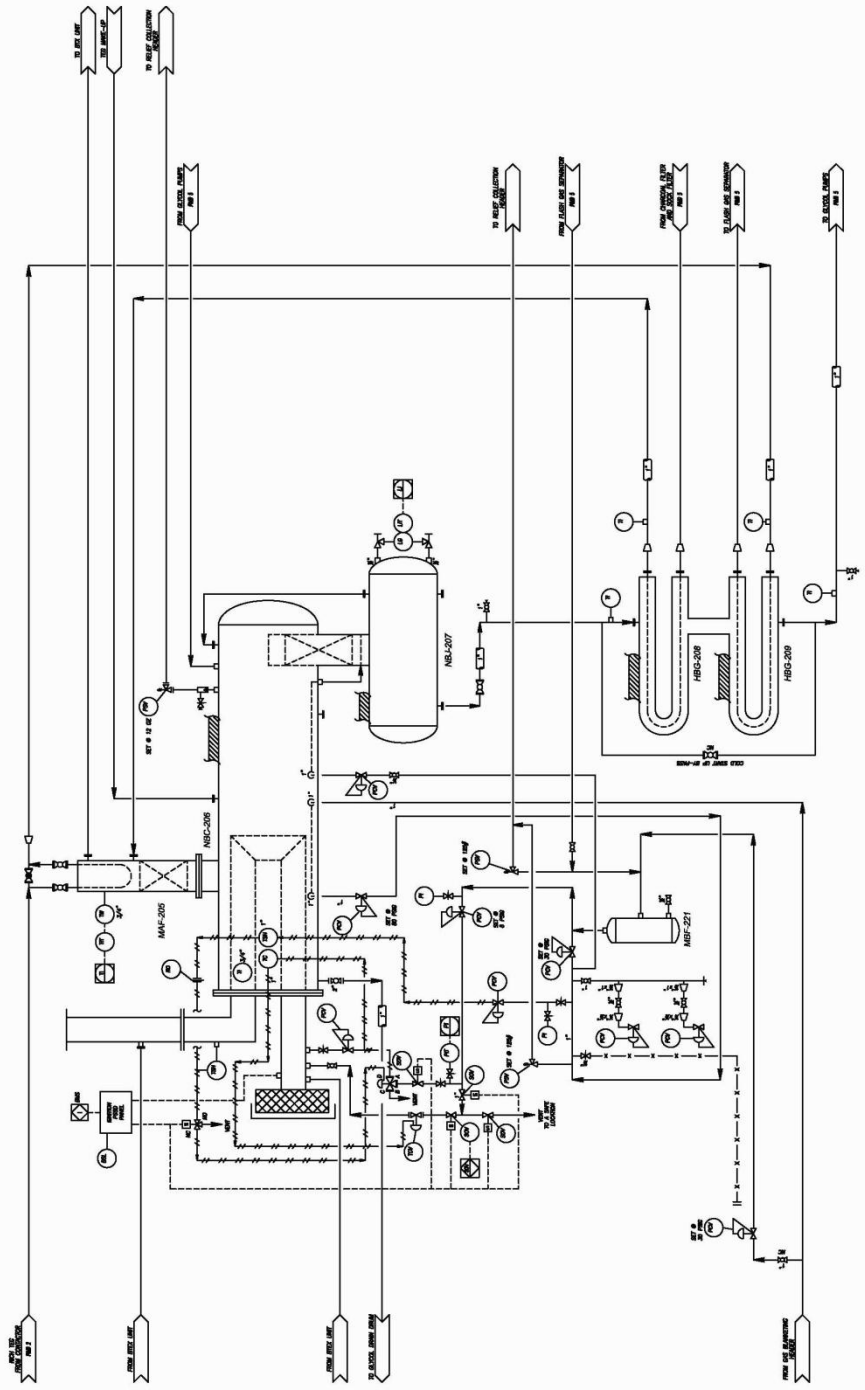
TAG	ZZZ-219
SERVICE	SALES GAS ANALYZING UNIT
CONTRACT	SEE SHEET
DATE	
BY	



TAG	HRC-208	HRC-209
SERVICE	GLYCOL RECHARGE EXCHANGER	COLD LEAN/RYN EXCHANGER
SIZE	175. MBL/MI	75. MBL/MI

TAG	MAF-205	MAF-207
SERVICE	GLYCOL STILL COOLDOWN CONDENSER	GLYCOL SURGE DRUM
SIZE	250. MBL/MI	-

TAG	HRC-206	HRC-207
SERVICE	GLYCOL RECHARGE EXCHANGER	GLYCOL SURGE DRUM
SIZE	250. MBL/MI	-



TAG	MAU-211	MAU-214	MAU-213	PRA-212AB	MBO-210
SERVICE	CHARCOAL FILTER	CHARCOAL FILTER	SOCK FILTER	GLYCOL PUMPS	WATER SEPARATOR
SIZE	-	-	-	- 1P	-

TAG	MAU-211	MAU-214	MAU-213	PRA-212AB	MBO-210
SERVICE	CHARCOAL FILTER	CHARCOAL FILTER	SOCK FILTER	GLYCOL PUMPS	WATER SEPARATOR
SIZE	-	-	-	- 1P	-

