

**PROPUESTA PARA EL DISEÑO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE
PARA UN CAMPO DE GAS CONDENSADO DE LA COMPAÑÍA CEPCOLSA
QUE CUMPLA CON LAS ESPECIFICACIONES DE COMERCIALIZACIÓN DE
CRUDO Y GAS**

MARCO ANDRES GARCÍA RANGEL

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACION EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA
2015**

**PROPUESTA PARA EL DISEÑO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE
PARA UN CAMPO DE GAS CONDENSADO DE LA COMPAÑÍA CEPCOLSA
QUE CUMPLA CON LAS ESPECIFICACIONES DE COMERCIALIZACIÓN DE
CRUDO Y GAS**

MARCO ANDRÉS GARCÍA RANGEL

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

**Director de monografía:
ING. ERIK GIOVANY MONTES PAEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACION EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA
2015**

CONTENIDO

pág.

INTRODUCCIÓN	14
1. GENERALIDADES DEL CAMPO	15
1.1 CONTEXTO CONTRACTUAL Y GEOGRÁFICO DEL CAMPO DE ESTUDIO (CONTRATO E&P ANH).....	15
1.2 RESULTADOS PRUEBAS INICIALES Y ESTADO MECÁNICO DEL POZO	15
1.3 PARÁMETROS DE YACIMIENTO	18
1.4 PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS	18
2. BASES DE DISEÑO	22
2.1 CONDICIONES PARTICULARES DE UBICACIÓN DEL CAMPO	22
2.2 PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN.....	22
2.3 ESPECIFICACIONES DE COMERCIALIZACIÓN DE CRUDO Y GAS.....	24
2.4 HERRAMIENTA INFORMÁTICA PARA SIMULACIÓN DE PROCESO	26
2.5 DATOS DE ENTRADA (MATERIA Y ENERGÍA)	26
2.6 PARÁMETROS DE DISEÑO DE LÍNEAS DE FLUJO.....	28
3. DISEÑO CONCEPTUAL DE FACILIDAD DE SUPERFICIE	30
3.1 DEFINICIÓN DE TRATAMIENTO DE CRUDO Y GAS	30
3.2 DEFINICIÓN DE PROCESOS Y TECNOLOGÍAS	31
3.2.1 Recolección de fluidos del pozo (<i>Manifold</i> principal de producción)	31
3.2.2 Separación de fluidos.....	32
3.2.3 Deshidratación de gas.....	38

3.2.4	Endulzamiento de gas.....	40
3.2.5	Control de punto de rocío (<i>Dew Point</i>)	42
3.2.6	Compresión de gas de baja presión.....	44
3.2.7	Compresión de gas de venta (carrotanques)	44
3.2.8	Generación por autoconsumo (Gas combustible)	45
3.2.9	Alivio y quema de gas (TEA).....	45
3.2.10	Almacenamiento y despacho de crudo y agua (cargue en carrotanques)	45
3.2.11	Tratamiento químico.....	46
3.2.12	Drenajes.....	46
3.2.13	Calentamiento (Vapor sobrecalentado).....	46
3.2.14	Almacenamiento de combustible <i>Diésel</i>	46
3.2.15	Aire comprimido para instrumentación	47
3.2.16	Equipos de seguridad contra incendios.....	47
3.3	DIAGRAMA DE BLOQUES DE PROCESOS.....	47
3.4	DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS.....	48
3.4.1	Diagrama de flujo de proceso	48
3.4.2	Equipos de separación.....	50
3.4.3	Cálculos hidráulicos	60
3.5	BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA	71
3.6	LISTADO DE EQUIPOS DE PROCESO	74
4.	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE PARÁMETROS DE PROCESO	78
4.1	SENSIBILIDAD POR PRESIÓN DE SEPARACIÓN EN PRIMERA Y SEGUNDA ETAPA	78
4.2	SENSIBILIDAD POR TEMPERATURA DE SEPARACIÓN 1RA ETAPA	82
4.3	SENSIBILIDAD POR VOLUMEN DE GAS Y VOLUMEN DE AGUA.....	83

5. EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA.....	87
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	92
BIBLIOGRAFÍA.....	96

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Estado mecánico final del pozo	17
Figura 2. Análisis composicional de yacimiento.....	19
Figura 3. Análisis composicional. Propiedades residuales calculadas.....	20
Figura 4. Análisis de composición del gas hasta C12+.....	20
Figura 5. Assay del crudo	21
Figura 6. Perfiles de producción	24
Figura 7. Diagrama de fases fluido de yacimiento gas condensado.....	28
Figura 8. Prueba de separador (240 psig at 38 F)	35
Figura 9. Prueba de separador (560 psig at 50 F & 35 psig at 40 F).	36
Figura 10. Guía para selección de número de etapas de separación.....	36
Figura 11. Deshidratación de gas con glicol	39
Figura 12. Sistema de amina para endulzamiento de gas	41
Figura 13. Esquema ajuste de Punto de rocío	43
Figura 14. Diagrama de bloques.....	47
Figura 15. Diagrama de flujo de proceso	49
Figura 16. Análisis de velocidades de líquido y gas en línea de <i>manifold</i>	61
Figura 17. Análisis de caída de presión/100 ft y <i>hold up</i> de líquido línea de <i>manifold</i>	62
Figura 18. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea de <i>manifold</i>	62

Figura 19. Análisis de velocidades de líquido y gas en línea de entrada separador de alta presión	63
Figura 20. Análisis de caída de presión/100 ft y <i>hold up</i> de líquido en línea de entrada separador de alta presión	64
Figura 21. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea de entrada separador de alta presión	64
Figura 22. Análisis de velocidades de gas en línea salida de gas separador alta .	65
Figura 23. Análisis de caída de presión/100 ft y <i>hold up</i> de líquido en línea salida de gas separador alta	66
Figura 24. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea salida de gas separador alta.	66
Figura 25. Análisis de velocidades de flujo de gas y líquido en línea salida de líquido del separador alta.....	67
Figura 26. Análisis de caída de presión/100 ft y <i>hold up</i> de líquido en línea salida de líquido del separador alta.....	68
Figura 27. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea salida de líquido del separador alta.....	68
Figura 28. Diagrama de proceso e identificación de corrientes	73
Figura 29. Comportamiento de la producción dependiendo de las presiones de separación de la primera y segunda etapa	79
Figura 30. Comportamiento de la producción dependiendo de la temperatura de separación en 1 etapa.	82
Figura 31. Comportamiento de la gravedad API dependiendo de la temperatura de separación en 1 etapa.	82
Figura 32. Comportamiento de la producción dependiendo del volumen de gas y agua de formación.	84

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Resumen pruebas iniciales pozo	16
Tabla 2. Datos Yacimiento	18
Tabla 3. Condiciones ambientales del Casanare	22
Tabla 4. Escenario de producción Caso Bajo	23
Tabla 5. Escenario de producción Caso Base	23
Tabla 6. Escenario de producción Caso Alto	23
Tabla 7. Parámetros de entrega crudo	25
Tabla 8. Parámetros de entrega gas de venta por carrotanques	26
Tabla 9. Datos de entrada facilidades de superficie	27
Tabla 10. Propiedades del yacimiento gas condensado	27
Tabla 11. Criterios de dimensionamiento de líneas de flujo	29
Tabla 12. Tipos de separadores	33
Tabla 13. Propiedades del gas para diseño	51
Tabla 14. Propiedades del crudo para diseño	52
Tabla 15. Resultados cálculo iterativo coeficiente de arrastre C_D	52
Tabla 16. Cálculos de L_{eff} para separador de alta	54
Tabla 17. Diseño final separador de alta presión	54
Tabla 18. Propiedades del gas para diseño	57
Tabla 19. Propiedades del crudo para diseño	57
Tabla 20. Resultados calculo iterativo coeficiente de arrastre C_D	57

Tabla 21. Cálculos de L_{eff} para separador de alta.....	59
Tabla 22. Diseño final separador de baja presión.....	60
Tabla 23. Resumen de cálculos hidráulicos.....	70
Tabla 24. Balance de corrientes de producción.....	71
Tabla 25. Listado de equipos de Proceso.....	75
Tabla 26. Resultados análisis sensibilidad por presión de separación en la primera y segunda etapa.	80
Tabla 27. Resultados análisis sensibilidad por la temperatura de separación en 1ra etapa.....	83
Tabla 28. Resultados análisis sensibilidad por volumen de gas y agua del campo	85
Tabla 29. Detalle de inversiones de la prueba extensa del campo de estudio	89
Tabla 30. Flujo de caja del proyecto del campo de estudio	90
Tabla 31. Flujo de caja del proyecto del campo de estudio	91

RESUMEN

TÍTULO: PROPUESTA PARA EL DISEÑO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA UN CAMPO DE GAS CONDENSADO DE LA COMPAÑÍA CEPCOLSA QUE CUMPLA CON LAS ESPECIFICACIONES DE COMERCIALIZACIÓN DE CRUDO Y GAS¹

AUTOR: MARCO ANDRÉS GARCÍA RANGEL²

PALABRAS CLAVES: Diseño conceptual, Facilidades de superficie, Yacimiento gas condensado, Análisis de sensibilidad de variables, Presión de separación.

DESCRIPCIÓN:

La evaluación de los campos exploratorios mediante el período de pruebas extensas es necesaria para determinar la geometría del yacimiento y su comportamiento real de producción. Sin embargo, para llevar a cabo la operación de producción, es imprescindible que en primera instancia se realice un diseño de facilidades de superficie que permita el manejo de los fluidos del pozo en superficie teniendo en cuenta las condiciones de comercialización de los mismos.

En el presente proyecto se desarrolla una propuesta conceptual de facilidades de superficie para un campo de gas condensado cuyo programa de pruebas se basa en la producción de 550 BOPD y 2.5 MMSCFD. Para el desarrollo de la propuesta se cuenta con la ayuda de una herramienta informática para la simulación de procesos la cual permite realizar análisis de sensibilidad de parámetros que influyen en el desempeño de una estación de producción.

La propuesta conceptual de facilidades permite una operación segura debido a que se definen claramente las tecnologías de tratamiento, equipos necesarios en superficie y condiciones de operación óptimas. Finalmente se plantea la viabilidad económica del proyecto en donde se estiman los costos de inversión y operación necesarios para la producción del campo.

¹ Proyecto de grado

² Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos
Director: Ing. Erik Giovany Montes Paez

SUMMARY

TITLE: PROPOSAL FOR CONCEPTUAL DESIGN OF SURFACE FACILITIES FOR CEPCOLSA COMPANY RETROGRADE GAS FIELD ACCOMPLISHING OIL AND GAS COMMERCIALIZATION SPECIFICATIONS.³

AUTHOR: MARCO ANDRÉS GARCÍA RANGEL⁴

KEYWORDS: Conceptual design, surface facilities, retrograde gas reservoir, sensitivity analysis, separation pressure.

SUBJECT OF DESCRIPTION:

The evaluation of the exploration fields through Long Term Test (LTT) is needed to determine the reservoir geometry and the actual behavior of field production. However, to carry out the production operation, first of all, it is essential to establish a facilities surface design for handling well fluids at surface according commercialization specifications.

In this project, a conceptual proposal of surface facilities for gas condensate field is developed based on the production of 550 BOPD and 2.5 MMSCFD. For his proposal a process simulation software tool is used in order to elaborate sensitivity analysis of parameters that influence production station performance.

The conceptual proposal facilities enables safe operation because treatment technologies, equipment necessary surface and optimum operating conditions are clearly defined. Finally, the economic viability of the project is developed where the investment and operating costs necessary for the production of the field are estimated.

³ Graduation project

⁴ Physicochemical engineering Faculty, Petroleum Engineering School
Director: Eng. Erik Giovany Montes Paez

INTRODUCCIÓN

Como parte de las obligaciones de las compañías operadoras en la industria de la exploración y producción de petróleo en Colombia se encuentra la presentación ante la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) de un adecuado programa de evaluación de los campos en los cuales se han presentado descubrimientos de hidrocarburos producto de la perforación de un pozo o más pozos exploratorios. Esta propuesta tiene como objetivo dar una solución óptima a las necesidades técnicas en superficie para el recibo, separación, medición y disposición o entrega bajo requerimientos específicos de los fluidos producidos de un campo de gas condensado cuyo pozo exploratorio ha sido perforado en la cuenca de los llanos orientales de Colombia con el objetivo de cumplir con la realización del periodo de pruebas requerido para determinar el potencial productor del pozo y su declinación mediante el seguimiento de la producción de fluidos crudo, agua y gas.

En el desarrollo del presente documento se presentará en primera instancia la compilación de información referente al yacimiento, propiedades de los fluidos, y estado mecánico del pozo con el fin de definir los parámetros de entrada en el diseño de facilidades de superficie. De igual manera se establecerán los supuestos y criterios de diseño conceptual que más se ajusten a la necesidad operativa del campo.

Posteriormente se llevarán a cabo los cálculos de dimensionamiento de equipos y líneas basado en los resultados de simulaciones en software y se realizarán análisis de sensibilidad de parámetros de proceso para identificar las mejores condiciones operativas del campo. Finalmente se realizará la evaluación técnico-económica de la propuesta conceptual de diseño del campo con el fin de verificar su viabilidad en la práctica.

1. GENERALIDADES DEL CAMPO

1.1 CONTEXTO CONTRACTUAL Y GEOGRÁFICO DEL CAMPO DE ESTUDIO (CONTRATO E&P ANH)

El pozo exploratorio sujeto a evaluación es el primer pozo perforado por la compañía operadora en el bloque E&P Campo de estudio cuyos objetivos principales son las areniscas terciarias de la formación Mirador y la formación Carbonera C7. El pozo fue perforado verticalmente hasta una profundidad total de 16.330 ft MD.

El bloque de exploración y producción (E&P) de la compañía operadora en la cual se realizó la perforación de dicho pozo exploratorio se ubica en la cuenca de los llanos con una extensión de 34.292 Has y se encuentra en la jurisdicción de los municipios de Yopal, Aguazul y Tauramena en el departamento del Casanare, Colombia.

1.2 RESULTADOS PRUEBAS INICIALES Y ESTADO MECÁNICO DEL POZO

El pozo llegó a TD a una profundidad de 16330 ft MD (16330 ft TVD) y con base en la información e interpretación de los registros eléctricos, se recomendó llevar a cabo la prueba en la formación Mirador intervalo 15953 ft a 15958 ft. Los resultados de la prueba inicial en la formación Mirador se muestran en la Tabla 1.

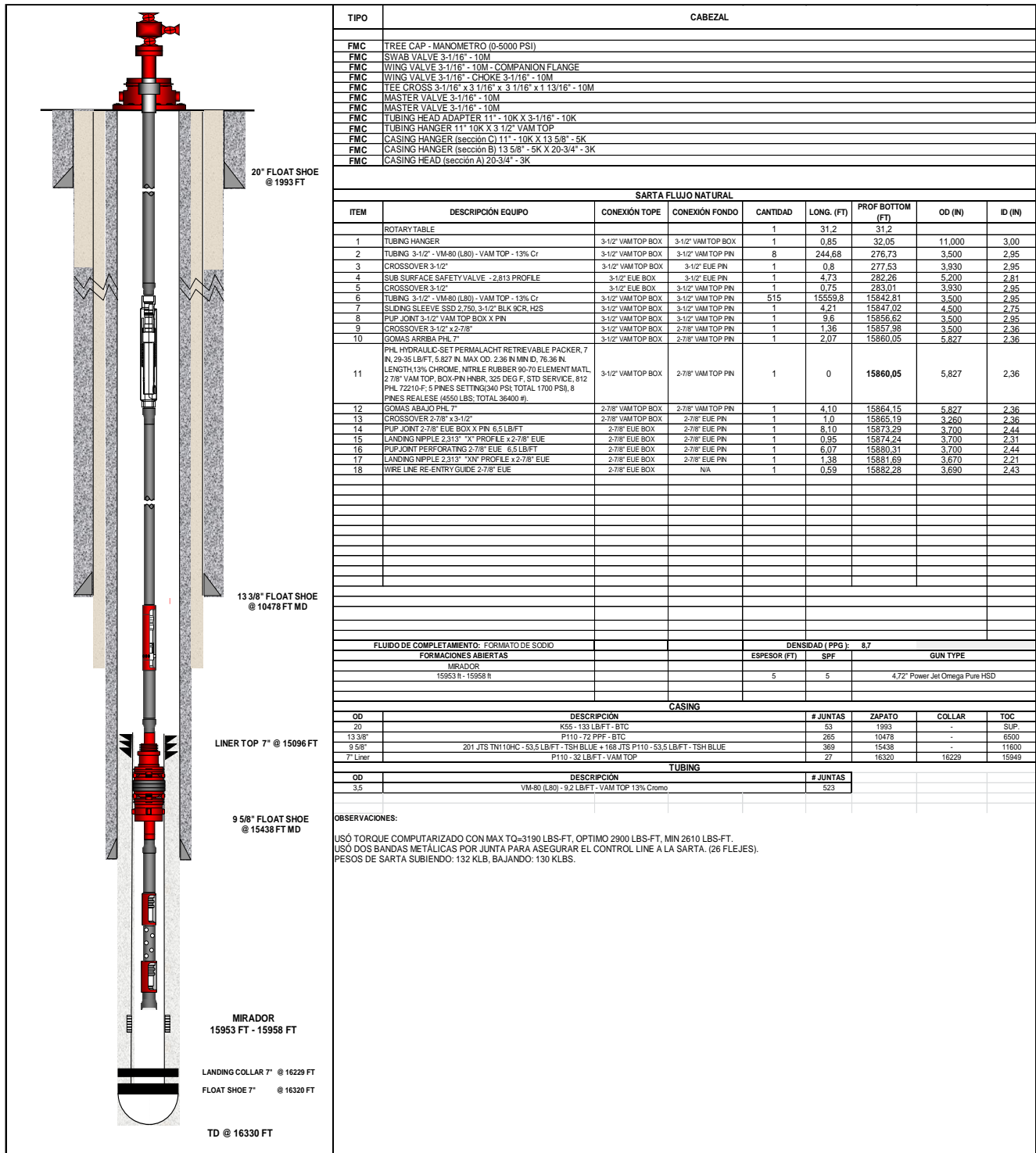
Finalmente y luego de tener controlado el pozo se procedió a efectuar el desarme de las líneas de superficie y el cabezal de flujo seguido de la operación de extracción de la sarta DST-TCP a la cual se le verificó el disparo de la totalidad de las cargas y la activación de los muestreadores de fondo. Se descargó la información de la prueba y se da por finalizada la prueba DST-TCP comprendida en la formación MIRADOR del pozo Curiara- 1, Intervalo 15953 ft a 15958 ft MD (5'), el estado mecánico final del pozo se observa en la Figura 1.

Tabla 1. Resumen pruebas iniciales pozo

Parámetro	Valor
Formación	Mirador
Intervalo probado	15953 ft - 15958 ft MD
Duración flujo inicial	48 min
Duración primer cierre	4 horas
Duración flujo principal	28 horas 40 min
Duración cierre principal	35 horas 31 min
Duración segundo periodo de flujo	15 horas 23 min
Duración cierre final	24 horas
Apertura <i>choke</i> primer periodo de flujo	20/64"
Apertura <i>choke</i> segundo periodo de flujo	12/64"
Máxima presión en cabeza de pozo	3308 psi
Caudal total promedio flujo principal	821 BFPD
Caudal de petróleo promedio flujo principal	816 BOPD
Caudal total promedio segundo periodo de flujo	406 BFPD
Caudal de petróleo promedio segundo periodo de flujo	404 BOPD
BS&W	0.50%
Fluido de formación	Gas condensado
Volumen de aceite recuperado	1215 BO
Gravedad API	40
Volumen promedio de gas	3380 KPC
Volumen de agua recuperado de formación	681 BW
Observaciones	Intervalo productor de gas condensado en flujo natural

Fuente: Compañía operadora

Figura 1. Estado mecánico final del pozo



Fuente: Compañía Operadora

1.3 PARÁMETROS DE YACIMIENTO

Basado en la información de las pruebas iniciales (DST) del pozo y de la interpretación de las pruebas de presión se logró determinar una barrera de presión constante con los datos principales del yacimiento mostrados en la Tabla 2.

Tabla 2. Datos Yacimiento

Parámetro	Valor
Presión de yacimiento (Pr)	6459 PSI
Permeabilidad promedio	500 mD
Espesor	6 ft
Daño o skin	-1
Viscosidad del gas	0.063 cp
Presión de fondo fluyendo (Pwf)	6400 PSI
Temperatura de fondo de pozo (BHT)	260 F
Caudal aceite promedio (Qo)	983 BOPD

Fuente: Compañía operadora

1.4 PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Para determinar el comportamiento de termodinámico del fluido de yacimiento la compañía operadora cuenta con el análisis de laboratorio PVT el cual fue llevado a cabo utilizando las muestras tomadas en las pruebas iniciales del campo. En la sección del reporte en mención denominada “*Datos de análisis composicional – Fluido de yacimiento recombinado*” se cuentan con las tablas de composición en porcentaje molar y porcentaje en peso del hidrocarburo, ver Figura 2. En este análisis se puede observar en principio que su composición es metano en un 56.2%, etano en un 10.3% y propano en un 8%. Igualmente se observa que no hay presencia de sulfuro de hidrogeno pero si presenta un porcentaje de dióxido de carbono de 4.6%.

Figura 2. Análisis composicional de yacimiento

Compositional Analysis of Recombined Sample to C36 plus

Component		Mole %	Weight %
H ₂	Hydrogen	0.00	0.00
H ₂ S	Hydrogen Sulphide	0.00	0.00
CO ₂	Carbon Dioxide	4.60	5.03
N ₂	Nitrogen	0.42	0.29
C ₁	Methane	56.23	22.41
C ₂	Ethane	10.28	7.68
C ₃	Propane	7.90	8.65
iC ₄	i-Butane	2.45	3.54
nC ₄	n-Butane	3.57	5.16
C ₅	Neo-Pentane	0.02	0.04
iC ₅	i-Pentane	1.79	3.21
nC ₅	n-Pentane	1.43	2.56
C ₆	Hexanes	1.57	3.35
	Methyl-Cyclopentane	0.65	1.37
	Benzene	0.17	0.32
	Cyclohexane	0.56	1.18
C ₇	Heptanes	0.72	1.80
	Methyl-Cyclohexane	0.91	2.22
	Toluene	0.70	1.60
C ₈	Octanes	0.64	1.81
	EthylBenzene	0.10	0.26
	M/P-Xylene	0.56	1.48
	O-Xylene	0.20	0.52
C ₉	Nonanes	0.39	1.25
	TrimethylBenzene	0.13	0.38
C ₁₀	Decanes	0.57	2.03
C ₁₁	Undecanes	0.40	1.46
C ₁₂	Dodecanes	0.31	1.23
C ₁₃	Tridecanes	0.36	1.57
C ₁₄	Tetradecanes	0.24	1.13
C ₁₅	Pentadecanes	0.31	1.59
C ₁₆	Hexadecanes	0.22	1.24
C ₁₇	Heptadecanes	0.14	0.80
C ₁₈	Octadecanes	0.17	1.06
C ₁₉	Nonadecanes	0.12	0.78
C ₂₀	Eicosanes	0.10	0.69
C ₂₁	Heneicosanes	0.10	0.71
C ₂₂	Docosanes	0.09	0.65
C ₂₃	Tricosanes	0.08	0.65
C ₂₄	Tetracosanes	0.08	0.66
C ₂₅	Pentacosanes	0.08	0.67
C ₂₆	Hexacosanes	0.08	0.68
C ₂₇	Heptacosanes	0.08	0.70
C ₂₈	Octacosanes	0.07	0.71
C ₂₉	Nonacosanes	0.07	0.74
C ₃₀	Triacotanes	0.07	0.68
C ₃₁	Hentriacontanes	0.06	0.67
C ₃₂	Dotriacontanes	0.05	0.56
C ₃₃	Tritriacontanes	0.04	0.51
C ₃₄	Tettratriacontanes	0.03	0.38
C ₃₅	Pentatriacontanes	0.03	0.31
C ₃₆₊	Hexatriacontanes +	0.06	1.03
Totals :		100.00	100.00

Note: 0.00 means less than 0.005.

Core Laboratories (Colombia)

Fuente: Core Laboratories S.A.

Figura 3. Análisis composicional. Propiedades residuales calculadas.

Compositional Analysis of Bottomhole Sample to C36 plus

Calculated Residue Properties			
C₇ plus	Mole %		9.74
	Mole Weight (g mol ⁻¹)		157
	Density at 60°F (g cm ⁻³)		0.8121
C₁₁ plus	Mole %		3.44
	Mole Weight (g mol ⁻¹)		256
	Density at 60°F (g cm ⁻³)		0.8474
C₂₀ plus	Mole %		1.17
	Mole Weight (g mol ⁻¹)		380
	Density at 60°F (g cm ⁻³)		0.8724
C₃₆ plus	Mole %		0.06
	Molecular Weight (g mol ⁻¹)		701
	Density at 60°F (g cm ⁻³)		0.7298
Calculated Whole Sample Properties			
	Average mole weight (g mol ⁻¹)		40
	Density at 60°F (g cm ⁻³)		0.5094

Fuente: Core Laboratories S.A.

De igual manera se tiene disponible la composición del gas tomada de la cromatografía realizada del campo, ver Figura 4.

Figura 4. Análisis de composición del gas hasta C12+

Component	Mole %	Weight %
CO ₂ Carbon Dioxide	5,82	11,18
N ₂ Nitrogen	0,51	0,63
C ₁ Methane	71,90	50,33
C ₂ Ethane	11,73	15,40
C ₃ Propane	6,33	12,17
iC ₄ i-Butane	1,24	3,15
nC ₄ n-Butane	1,46	3,69
iC ₅ i-Pentane	0,39	1,22
nC ₅ n-Pentane	0,25	0,80
C ₆ Hexanes	0,16	0,56
C ₇ Heptanes	0,13	0,51
C ₈ Octanes	0,06	0,26
C ₉ Nonanes	0,02	0,08
C ₁₀ Decanes	0,00	0,02
C ₁₁ Undecanes	0,00	0,00
C ₁₂₊ Dodecanes plus	0,00	0,00
Totals :	100,00	100,00
Note: 0.00 means less than 0.005.		
Calculated Residue Properties		
	Mole Weight (g mol ⁻¹)	Density (g cm ⁻³ at 60°F)
C ₇₊ Heptanes plus	93,0	0,7751
C ₁₀₊ Decanes plus	136,5	0,7802
C ₁₂₊ Dodecanes plus	-	-
Calculated Whole Gas Properties		
Gas Gravity	0,7924	(Air=1 @ 14.73 psia & 60°F)
Whole Sample Mole Weight	22,92	g mol ⁻¹
Ideal Gas Density	0,9658	kg m ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Ideal Gross Calorific Value	1222,7	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F
Ideal Net Calorific Value	1109,8	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F
Pseudo Critical Press.	685,5	psia
Pseudo Critical Temp.	415,3	Rankine
Gas Compressibility Factor, Z	0,996132	@ 14.65 psia & 60°F
GPM (C2+)	6,10	
GPM (C3+)	2,98	
Additional Information		
Real Gross Calorific Value	1227,4	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F
Real Net Calorific Value	1114,2	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F

Fuente: Core Laboratories S.A.

Respecto al crudo se cuenta con la información mostrada en la Figura 5 del assay tomado en las pruebas iniciales del pozo.

Figura 5. Assay del crudo

LABORATORY ANALYSIS REPORT			
CUSTOMER		VESSEL: ---	
REF. NO(S): ---		LABORATORY NO: 14835	
REPORT DATE : May 29, 2013		INVOICE NO.: 15300-00003750-13	
ANALYSIS			
TEST NAME AND NUMBER		UNIT	RESULT
API Gravity @ 60°F (seco)	ASTM D-1298		44,6
Flash Point	ASTMD-93A	°C	<-5
Pour Point	ASTMD-97	°C	24
Sulfur X-ray	ASTMD-4294	mass %	0,114
Water and Sediment	ASTMD-4007	vol %	0,50
Vanadium	ASTMD-5863A	mg/kg	0,43
Nickel	ASTMD-5863A	mg/kg	0,16
Salt content	ASTMD-3230	PTB	9,6
Asphaltenes	IP-143	mass %	0,13
Paraffin content	UOP-46	mass %	20,9
Ash	ASTMD-482	mass %	0,018
Viscosity @ 90°F	ASTMD-445	cP	2,9
Viscosity @ 100°F	ASTMD-445	cP	2,4
Viscosity @ 122°F	ASTMD-445	cP	1,7
Total Acid Number	ASTMD-664	mg KOH/g	0,04
Distillation	ASTMD-86	°F	
IBP			110
5%			145
10%			167
20%			196
30%			250
40%			318
50%			456
60%			588

Fuente: Core Laboratories S.A.

2. BASES DE DISEÑO

En el presente capítulo se presenta información pertinente a las consideraciones del diseño conceptual a desarrollarse a lo largo del documento.

2.1 CONDICIONES PARTICULARES DE UBICACIÓN DEL CAMPO

El proyecto tiene lugar a 19 kilómetros del municipio de Aguazul en el departamento del Casanare. En la tabla 3 se presentan las condiciones ambientales del sitio.

Tabla 3. Condiciones ambientales del Casanare

Parámetro	Valor
Temperatura ambiente	24 °C prom. (31.1 °C máx.)
Presión atmosférica	14.7 psia
Humedad Relativa	65-80 %
Velocidad del Viento	1.2 m/s prom. (7.3 m/s máx.)
Dirección predominante del viento	NE- NW
Altura sobre el nivel del mar	330 msnm

Fuente: Compañía operadora

2.2 PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN

La prueba extensa diseñada para el pozo cuenta con un período máximo de 7 meses y con esquema *multi-tasa* en donde se vislumbran tres (3) casos para la estimación de volumen de fluido: caso bajo, caso base y caso alto.

Los casos mencionados anteriormente, caso bajo o “*Low Case*”; caso base o “*Base Case*”; y caso alto o “*High Case*” están definidos por las tasas de producción de fluidos (agua, crudo y gas) las cuales se presentan en las Tablas 4, 5 y 6.

Tabla 4. Escenario de producción Caso Bajo

<i>Low case</i>				<i>Cum Oil</i>	<i>Cum Water</i>	<i>Cum Gas Total</i>	<i>CGR</i>	<i>WGR</i>	<i>BSW</i>
<i>month</i>	<i>bopd</i>	<i>bwpd</i>	<i>Mscfd</i>	<i>Mstb</i>	<i>Mstb</i>	<i>MMscf</i>	<i>stb/MMscf</i>	<i>stb/MMscf</i>	
1	315	2	1500	9	0	45	210	2	1%
2	315	2	1500	19	0	90	210	2	1%
3	525	4	2500	35	0	165	210	2	1%
4	525	4	2500	50	0	240	210	2	1%
5	525	5	2500	66	1	315	210	2	1%
6	525	25	2500	82	1	390	210	10	5%
7	525	375	2500	98	13	465	210	150	42%

Fuente: Compañía operadora

Tabla 5. Escenario de producción Caso Base

<i>Base case</i>				<i>Cum Oil</i>	<i>Cum Water</i>	<i>Cum Gas Total</i>	<i>CGR</i>	<i>WGR</i>	<i>BSW</i>
<i>month</i>	<i>bopd</i>	<i>bwpd</i>	<i>Mscfd</i>	<i>Mstb</i>	<i>Mstb</i>	<i>MMscf</i>	<i>stb/MMscf</i>	<i>stb/MMscf</i>	
1	330	2	1500	10	0	45	220	2	1%
2	330	2	1500	20	0	90	220	2	1%
3	550	4	2500	36	0	165	220	2	1%
4	550	4	2500	53	0	240	220	2	1%
5	550	5	2500	69	1	315	220	2	1%
6	550	63	2500	86	2	390	220	25	10%
7	550	375	2500	102	14	465	220	150	41%

Fuente: Compañía operadora

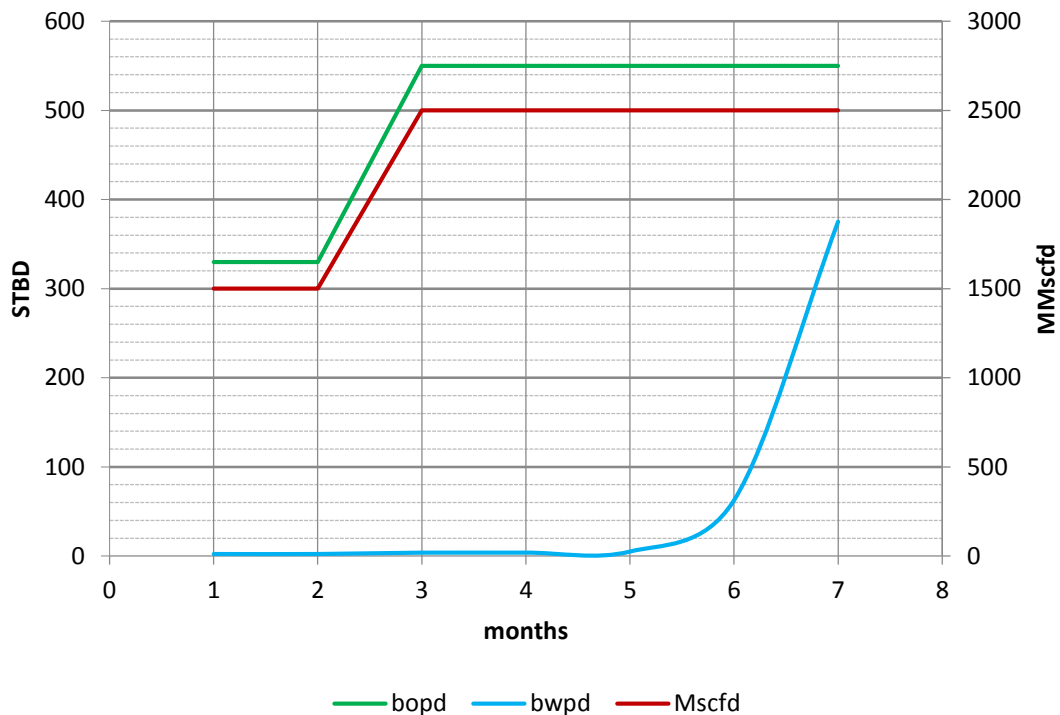
Tabla 6. Escenario de producción Caso Alto

<i>High case</i>				<i>Cum Oil</i>	<i>Cum Water</i>	<i>Cum Gas Total</i>	<i>CGR</i>	<i>WGR</i>	<i>BSW</i>
<i>month</i>	<i>bopd</i>	<i>bwpd</i>	<i>Mscfd</i>	<i>Mstb</i>	<i>Mstb</i>	<i>MMscf</i>	<i>stb/MMscf</i>	<i>stb/MMscf</i>	
1	345	2	1500	10	0	45	230	2	1%
2	345	2	1500	21	0	90	230	2	1%
3	575	4	2500	38	0	165	230	2	1%
4	575	4	2500	55	0	240	230	2	1%
5	575	5	2500	72	1	315	230	2	1%
6	575	100	2500	90	4	390	230	40	15%
7	575	375	2500	107	15	465	230	150	39%

Fuente: Compañía operadora

Ahora bien, se estiman como datos de entrada, la información del caso base y se estimarán sensibilidades del diseño conceptual de facilidades teniendo en cuenta los casos anteriores y sus variaciones con el fin de determinar el comportamiento del conjunto de equipos de superficie. Igualmente en la Figura 6 se presenta el comportamiento de fluidos de producción del caso de entrada.

Figura 6. Perfiles de producción



Fuente: Compañía operadora

2.3 ESPECIFICACIONES DE COMERCIALIZACIÓN DE CRUDO Y GAS

La destinación del crudo producido del campo se define por la exportación del mismo en la terminal Coveñas bajo los contratos de comercialización y transporte vigentes de la compañía operadora. Para tal fin, en la etapa de pruebas, se deberá entregar el crudo en especificaciones en el descargadero de Cusiana en el municipio de Tauramena, Casanare para que posteriormente sea transportado por

el Oleoducto Central (Ocensa) a través del segmento I (Cusiana- El Porvenir), segmento II (El Porvenir – Vasconia) y Segmento III (Vasconia- Coveñas).

Así, las especificaciones de entrega en Cusiana son las mostradas en la Tabla 7.

Tabla 7. Parámetros de entrega crudo

Parámetro	Valor
Porcentaje de sólidos de fondo y agua BSW [%]	0.5% (máx.)
Contenido de Sal [PTB]	21 PTB (máx.)
Gravedad API	21° (min)

Fuente: Compañía operadora

Por su parte, el gas asociado a la producción tendrá como mínimo las siguientes opciones de destinación:

- Gas combustible para los equipos de superficie (Autoconsumo)
- Venta en boca de pozo
- Quema⁵

Referente al segundo ítem y debido a la duración de las pruebas, se estima transportar el gas mediante tráileres acondicionados para la comercialización del mismo a alta presión (3600 psig). Esta opción pretende no incurrir en grandes inversiones iniciales para la logística de transporte (gasoductos) en el escenario de pruebas extensas en donde se maneja una alta incertidumbre en relación a la extensión y potencial del yacimiento.

Las especificaciones de gas para la venta son derivadas de las especificaciones RUT para el transporte de gas en el país y se presentan en la Tabla 8.

⁵ Para obtener autorización de quema por parte de la ANH se deben tener en cuenta las consideraciones establecidas en la circular No. 18 del 21 de Agosto de 2014 emitida por esta entidad.

Tabla 8. Parámetros de entrega gas de venta por carrotanques

Parámetro	Valor
Presión de entrega	3600 psig (min)
Contenido de agua	6.0 Lb/MMSCFD (máx.)
Contenido de CO ₂	2% en Volumen (máx.)
Contenido de H ₂ S	6 mg/m ³ (máx.)
Máximo poder calorífico bruto (GHV)	1150 BTU / ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV)	950 BTU / ft ³
Contenido de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de azufre	23 mg/m ³ (máx.)
Contenido de N ₂	3% en Volumen (máx.)
Contenido de inertes	5% en Volumen (máx.)
Contenido de oxígeno	0.1 % en Volumen (máx.)
Temperatura de entrega máx.	120 °F
temperatura de entrega min	40 °F
Contenido de polvos y material en suspensión	1.6 mg/m ³ (máx.)

Fuente: Compañía operadora y Reglamento Único de transporte de gas natural RUT

2.4 HERRAMIENTA INFORMÁTICA PARA SIMULACIÓN DE PROCESO

Para el desarrollo y análisis del diseño conceptual se utilizará el software de procesos utilizado por la compañía operadora denominado Aspen HYSYS® v8.6 tomando como referencia el modelo de simulación de fluidos Peng-Robinson el cual se utiliza ampliamente en la industria.

2.5 DATOS DE ENTRADA (MATERIA Y ENERGÍA)

Teniendo en cuenta los resultados de las pruebas iniciales del pozo y el diseño de la prueba extensa se consideran los parámetros de entrada en cabeza de pozo para el diseño conceptual de las facilidades de superficie presentados en la Tabla 9.

Es importante resaltar que el gas de producción se asumirá saturado con agua como condición inicial para su tratamiento.

Tabla 9. Datos de entrada facilidades de superficie

Id	Descripción	Valor	Unidad de medida	Tipo
1	Volumen de crudo	550	BPD	Materia
2	Gravedad API del crudo	44.5	°API	Materia
3	Corte de agua	10	%	Materia
4	Flujo de gas	2.5	MMSCFD	Materia
5	Presión	2100	Psig	Energía
6	Temperatura	80	°F	Energía

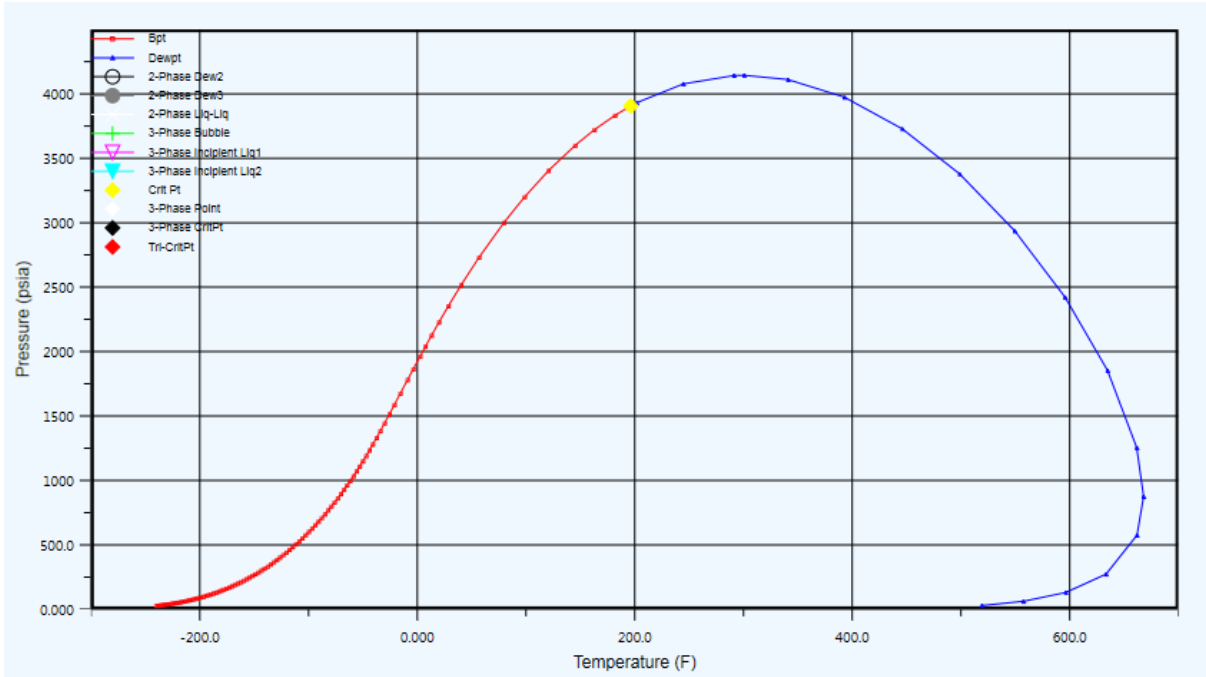
Fuente: Compañía operadora

Adicionalmente a la información presentada en la Tabla 9 es necesario conocer el diagrama de fases del hidrocarburo del campo ya que de este diagrama facilita el entendimiento de las propiedades termodinámicas de entrada a las instalaciones de superficie. Ahora bien, basado en el análisis composicional por recombinación presentado en el capítulo anterior y mediante la utilización del software Aspen HYSYS® v8.6 se construye la envolvente de fases del hidrocarburo del yacimiento de gas retrógrado y se establecen propiedades del mismo. Ver Figura 7 y Tabla 10.

Tabla 10. Propiedades del yacimiento gas condensado

Parámetro	Valor
Temperatura crítica	196.3 °F
Presión crítica	3907 psia
Temperatura cricondentérmica	668 °F
Presión cricondembárica	4144 psia
Gravedad específica	0.508
Peso Molecular	40.44 g/mol

Figura 7. Diagrama de fases fluido de yacimiento gas condensado.



2.6 PARÁMETROS DE DISEÑO DE LÍNEAS DE FLUJO

La verificación hidráulica de las líneas de flujo en la estación se llevará a cabo bajo los criterios de velocidad de flujo y caída de presión por unidad de longitud tal y como se muestra en la Tabla 11.

En el análisis se determinará en primera instancia el “*Hold Up*” de líquido con el objeto de identificar la cantidad de líquido y gas presente en el flujo con el fin de aplicar el criterio de dimensionamiento de líneas y posteriormente registrar el patrón de flujo respectivo.

Generalmente se recomienda para el flujo de gases no exceder los 60 ft/s con el fin de controlar inconvenientes de corrosión y ruido en las tuberías.

Tabla 11. Criterios de dimensionamiento de líneas de flujo

Estado	Producto	Velocidad de flujo v_f [ft/s]	Caída de presión δp psig / 100 ft
Líquido	Líquidos en general (proceso)	$3 \leq V_f \leq 15$	$0.5 \leq \Delta P \leq 2$
Líquido	Drenajes	$1.5 \leq V_f \leq 4$	-
Líquido	Flujo por gravedad	$0.5 \leq V_f \leq 1.5$	$\Delta P \leq 0.2$
Gas	Gases o vapores en general (proceso)	$10-15 \leq V_f \leq 60-80$	$0.01 \leq \Delta P \leq 1.5$
Gas	Gas con CO ₂	$V_f \leq 50$	$\Delta P \leq 0.5$
Gas	Gas seco	$V_f \leq 100$	$\Delta P \leq 0.5$
Gas	Gas húmedo	$V_f \leq 60$	$\Delta P \leq 0.5$
Gas	Aire/Nitrógeno	$V_f \leq 100$	$0.1 \leq \Delta P \leq 1$
Gas	Gas combustible	-	$0.1 \leq \Delta P \leq 1$

Fuente: Compañía operadora

3. DISEÑO CONCEPTUAL DE FACILIDAD DE SUPERFICIE

A continuación se presentará la definición y descripción de los procesos de tratamiento de gas y crudo^{6,7} según las especificaciones ya mencionadas en el capítulo anterior.

3.1 DEFINICIÓN DE TRATAMIENTO DE CRUDO Y GAS

De acuerdo a las características de los fluidos presentadas en el capítulo 1 y teniendo en cuenta las condiciones de entrega de los productos establecidos en el capítulo 2, el tratamiento del crudo y gas natural es el siguiente:

- Separación de fluidos
- Deshidratación de crudo
- Deshidratación del gas
- Control de presión de vapor del crudo condensado (RVP control)
- Endulzamiento del gas
- Control de punto de rocío del gas
- Compresión de gas

Se recuerda que las instalaciones de superficie para el desarrollo de las pruebas extensas serán diseñadas para recibir una producción de 2.5 MMSCFD y 550 BFPD con un corte de agua del 10%, a una presión en cabeza de 2100 psig y 80 °F de temperatura en cabeza. Ver Tabla 9.

⁶ COMPAÑIA OPERADORA. Ingeniería conceptual crudo liviano con gas. Bases de diseño de ingeniería de procesos. Bogotá. 2014.

⁷ COMPAÑIA OPERADORA. Ingeniería conceptual crudo liviano con gas. Cálculos hidráulicos y memorias de cálculo. Bogotá. 2014.

3.2 DEFINICIÓN DE PROCESOS Y TECNOLOGÍAS

Para el manejo de los fluidos de producción y la obtención de los productos en las especificaciones requeridas se proponen los siguientes sistemas en superficie:

3.2.1 Recolección de fluidos del pozo (*Manifold* principal de producción)

El recibo de fluido a la facilidad se realizará por medio de un múltiple de producción (*manifold*) que recolectará el crudo del pozo. El *manifold* contará con facilidades para conexiones futuras cuando se presenten ampliaciones de producción proyectadas, así como con válvulas de seguridad en cada una de estas conexiones para proteger de sobrepresiones cuando alguna de ellas no se encuentre en operación. A la salida del *manifold* se contará con puntos de inyección de químicos, que permitirán mejorar el proceso de separación de fases en las unidades de tratamiento posteriores a la recepción de fluido.

El flujo colectado del pozo será transportado hacia el separador de producción de alta presión para la separación de los condensados del gas a procesar. Adicionalmente se contará con un separador de prueba de menor capacidad en comparación con el separador de alta, destinado a la medición de las cantidades de gas y condensados producidos por cada uno de los pozos futuros que se puedan tener en el campo en su futura etapa de desarrollo.

El pozo deberá contar entonces con una (1) válvula de emergencia (*shutdown ESDV*) y dos (2) válvulas estranguladoras (*chokes*) que permitan bajar la presión en forma gradual a las condiciones establecidas en el separador de alta presión, dicha presión será definida en numerales posteriores. El *manifold* principal de producción estará compuesto por la tubería desde el pozo (4" SCH 80) y los accesorios antes de la primera válvula de estrangulación y después de la segunda válvula de estrangulación hasta la entrada del separador de alta.

3.2.2 Separación de fluidos

En el proceso de separación existen varios equipos que son diseñados y construidos en diferentes configuraciones las cuales presentan desventajas y ventajas según las condiciones particulares de cada campo. Dentro de la variedad de separadores se encuentran:

- Separadores horizontales
- Separadores verticales
- Separadores esféricos
- Separadores centrífugos
- Separadores tipo Venturi.
- Separador horizontal de doble barril.
- Filtro separador
- *Scrubbers*
- *Slug Catcher*

Para la selección de la configuración del separador inicial se presenta una tabla comparativa de los separadores más comúnmente utilizados en la industria del petróleo, ver Tabla 12.

Para el campo de estudio analizado en el presente documento, la facilidad debe contar con un equipo de separación que se ajuste a las variaciones de flujo y demás cambios en las condiciones de producción, adicionalmente deberá manejar posibles sólidos del yacimiento y deberá tener un costo relativo bajo que sea razonable para la etapa de pruebas en la que se operará.

Tabla 12. Tipos de separadores

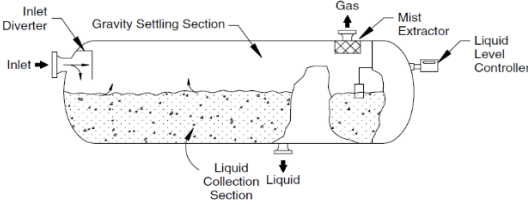
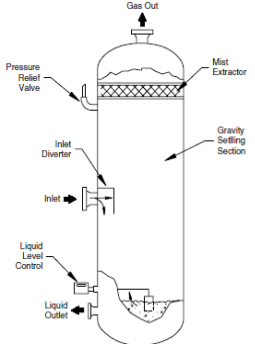
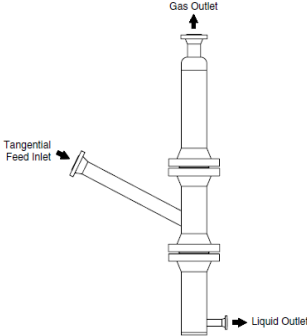
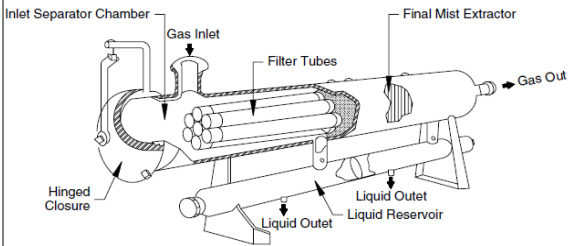
Tipo	Descripción	Fortalezas	Limitaciones
Separador horizontal		<ul style="list-style-type: none"> ▪ Equipos de menor tamaño ▪ Mayor eficiencia en el manejo de grandes cantidades de gas. ▪ Menor costo del equipo para una capacidad de gas determinada. ▪ Mayor capacidad de líquido. ▪ Recomendado para procesos de separación Gas/Líquido. ▪ Mejor manejo de espuma. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ No recomendados para manejo de alto contenido de sólidos de producción. ▪ Mayor área de instalación requerida.
Separador vertical		<ul style="list-style-type: none"> ▪ Recomendados para manejo de alto contenido de sólidos de producción. ▪ Menor área de instalación requerida ▪ Recomendados para volúmenes de gas bajos. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Equipos de mayor tamaño. ▪ Mayor costo del equipo para una capacidad de gas determinada.
Separador centrífugo (Ciclón)		<ul style="list-style-type: none"> ▪ No posee partes móviles. ▪ Equipo compacto en términos de espacio y peso. ▪ Poco mantenimiento. ▪ No es sensible al movimiento. ▪ Bajo costo comparado a un separador convencional. 	<p>No es comúnmente usado debido a:</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ No posee partes móviles. El diseño es sensible a la tasa de flujo por lo tanto no se recomienda para tasas de flujo variables. ▪ Requiere una caída de presión mayor a los separadores convencionales.

Tabla 12. (Continuación)

Tipo	Descripción	Fortalezas	Limitaciones
<p>Filtro separador</p>		<ul style="list-style-type: none"> ▪ Recomendado para bajos volúmenes de líquido. ▪ Recomendado para altas relaciones gas/líquido. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Sensible a la obstrucción del elemento filtrante. ▪ Mayor área de instalación requerida en configuración horizontal.

Fuente: *Design of oil handling systems and facilities*

Teniendo en cuenta las fortalezas y limitaciones de los diferentes separadores, se concluye que los separadores horizontales son los más apropiados para las etapas de separación primaria ya que manejan un amplio rango de relación de gas líquido siendo los mejores en procesos de separación gas líquido, manejo de sólidos y tienen un menor costo lo cual es conveniente para la incertidumbre de la realización de las pruebas extensas.

De igual manera, uno de los factores más importantes en este proceso es la definición de la presión de separación para maximizar la recuperación de líquidos. Generalmente al disminuir la presión de separación en campos de gas condensado, la recuperación de líquidos se incrementa pero es necesario evaluar si la ganancia de crudo o condensado compensa económicamente la necesidad de energía para la compresión desde presiones más bajas para su transporte. Cada caso particular cuenta con una presión óptima de separación, es decir, no es posible generalizar este concepto para todas instalaciones de superficie que existen.

Por su parte la compañía operadora cuenta en su base de información con el análisis PVT del hidrocarburo realizado en el periodo de pruebas iniciales. En este análisis se realizó la prueba del separador a dos (2) condiciones diferentes de presión inicial y numero de etapas de separación arrojando los resultados mostrados en las Tablas 8 y 9.

Figura 8. Prueba de separador (240 psig at 38 F)

Separator Test Data

Pressure (psig)	Temperature (°F)	Gas-Oil Ratio (1)	Gas-Oil Ratio Rsfb (2)	Oil Density (g cm-3)	Formation Volume Factor Bofb (3)	Separation Volume Factor (4)	Gas Gravity of flashed gas (Air = 1.000)
5585	362	-	4858	0.3797	4.565	Saturation Pressure	
240	38	2925	4238	0.7082		1.449	0.768
0	60	620	620	0.8215 (API = 40.6°)		1.000	1.513

(1) GOR in cubic feet of gas at 14.73 psia and 60°F per barrel of oil at indicated pressure and temperature.

(2) GOR in cubic feet of gas at 14.73 psia and 60°F per barrel of stocktank oil at 60°F.

(3) Volume of saturated oil at 5585 psig and 38°F per volume of stocktank oil at 60°F.

(4) Volume of oil at indicated pressure and temperature per volume of stocktank oil at 60°F.

Fuente: Core Laboratories S.A.

Figura 9. Prueba de separador (560 psig at 50 F & 35 psig at 40 F).

Separator Test Data

Pressure (psig)	Temperature (°F)	Gas-Oil Ratio (1)	Gas-Oil Ratio Rsfb (2)	Oil Density (g cm-3)	Formation Volume Factor Bofb (3)	Separation Volume Factor (4)	Gas Gravity of flashed gas (Air = 1.000)
5585	362	-	4583	0.3797	4.358	Saturation Pressure	
560	50	2323	3596	0.7032		1.548	0.736
35	40	642	742	0.7846		1.156	1.122
0	60	245	245	0.8143		1.000	1.728

(API = 42.1°)

(1) GOR in cubic feet of gas at 14.73 psia and 60°F per barrel of oil at indicated pressure and temperature.

(2) GOR in cubic feet of gas at 14.73 psia and 60°F per barrel of stocktank oil at 60°F.

(3) Volume of saturated oil at 5585 psig and 50°F per volume of stocktank oil at 60°F.

(4) Volume of oil at indicated pressure and temperature per volume of stocktank oil at 60°F.

Fuente: Core Laboratories S.A.

Por lo anterior se puede verificar que se obtienen mejores resultados en la prueba realizada a las condiciones de 560 psig a 50 F (primera etapa) y 35 psig a 40 F (segunda etapa) en lo que se refiere a la calidad del crudo por gravedad API y se obtiene un menor valor del GOR en la primera etapa de separación lo que supone una mayor cantidad de líquidos recuperados. La presión de la primera etapa de separación se encontrará entonces alrededor de los 560 psig que según los lineamientos para selección de número de etapas, ver Figura 10, es adecuado instalar dos (2) etapas de separación para el proceso.

Figura 10. Guía para selección de número de etapas de separación

Initial Separator Pressure		Number of Stages¹
(kPa)	(PSIG)	
170–860	25–125	1
860–2100	125–300	1–2
2100–3400	300–500	2
3400–4800	500–700	2–3 ²

¹ Does not include stock tank.
² At flow rates exceeding 650 m³/hr (100,000 BPD), more stages may be justified.

Fuente: *Design of oil handling systems and facilities*

Separación de alta presión (primera etapa)

El flujo recolectado del pozo será transportado hacia el separador de producción de alta presión para la separación de los líquidos y gas a procesar. Adicionalmente se recomienda tener disponible en la etapa comercial un separador de prueba de menor capacidad en comparación con el separador de alta, destinado a la medición de las cantidades de gas y condensados producidos por los posibles pozos de desarrollo del campo.

Este sistema lo constituye el separador de alta presión (primera etapa), bifásico horizontal, donde se separará la mayor parte del gas. El líquido (crudo/agua) se envía al separador de baja presión o segunda etapa donde se separará el agua del crudo y se logrará la estabilización del mismo para posteriormente ser enviado a tanques de almacenamiento.

Con el fin de evitar la formación de parafinas y poder lograr la estabilización del crudo, se contará a la salida del líquido del separador con un Intercambiador de calor, tipo tubo/carcaza, con vapor saturado de 150 psig para mantener una temperatura del fluido alrededor de 95°F garantizando el crudo en especificaciones y su fluidez hasta su despacho mediante carro tanques.

El gas se envía a una planta de deshidratación, para que posteriormente sea enviado en especificaciones (seco) al sistema de compresión y venta.

Separación de baja presión (segunda etapa)

Los líquidos serán llevados del separador de alta presión al separador de baja presión, en donde la mayoría del gas asociado a los condensados así como los productos más livianos serán separados y llevados a un separador bifásico (*scrubber*) para remover remanentes de líquido arrastrados y así poder alimentar los grupos electrógenos de las facilidades así como los pilotos de la tea. El gas

excedente del separador de baja presión será enviado al sistema de alivio para segura disposición. El agua producida se envía a tanque de almacenamiento para su disposición en planta externa, no se cuenta con pozo de inyección de agua para disposición en el área.

En este proceso se tendrá un separador de baja presión, trifásico horizontal, totalmente instrumentado, que operaría alrededor de 30 psi, donde se estabiliza el crudo que luego es enviado a tanques de almacenamiento.

El separador de baja presión es el encargado de recibir la descarga de las bombas del sistema de alivio en donde se encuentran los separadores correspondientes de TEA para recuperación de líquidos. Así mismo, se recibe la descarga de las bombas del tanque sumidero.

3.2.3 Deshidratación de gas

Uno de los objetivos en el tratamiento del gas natural es la remoción del agua presente en las corrientes del gas separado en las facilidades de producción. El agua favorece la formación de hidratos en el gas especialmente en el proceso de transporte del mismo.

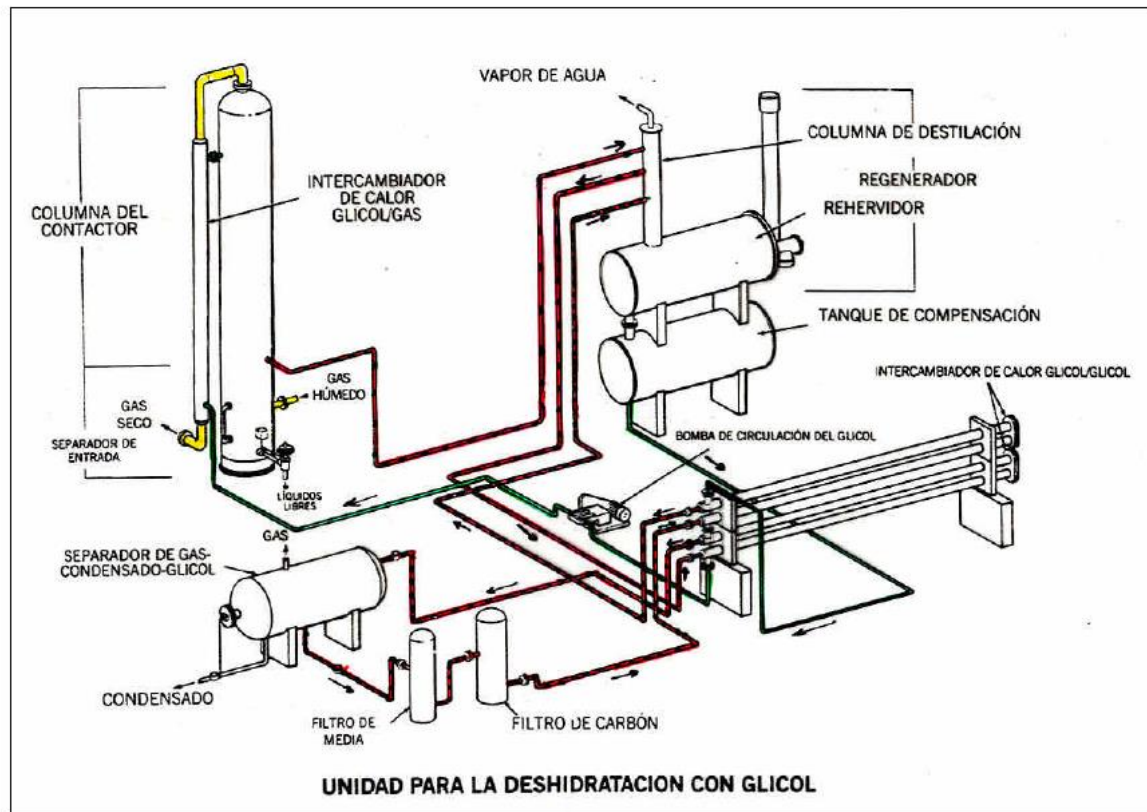
La deshidratación puede realizarse por varios métodos, siendo los más comunes:

- Deshidratación con glicol (absorción)
- Deshidratación con desecantes solidos (adsorción)

La deshidratación de gas por absorción con glicol es la operación más comúnmente conocida por las compañías operadoras en otros campos de gas y ha demostrado buenos resultados en el cumplimiento del parámetro de contenido de agua máximo de 6 Lb/MMSCFD. Por lo anterior se selecciona la deshidratación con glicol para el

tratamiento del gas. En la Figura 11 se muestra el esquema general de una planta de glicol.

Figura 11. Deshidratación de gas con glicol



Fuente: Manual de producción. Escuela de petróleo de la Patagonia.

Así las cosas el gas a ser tratado será llevado del separador de alta presión hacia la torre contactora de glicol, donde por transferencia de materia el agua será removida por el glicol que proviene de un circuito cerrado donde es continuamente regenerado. El gas seco pasará por un intercambiador de calor donde intercambiará energía con el glicol regenerado el cual evaporará el agua contenida para reiniciar su ciclo.

La planta deshidratadora con glicol, está conformada por un *Scribe* de carga ubicado en la parte inferior de la torre contactora, el cual recibe el gas húmedo y retiene cualquier líquido que pueda contener.

El gas asciende por la parte inferior de la torre en contra flujo con el glicol pobre que viene bajando desde la cima, y gracias a la alta presión y baja temperatura, el glicol atrapa el agua del gas y sale de la torre como glicol rico para llegar a la unidad de regeneración del Glicol. El gas seco, con un contenido máximo de agua de 6.0 lb/MMSCF, es direccionado hacia el sistema de compresión del gas de venta.

El glicol rico, pasa por un filtro de carbón activado antes de llegar a la torre Regeneradora. Esta torre tiene una sección empacada, y mediante el calor suministrado por el re hervidor, tipo tubo de fuego directo, el glicol rico libera el agua gracias a la temperatura y la gran diferencia de peso molecular entre el glicol (400 lb/lb-mol) y el agua (18 lb/lb-mol). El glicol pobre llega a un acumulador integrado al re hervidor y luego de ceder calor al glicol rico es bombeado para retornar a la torre contactora y reiniciar su ciclo.

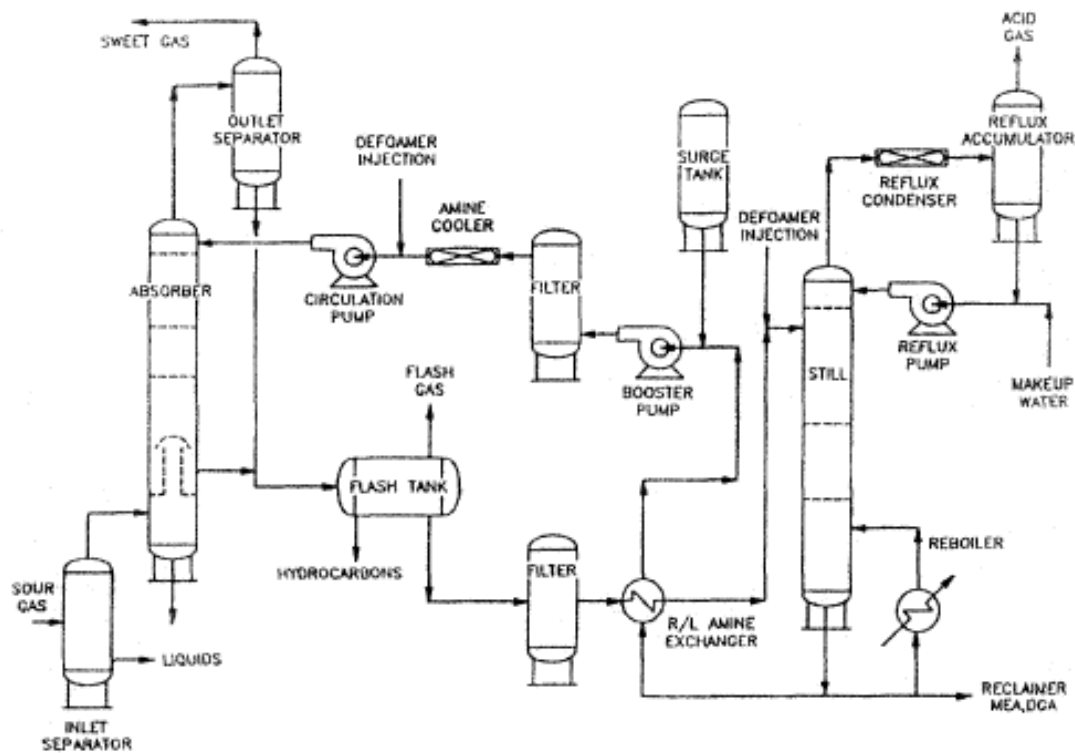
3.2.4 Endulzamiento de gas

Continuando con el tratamiento de gas natural, es necesario someter al gas del campo objeto de estudio a un proceso de endulzamiento debido a que, aunque no tiene presencia de H₂S en su composición, si presenta un contenido de CO₂ de 5.82% y por requerimiento debe ser llevado a un valor menor o igual 2%.

La presencia de CO₂ en el gas favorece la generación de corrosión en las líneas y equipos y es un factor crítico para la reducción del poder calorífico del mismo. El proceso más utilizado de endulzamiento del gas se basa en la utilización de aminas las cuales actúan como solventes químicos en una solución acuosa la cual absorbe los gases ácidos de la corriente gas. La absorción se da como resultado de las fuerzas generadas por la presión parcial del gas al líquido. La reacción en cuestión es reversible cambiando la temperatura y/o presión del sistema. Por esta razón la solución en base agua puede ser regenerada y puesta en circulación en un sistema cíclico.

En la Figura 12 se muestra un esquema de un sistema de aminas para endulzamiento de gas. El gas ácido ingresa al sistema a través de un separador de entrada para remover cualquier cantidad de hidrocarburo o agua líquida. El gas entra a la torre de absorción de aminas por la parte inferior y fluye en contra corriente con la solución de aminas. El gas dulce sale de la parte superior de la torre y puede ser llevado a un separador de salida para el retiro de aminas remanentes arrastradas en el gas dulce.

Figura 12. Sistema de amina para endulzamiento de gas



Fuente: *Design of gas handling systems and facilities*

La solución de amina es retirada de la parte inferior de la torre de absorción llevando consigo los gases ácidos (CO_2 y H_2S), esta solución es denominada amina rica. Dicha amina rica es llevada a un separador *flash* con el fin de remover la mayoría de hidrocarburos condensados y gaseosos. Del separador *flash* es llevado a un intercambiador para incrementar su temperatura y disminuir el trabajo del re hervidor

de amina. La amina rica ingresa a la torre de agotamiento de amina en donde el calor del re hervidor rompe los enlaces de la amina y los gases ácidos. Los gases ácidos son removidos por la parte superior y la amina pobre es removida por la parte inferior. Finalmente la amina pobre es enfriada a través de enfriadores para que entre a la torre de absorción a no menos de 10 F por encima de la temperatura de gas de entrada y de aquí se reinicia el ciclo.

Posteriormente, el gas será llevado hacia el patín de control de punto de rocío *Dew Point*.

3.2.5 Control de punto de rocío (*Dew Point*)

El control de punto de rocío (*dew point*) para el gas natural es un proceso que tiene como objetivo evitar que se presente condensación de hidrocarburo proveniente de fracciones pesadas aun presentes en la corriente de gas. La condensación de gas se puede presentar por la disminución de temperatura en algún punto del proceso de transporte, compresión y/o descompresión del gas natural siendo un fenómeno no deseable por (1) condiciones de seguridad industrial ya que puede generar ignición y (2) por integridad mecánica de los elementos involucrados.

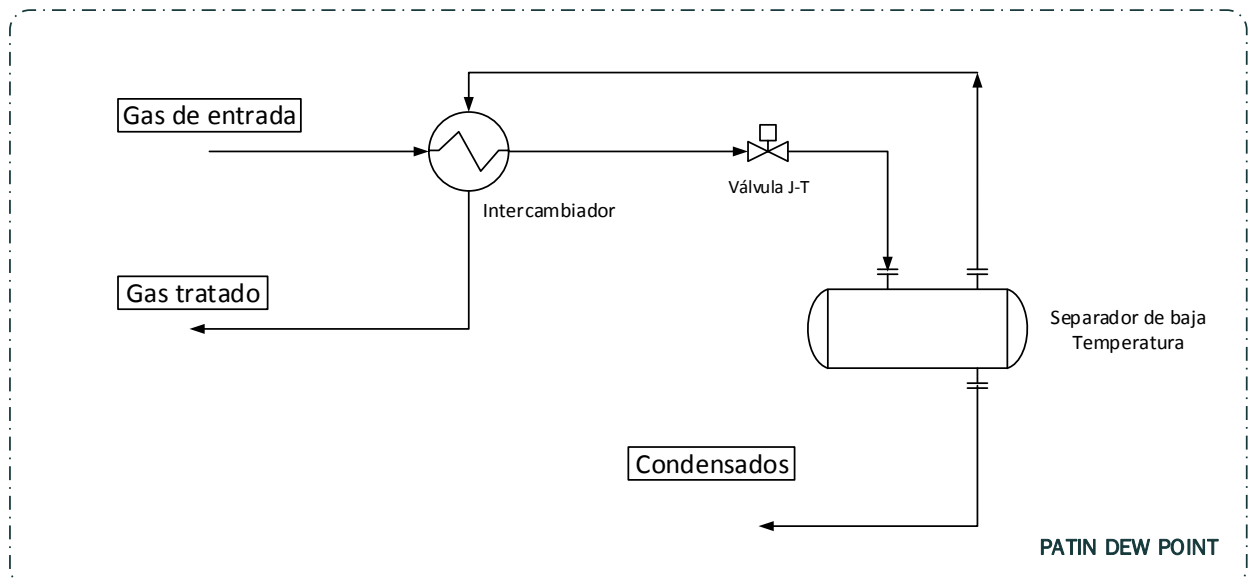
Para evitar este fenómeno es necesario entonces remover el etano, propano, butano y componentes más pesados de la corriente de gas para que de esta manera sea posible la disminución de su temperatura cricondentérmica. Existen varios métodos para la remoción de fracciones pesadas del gas:

- Absorción de aceite pobre
- Refrigeración
- Plantas criogénicas

Las plantas de absorción de aceite pobre ya no son diseñadas en la actualidad por su alto costo y su compleja operación. Las plantas de refrigeración pueden ser económicas para corrientes de gas ricas donde no se requiere recuperar etano. En la actualidad se utilizan ampliamente las plantas criogénicas en donde el gas es enfriado de -100 F a -150 F por la expansión del gas en una turbina o en una válvula Joule-Thompson (J-T).

En la presente propuesta se considerará un patín de control de punto de rocío que generará bajas temperaturas mediante la expansión isoentálpica del gas en una válvula (J-T). Esta selección se basa en que la tecnología es de operación sencilla y compacta, representa bajos costos de mantenimiento y bajos costos de inversión inicial conveniente para la etapa de pruebas del campo.

Figura 13. Esquema ajuste de Punto de rocío



Fuente: *Handbook of natural gas Transmission and Processing*

El patín que se muestra en la Figura 13 consiste en un intercambiador de calor, válvula de expansión y un separador que operará a baja temperatura.

En el patín el gas entrante intercambiará calor con el gas frío que sale del separador y luego el gas será expandido en la válvula Joule-Thompson disminuyendo su temperatura para permitir que se remuevan las fracciones más pesadas del gas y se obtengan los condensados en el separador.

3.2.6 Compresión de gas de baja presión

Los gases que salen del separador de baja presión son llevados al paquete de compresión en donde se elevará la presión del mismo para que sean enviados al sistema como gas combustible al sistema de generación (Autoconsumo). Los líquidos son direccionados finalmente a los tanques de almacenamiento de crudo de la estación.

Este paquete lo integran un (1) *scrubber* de succión vertical, un (1) compresor tipo tornillo, encargado de llevar el gas de 20 psig hasta 300 psig. La descarga del compresor se conecta con un segundo *scrubber* vertical, donde el gas obtenido se envía como gas combustible al sistema de generación. Los condensados, se envían a dos *scrubber* adicionales, el primero, que operaría alrededor de 250 psig, y el segundo que reduce la presión a 110 psig; la salida de gas de estos dos últimos *scrubbers* se envían igualmente al sistema de generación y los condensados estabilizados a tanques de almacenamiento de crudo.

3.2.7 Compresión de gas de venta (carrotanques)

La corriente de gas a la salida del separador de alta presión, es enviada a la unidad de deshidratación para retirar el contenido de agua y de este punto es direccionado al paquete de compresión en donde se eleva a la presión de 3600 psig requerida para facilitar su transporte en tracto mulas. El gas es transportado en contenedores a alta presión especiales para este fin y adaptados a los vehículos mencionados.

El proceso de compresión de gas de venta, está compuesto por un separador de succión, encargado de alimentar tres (3) compresores que llevarán al gas de 550 psig a 3600 psig.

3.2.8 Generación por autoconsumo (Gas combustible)

Las corrientes de gas de baja presión son recibidas en la unidad de generación a gas con el fin de suministrar la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de la operación.

Este proceso es conformado por un (1) separador vertical encargado de mantener el gas a una presión de 80 psig gas para alimentar los grupos electrógenos de la estación.

3.2.9 Alivio y quema de gas (TEA)

En este proceso se estima un (1) separador de TEA de alta presión, un (1) cabezal colector que recibe todas las descargas o corrientes de gas de los dispositivos de seguridad de la facilidad, una (1) tea vertical con capacidad de quema de gas de 2.5 MMSCFD. Adicionalmente se cuenta con un (1) separador de baja presión encargado de recibir el gas generado en el separador de baja presión y seguidamente sea enviado a la TEA de baja presión con una capacidad de quema de gas de 1.0 MMSCFD.

3.2.10 Almacenamiento y despacho de crudo y agua (cargue en carrotanques)

El proceso lo componen cuatro (4) tanques de almacenamiento horizontales con capacidad de 500 barriles cada uno, donde se almacena el crudo y agua. Posteriormente estos fluidos son cargados en carrotanques mediante bombas y brazos de llenado elevados. Se estiman dos (2) bombas para llenado de crudo, una

en operación y la otra de respaldo; dos (2) para el agua, una operando otra de respaldo. Serían bombas de 300 GPM@ 60 psig de presión de descarga, tipo centrífugas.

3.2.11 Tratamiento químico

Se deberá contar con la inyección de productos químicos tales como antiespumante, rompedor de emulsión y TEG (gas) en las líneas de salida de gas y líquido del separador de alta. Esto se debe considerar si la temperatura en cabeza de pozo es menor a 90°F.

3.2.12 Drenajes

Para la red de drenajes de la facilidad se contará con un tanque sumidero de 50 barriles de capacidad con una bomba tipo sumidero, vertical, encargados de recibir todos los drenajes cerrados de la facilidad y devolverlos al proceso o recolectarlos y evacuarlos en caso de un mantenimiento especial de los equipos.

3.2.13 Calentamiento (Vapor sobrecalentado)

Proceso conformado por una (1) caldera con todos sus equipos complementarios para su operación. Será la encargada de calentar el crudo, tanto en el intercambiador antes del separador de baja presión como en los tanques de almacenamiento si es requerido.

3.2.14 Almacenamiento de combustible *Diésel*

La facilidad contará con un tanque de almacenamiento de *diésel* de 6000 galones de capacidad para alimentar el grupo electrógeno que le dará a la operación un respaldo en caso de falla en los generadores a gas.

3.2.15 Aire comprimido para instrumentación

El sistema lo integran dos (2) compresores, una (1) unidad de secado y un (1) acumulador. El cabezal de aire se mantiene a una presión de 80 Psig para entrega a los usuarios internos.

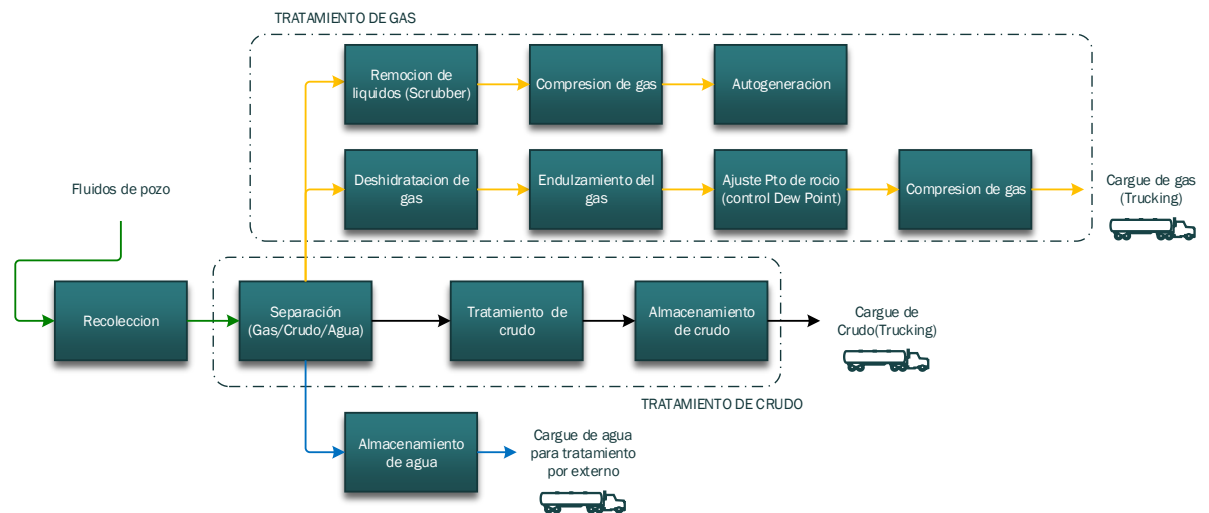
3.2.16 Equipos de seguridad contra incendios

Se consideran tener disponibles unidades móviles de espuma en el área de proceso y extintores en las diferentes áreas de las instalaciones.

3.3 DIAGRAMA DE BLOQUES DE PROCESOS

De acuerdo a los procesos descritos anteriormente, a continuación en la Figura 14 se presenta el diagrama preliminar del proceso a tener en cuenta para el campo de estudio en donde se puede apreciar la secuencia de cada proceso mencionado.

Figura 14. Diagrama de bloques



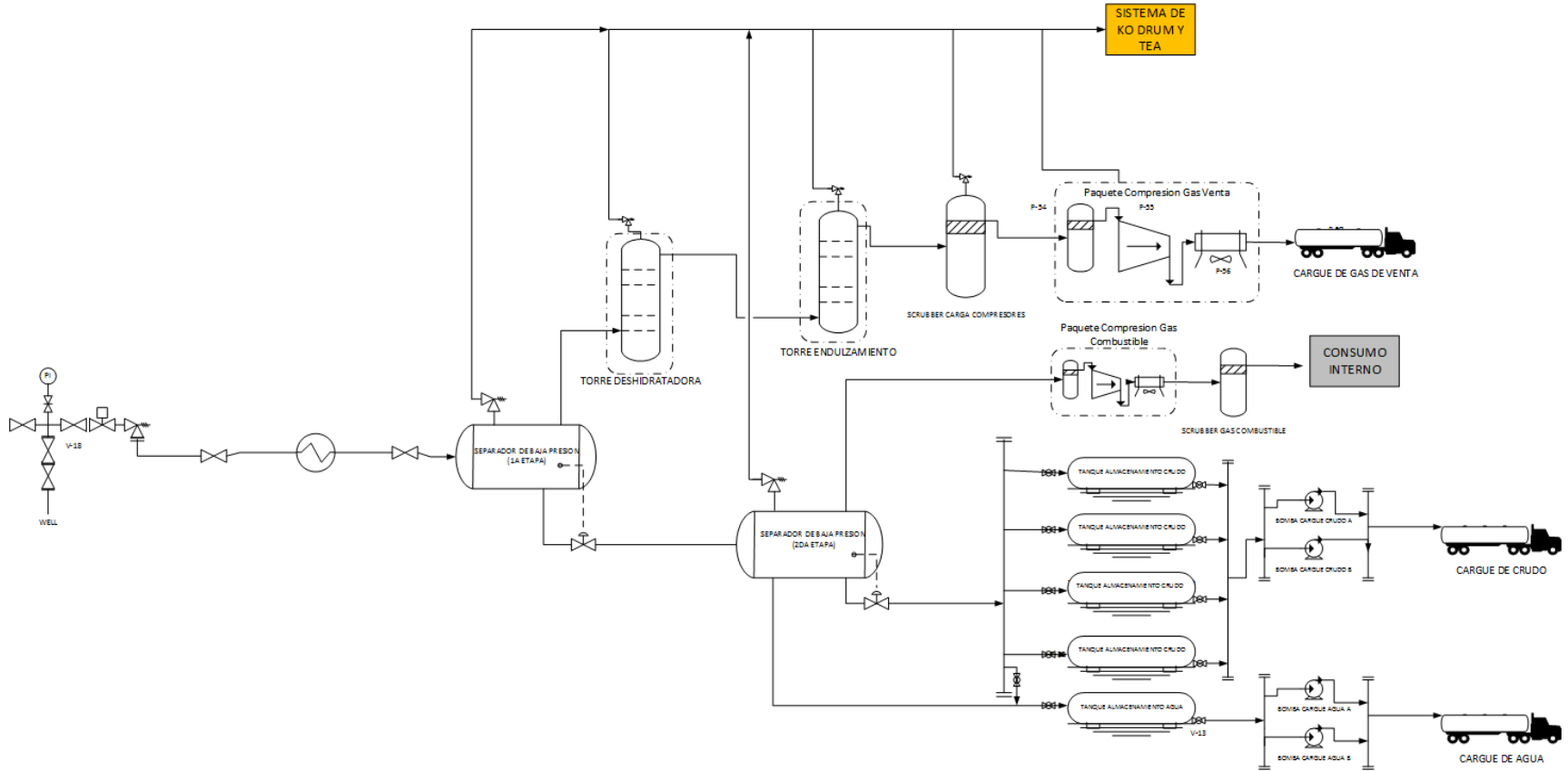
3.4 DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

3.4.1 Diagrama de flujo de proceso

Antes de iniciar con el dimensionamiento de líneas y equipos de producción es necesario definir el diagrama de flujo de proceso (PFD) final del campo de estudio con base en el diagrama de bloques propuesto en el capítulo anterior. El diagrama de proceso se muestra en la Figura 15.

Definidas las tecnologías y procesos necesarios para llevar el crudo y el gas en especificaciones a continuación se presenta el desarrollo del dimensionamiento de los equipos requeridos para la producción del campo de estudio.

Figura 15. Diagrama de flujo de proceso



3.4.2 Equipos de separación

Se ha establecido que los equipos de separación para el campo de estudio serian de tipo cilíndricos horizontales por sus ventajas en términos de capacidad de separación gas/líquido y menor costo relativo. En el dimensionamiento de los separadores se seguirá el siguiente procedimiento general:

- Determinar el coeficiente de arrastre C_D por medio de un proceso iterativo.
- Calcular la capacidad al gas.
- Calcular la capacidad al líquido.
- Establecer las relaciones entre el diámetro del separador (d) y la longitud efectiva (L_{eff}) para las capacidades al gas y la liquido.
- Calcular la longitud entre cordones de soldadura (L_{ss}) para cada diámetro.
- Determinar la relación de esbeltez para cada diámetro.
- Seleccionar la opción que tenga la relación de esbeltez entre 3 y 4 para bifásicos horizontales y entre 3 y 5 para trifásicos horizontales.

Separador de alta presión

Para el dimensionamiento del separador de alta presión (primera etapa) se selecciona un separador bifásico horizontal. Los datos necesarios para el diseño se presentan a continuación y en las Tablas 13 y 14.

Producción de gas:	2.5 MMSCFD
Gravedad especifica del gas:	0.7924
Producción de crudo:	550 BOPD
Gravedad API:	44.6°
Contenido de agua y solidos:	10%
Presión de operación:	560 psig
Temperatura de operación:	67 °F
Tamaño de partícula a retirar:	100 μ m
Tiempo de retención:	1 minuto (Recomendada para API > 35°)

En primera instancia se procede a calcular el coeficiente de arrastre C_D , Tabla 15, teniendo en cuenta las Ecuaciones 3.1, 3.2 y 3.3.

$$V = 0.0119 \left[\left(\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad (3.1)$$

$$Re = 0.0049 \frac{\rho_g d_m V}{\mu_g} \quad (3.2)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34 \quad (3.3)$$

Donde:

V = Velocidad terminal de asentamiento de la gota, ft/s.

ρ_l = Densidad del liquido, lb/ft³

ρ_g = Densidad del gas a condiciones del separador, lb/ft³

d_m = Diametro de la gota, μm

C_D = Coeficiente de arrastre

Re = Numero de Reynolds

μ_g = Viscosidad del gas, cp

Tabla 13. Propiedades del gas para diseño

Descripción	Valor	Unidad
Gravedad especifica del gas	0.7924	-
T pseudo crítica	422	°R
T Separador	527	°R
P pseudo crítica	660	psia
P Separador	574.7	psia
T pseudo reducida	1.25	-
P pseudo reducida	0.87	-
Factor de compresibilidad	0.82	-
Densidad del gas (Ecuación)	2.845	Lb/ft ³
Viscosidad (Gráfica)	0.012	cp

Tabla 14. Propiedades del crudo para diseño

Descripción	Valor	Unidad
Gravedad específica del crudo	0.80	-
Densidad del aceite	50.14	Lb/ft ³
Densidad del agua dulce	62.4	Lb/ft ³
Densidad del agua salada	66.77	Lb/ft ³
Densidad del líquido	51.80	Lb/ft³

Tabla 15. Resultados cálculo iterativo coeficiente de arrastre C_D

Cd (1)	V	Re	Cd (2)	Desviación
1.200	0.443	51.456	1.225	0.025
1.225	0.438	50.929	1.232	0.007
1.232	0.437	50.784	1.234	0.002
1.234	0.437	50.742	1.234	0.000
1.234	0.437	50.742	1.234	0.000
1.234	0.437	50.742	1.234	0.000
1.234	0.437	50.742	1.234	0.000
1.234	0.437	50.742	1.234	0.000

En segunda instancia se calcula la capacidad al gas mediante la siguiente Ecuación 3.4.

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (3.4)$$

Donde:

d = Diametro interno del separador, in

L_{eff} = Longitud efectiva del separador, ft

T = temperatura de operacion, R

Z = Factor compresibilidad del gas

$Q_g =$ Tasa de flujo del gas, MMSCFD

$P =$ Presion de operacion, psia

$\rho_g =$ Densidad del gas a condiciones del separador, lb/ft³

$\rho_l =$ Densidad del liquido, lb/ft³

$C_D =$ Coeficiente de arrastre

$d_m =$ Diametro de la gota, μm

La capacidad al gas para un separador con un llenado al 50% se obtiene la Ecuación 3.5.

$$dL_{eff} = 21.5 \quad (3.5)$$

Seguidamente se calcula la capacidad al líquido utilizando la Ecuación 3.6.

$$d^2L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0.7} \quad (3.6)$$

Donde:

$d =$ Diametro interno del separador, in

$L_{eff} =$ Longitud efectiva del separador, ft

$t_r =$ Tiempo de residencia del liquido, min

$Q_l =$ Tasa de flujo del liquido, bpd

La capacidad al gas para un separador con un llenado al 50% se obtiene la Ecuación 3.7.

$$d^2L_{eff} = 873 \quad (3.7)$$

Finalmente se calculan la longitud entre cordones de soldadura (L_{ss}) para cada diámetro según las siguientes consideraciones:

Para $L_{eff} > 7.5$ ft

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (3.8)$$

Para $L_{eff} < 7.5$ ft

$$L_{ss} = L_{eff} + 2.5 \quad (3.9)$$

En la Tabla 16 se presentan los cálculos de la longitud efectiva (L_{eff}) según las capacidades al gas y al líquido y la verificación de la relación de esbeltez que debe estar entre 3 y 4.

Tabla 16. Cálculos de L_{eff} para separador de alta

d (in)	L_{eff} (g)	L_{eff} (l)	L_{eff} (mayor)	L_{ss} (ft)	SR
18	1.2	2.7	2.7	5.2	3.46
24	0.9	1.5	1.5	4.0	2.01
30	0.7	1.0	1.0	3.5	1.39
36	0.6	0.7	0.7	3.2	1.06
42	0.5	0.5	0.5	3.0	0.86
48	0.4	0.4	0.4	2.9	0.74
54	0.4	0.3	0.4	2.9	0.64
60	0.4	0.2	0.4	2.9	0.57
66	0.3	0.2	0.3	2.8	0.51
72	0.3	0.2	0.3	2.8	0.47
78	0.3	0.1	0.3	2.8	0.43

Para las condiciones de producción del campo se obtiene que el separador que cumple con las condiciones debería ser de 18 pulgadas de diámetro y una longitud entre cordones de soldadura de 5.2 ft de longitud. Sin embargo por constructibilidad y disponibilidad en el mercado, los separadores de menor diámetro se encuentran desde 24 pulgadas de diámetro y por esta razón se escoge este último diámetro y se recalcula la longitud efectiva teniendo en cuenta la relación de esbeltez entre 3 y 4, Tabla 17.

Tabla 17. Diseño final separador de alta presión

Equipo	d (in)	L_{eff} (ft)	L_{ss} (ft)
Separador bifásico horizontal	24	1.52	4.0
Separador bifásico horizontal Real	24	4	6

Ahora confirmamos la capacidad máxima del separador seleccionado teniendo en cuenta los datos geométricos del separador y el tiempo de retención mínimo para la capacidad al líquido que es la capacidad mandante en el diseño. La capacidad máxima se calcula a través de la Ecuación 3.10.

$$Q_{max} = \frac{0.7d^2L_{eff}}{t_{rmin}} \quad (3.10)$$

Donde:

$$d = 24 \text{ pulgadas}$$

$$L_{eff} = 4 \text{ pies}$$

$$t_r = 1 \text{ minuto}$$

$$Q_{max} = 1613 \text{ BFPD}$$

Como resultado el separador de alta puede manejar un valor máximo de 1613 BFPD cumpliendo las especificaciones de separación definidas. Según el caso más alto de los escenarios de pruebas el campo puede producir un máximo de 950 BFPD el cual es cubierto por el separador dimensionado.

Separador de baja presión

En la segunda etapa de separación se propone la instalación de un separador trifásico horizontal. En el presente diseño se tendrá en cuenta la capacidad al líquido únicamente debido a que la entrada al separador en la segunda etapa proviene de la salida de Los datos de entrada se presentan a continuación y en las Tablas 18 y 19.

Producción de gas: 0.25 MMSCFD

Gravedad específica del gas: 0.7924

Producción de crudo: 550 BOPD

Gravedad API: 44.6°

Contenido de agua y solidos:	10%
Presión de operación:	35 psig
Temperatura de operación:	47 °F
Tamaño de partícula a retirar:	100 μm (Líquido en el gas)
Tamaño de partícula a retirar:	500 μm (Agua en el crudo)
Tamaño de partícula a retirar:	200 μm (crudo en el agua)
Tiempo de retención:	5 minutos (Recomendada para condensados)
Viscosidad del agua:	1 cp
Viscosidad del crudo:	2.9 cp

La producción de gas y la temperatura de operación en el separador se establecen con la ayuda de la simulación de procesos con la herramienta informática.

Siguiendo con la metodología de diseño se calcula el coeficiente de arrastre C_D , Tabla 20, con las Ecuaciones 3.11, 3.12 y 3.13.

$$V = 0.0119 \left[\left(\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad (3.11)$$

$$Re = 0.0049 \frac{\rho_g d_m V}{\mu_g} \quad (3.12)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34 \quad (3.13)$$

Donde:

V = Velocidad terminal de asentamiento de la gota, ft/s.

ρ_l = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_g = Densidad del gas a condiciones del separador, lb/ft³

d_m = Diámetro de la gota, μm

C_D = Coeficiente de arrastre

Re = Número de Reynolds

μ_g = Viscosidad del gas, cp

Tabla 18. Propiedades del gas para diseño

Descripción	Valor	Unidad
Gravedad específica del gas	0.7924	-
T pseudo crítica	422	°R
T Separador	507	°R
P pseudo crítica	660	psia
P Separador	49.7	psia
T pseudo reducida	1.20	-
P pseudo reducida	0.80	-
Factor de compresibilidad	0.81	-
Densidad del gas (Ecuación)	0.259	Lb/ft ³
Viscosidad (Gráfica)	0.011	cp

Tabla 19. Propiedades del crudo para diseño

Descripción	Valor	Unidad
Gravedad específica del crudo	0.8035	-
Densidad del aceite	50.14	Lb/ft ³
Densidad del agua dulce	62.4	Lb/ft ³
Densidad del agua salada	66.77	Lb/ft ³
Densidad del líquido	51.80	Lb/ft ³

Tabla 20. Resultados calculo iterativo coeficiente de arrastre C_D

Cd (1)	V1	Re	Cd (2)	Desviación
1.200	1.508	17.391	2.439	1.239
2.439	1.058	12.198	3.166	0.727
3.166	0.928	10.706	3.499	0.332
3.499	0.883	10.185	3.636	0.138
3.636	0.866	9.990	3.692	0.055
3.692	0.860	9.915	3.713	0.022
3.713	0.857	9.886	3.722	0.009
3.722	0.856	9.875	3.725	0.003
3.725	0.856	9.870	3.726	0.001
3.726	0.856	9.869	3.727	0.001
3.727	0.856	9.868	3.727	0.000

A continuación se calcula la capacidad al gas mediante la Ecuación 3.14.

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_l} \right]^{1/2} \quad (3.14)$$

Donde:

d = Diametro interno del separador, in

L_{eff} = Longitud efectiva del separador, ft

T = temperatura de operacion, R

Z = Factor compresibilidad del gas

Q_g = Tasa de flujo del gas, MMSCFD

P = Presion de operacion, psia

ρ_g = Densidad del gas a condiciones del separador, lb/ft³

ρ_l = Densidad del liquido, lb/ft³

C_D = Coeficiente de arrastre

d_l = Diametro de la gota de liquido en el gas, μm

De igual manera para un llenado del 50% del separador se obtiene la Ecuación 3.15.

$$dL_{eff} = 12.1 \quad (3.15)$$

Calculando la capacidad del líquido con la Ecuación 3.16.

$$d^2L_{eff} = 1.42(Q_o t_{ro} + Q_w t_{rw}) \quad (3.16)$$

Donde:

d = Diametro interno del separador, in

L_{eff} = Longitud efectiva del separador, ft

Q_o = Tasa de flujo del crudo, bpd

t_{ro} = Tiempo de retencion del crudo, min

Q_w = Tasa de flujo del agua, bpd

t_{rw} = Tiempo de residencia del agua, min

Igualmente para un llenado del separador de 50% se obtiene la Ecuación 3.17.

$$d^2 L_{eff} = 4364 \quad (3.17)$$

Finalmente se calculan la longitud entre cordones de soldadura (L_{ss}) para cada diámetro según las siguientes consideraciones:

Si se emplea la capacidad al gas, Ecuación 3.18.

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (3.18)$$

Si se emplea la capacidad al líquido, Ecuación 3.19.

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (3.19)$$

En la Tabla 21 se presentan los resultados de los cálculos de L_{eff} y cálculos de relación de esbeltez que debe encontrarse entre 3 y 5.

Tabla 21. Cálculos de L_{eff} para separador de alta

d (in)	L_{eff} (g)	L_{eff} (l)	L_{eff} (mayor)	L_{ss} (ft)	SR
24	0.5	7.6	7.58	10.1	5.05
30	0.4	4.8	4.85	6.5	2.59
36	0.3	3.4	3.37	4.5	1.50
42	0.3	2.5	2.47	3.3	0.94
48	0.3	1.9	1.89	2.5	0.63
54	0.2	1.5	1.50	2.0	0.44
60	0.2	1.2	1.21	1.6	0.32
66	0.2	1.0	1.00	1.3	0.24
72	0.2	0.8	0.84	1.1	0.19
78	0.2	0.7	0.72	1.0	0.15

De acuerdo a los resultados obtenidos se recomienda la utilización de un separador de 24 pulgadas, Tabla 22. Se verifica y la relación de esbeltez para esta selección es de 5.

Tabla 22. Diseño final separador de baja presión

Equipo	d (in)	L_{eff} (ft)	L_{ss} (ft)
Separador bifásico horizontal	24	7.5	10.1
Separador bifásico horizontal Real	24	7.5	10

Se confirma la capacidad máxima del separador seleccionado teniendo en cuenta los datos geométricos del separador y el tiempo de retención mínimo (2 a 5 minutos para condensados) para la capacidad al líquido que es la capacidad mandante en el diseño. La capacidad máxima se calcula a través de la siguiente Ecuación 3.20.

$$Q_{max} = \frac{0.7d^2 L_{eff}}{t_{rmin}} \quad (3.20)$$

Donde:

$$d = 24 \text{ pulgadas}$$

$$L_{eff} = 7.5 \text{ pies}$$

$$t_r = 2 \text{ minutos}$$

$$Q_{max} = 1512 \text{ BFPD}$$

Como resultado el separador de alta puede manejar un valor máximo de 1512 BFPD cumpliendo las especificaciones de separación definidas. Según el caso más alto de los escenarios de pruebas el campo puede producir un máximo de 950 BFPD el cual es cubierto igual menara por el separador trifásico dimensionado.

3.4.3 Cálculos hidráulicos

En este aparte se realizarán los cálculos de dimensionamiento de las líneas principales dentro de la facilidad basados en los criterios de la Tabla 11 y los datos de producción de las pruebas del campo presentados en las Tablas 4, 5 y 6. En los cálculos hidráulicos se establecen varios escenarios de evaluación de diámetros de

tubería a los cuales se les determinará el “*Hold up*” de líquido y las velocidades de flujo y caída de presión por unidad de longitud.

Los casos que se evaluaron fueron los diámetros nominales de 2, 3, 3.5, 4 y 6 pulgadas, cedula 80.

Línea de *manifold* de producción

Para la línea de recolección del cabezal de pozo al *manifold* principal de recolección se tienen los resultados mostrados en la Figura 16 ,17 y 18.

Figura 16. Análisis de velocidades de líquido y gas en línea de *manifold*

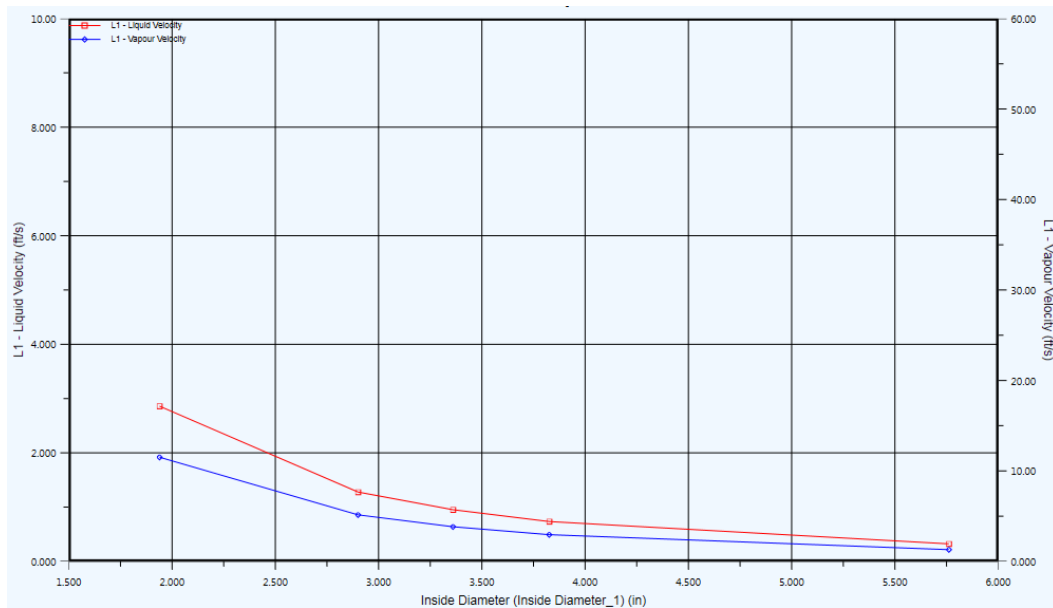


Figura 17. Análisis de caída de presión/100 ft y hold up de líquido línea de manifold

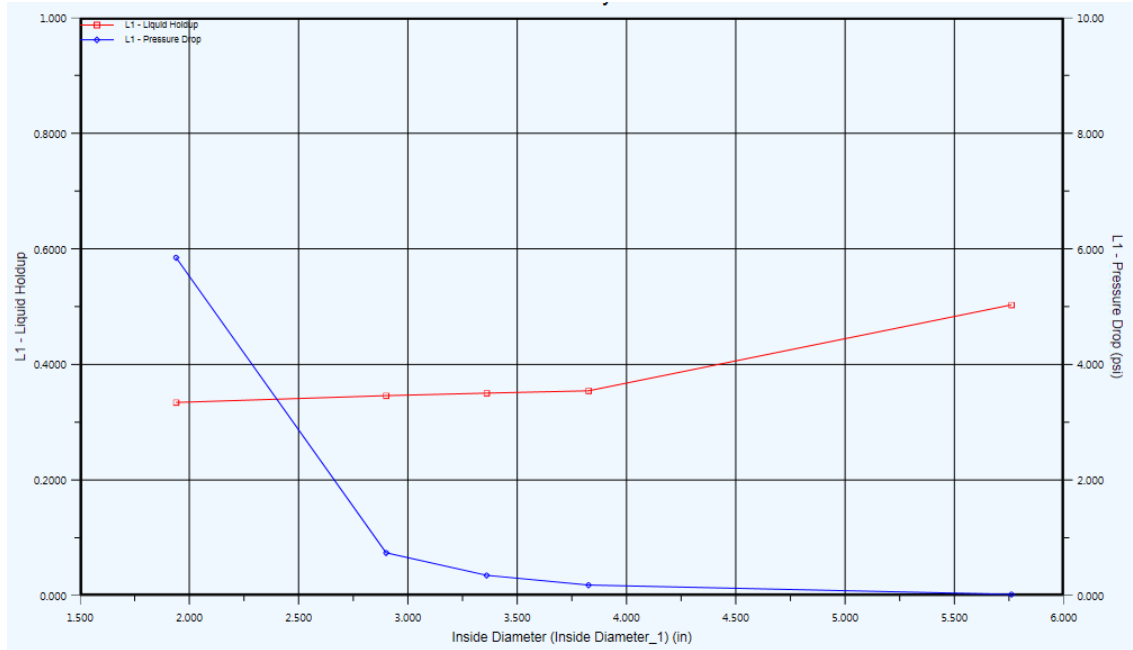
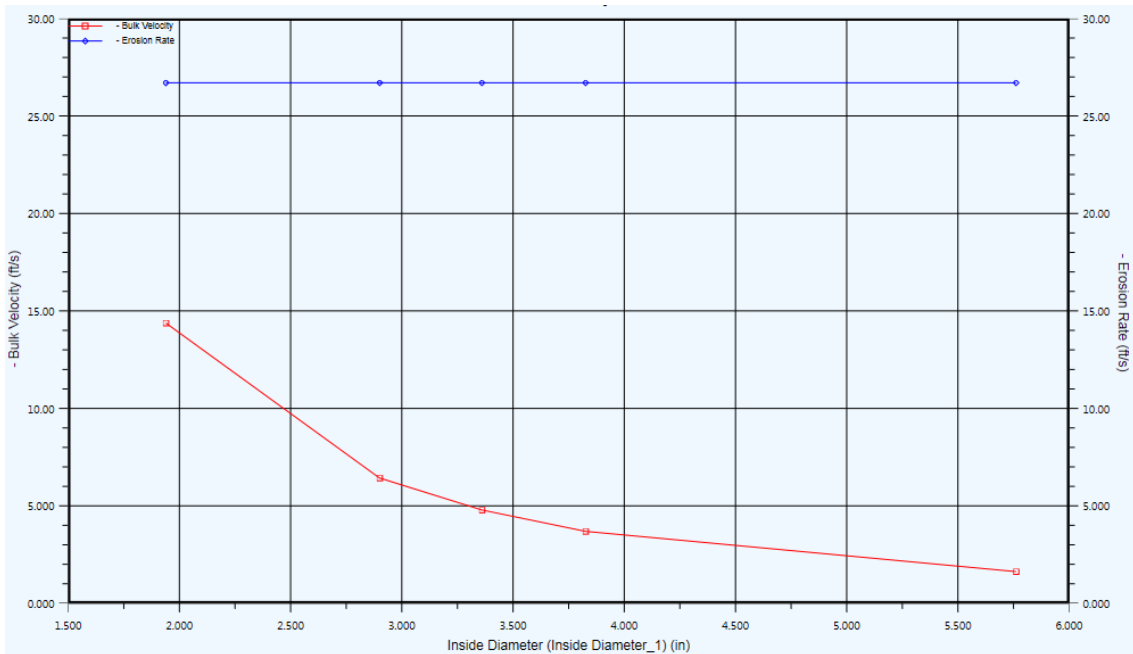


Figura 18. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea de manifold



De acuerdo a los criterios de dimensionamiento de líneas y basados en los resultados de las evaluaciones a diferentes dimensiones de diámetros se puede verificar que las velocidades tanto para el líquido como para el gas son

relativamente bajas y oscilan en un rango de 0 y 10 ft/s para todos los diámetros evaluados; por esta razón se cumple con el criterio de velocidad de flujo. Ahora bien, se puede comprobar que el diámetro de tubería nominal de 2 pulgadas presenta una caída de presión por fuera de los criterios permitidos y baja considerablemente cuando se incrementa el diámetro nominal a 3 pulgadas en adelante. La caída de presión para el diámetro nominal de 3 pulgadas es de 0.8 pis/100 ft lo cual se encuentra en el rango aceptado y debido a esto se selecciona este tamaño de tubería.

Por último se verifica la velocidad de la flujo de la corriente se encuentre por debajo del 80% de la velocidad erosional, lo cual según la gráfica se cumple.

Línea de entrada separador de alta

Por los cambios de temperatura y presión en la línea se calculan las propiedades del flujo en la entrada del separador con los resultados mostrados en las Figuras 19, 20 y 21.

Figura 19. Análisis de velocidades de líquido y gas en línea de entrada separador de alta presión

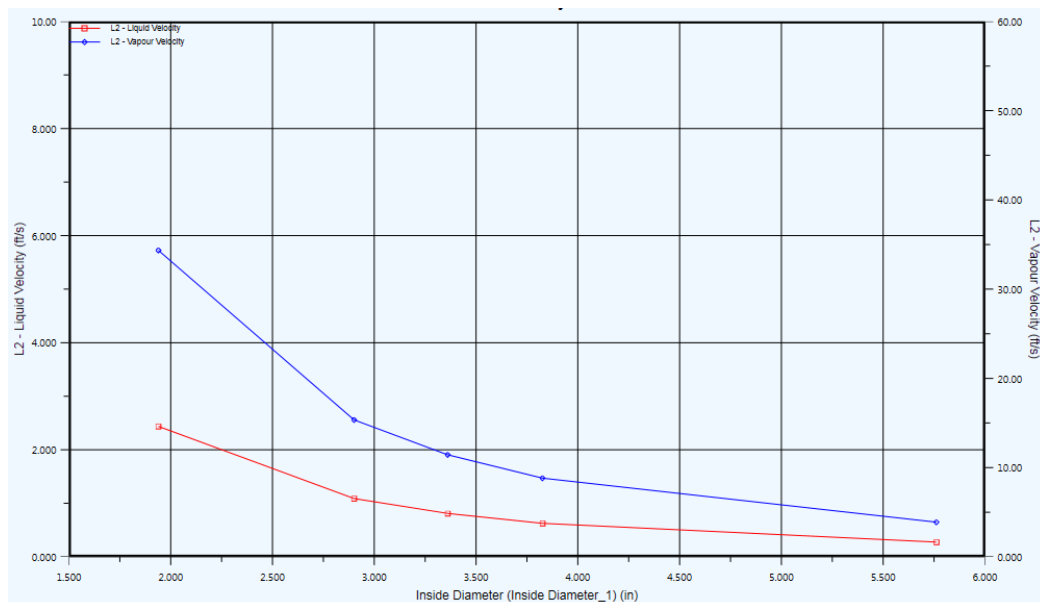


Figura 20. Análisis de caída de presión/100 ft y hold up de líquido en línea de entrada separador de alta presión

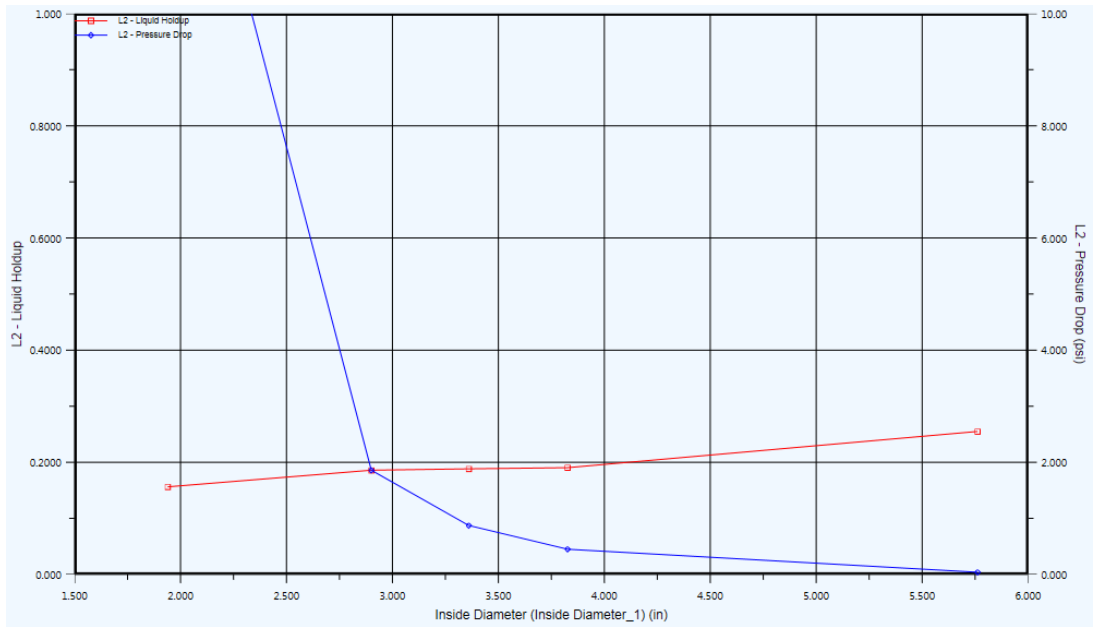
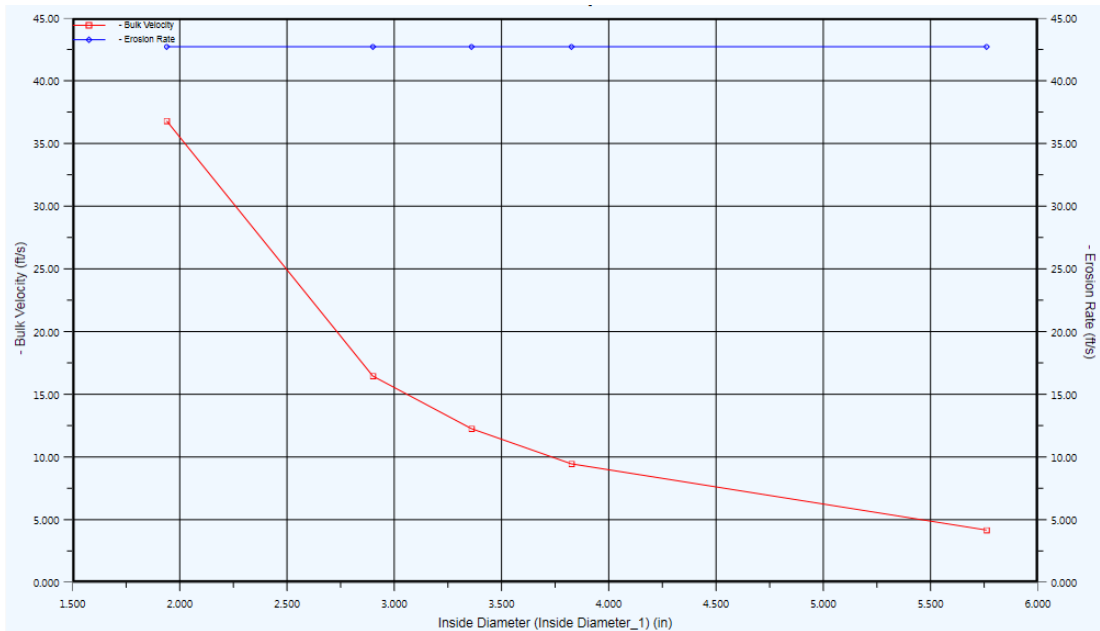


Figura 21. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea de entrada separador de alta presión



En el análisis para la línea de entrada del separador de alta presión se puede verificar que las velocidades de flujo de gas se incrementan en un rango de 5 a 30 ft/s por la disminución de presión y temperatura sufrida para la operación del

separador. Las velocidades del líquido se mantienen en un rango de 0 y 3 ft/s. Por lo anterior tanto las velocidades del gas y el líquido se encuentran en los rangos permitidos. En cuanto a la caída de presión los diámetros nominales de 2 y 3 pulgadas por encima de 2 pis/100ft quedando por fuera del rango permitido lo cual lleva a seleccionar el diámetro nominal de 3.5 pulgadas el cual presenta una pérdida menor a 1 psi/100ft.

De igual manera se verifica que, para el diámetro seleccionado, la velocidad de flujo de la corriente se encuentre por debajo del 80% de la velocidad erosional, lo cual gráficamente se cumple según la figura anterior.

Línea de salida de gas separador de alta

Los resultados de la línea de salida de gas del separador de alta presión se muestran en las Figuras 22, 23 y 24.

Figura 22. Análisis de velocidades de gas en línea salida de gas separador alta

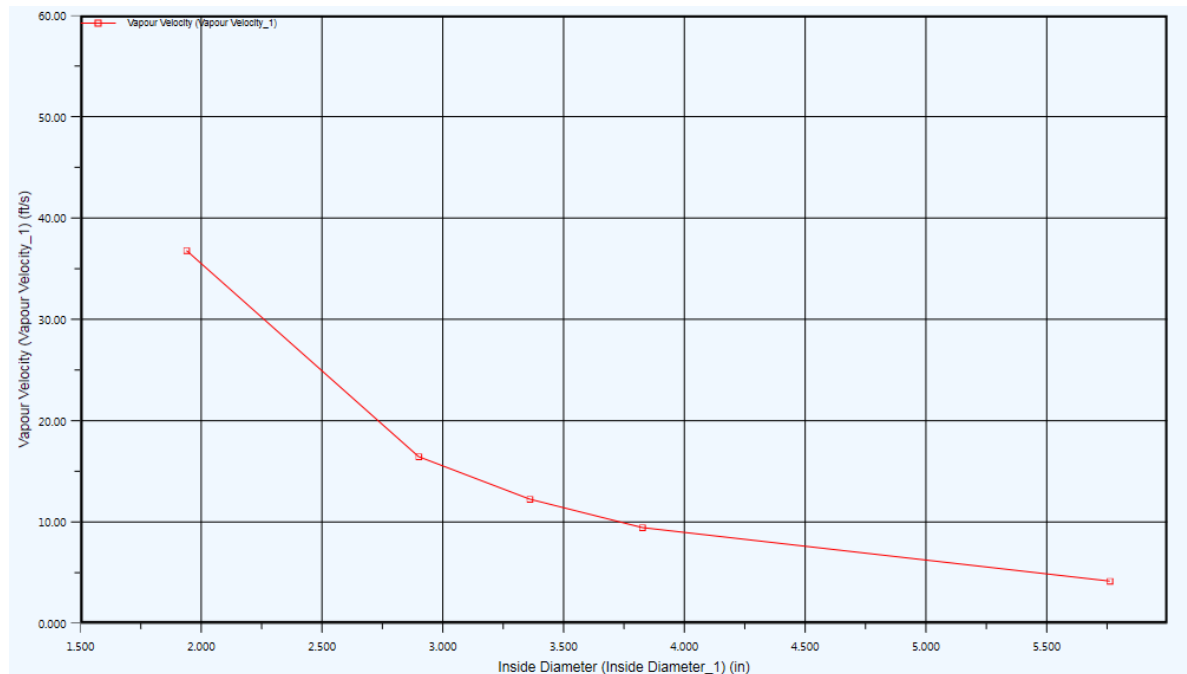


Figura 23. Análisis de caída de presión/100 ft y hold up de líquido en línea salida de gas separador alta

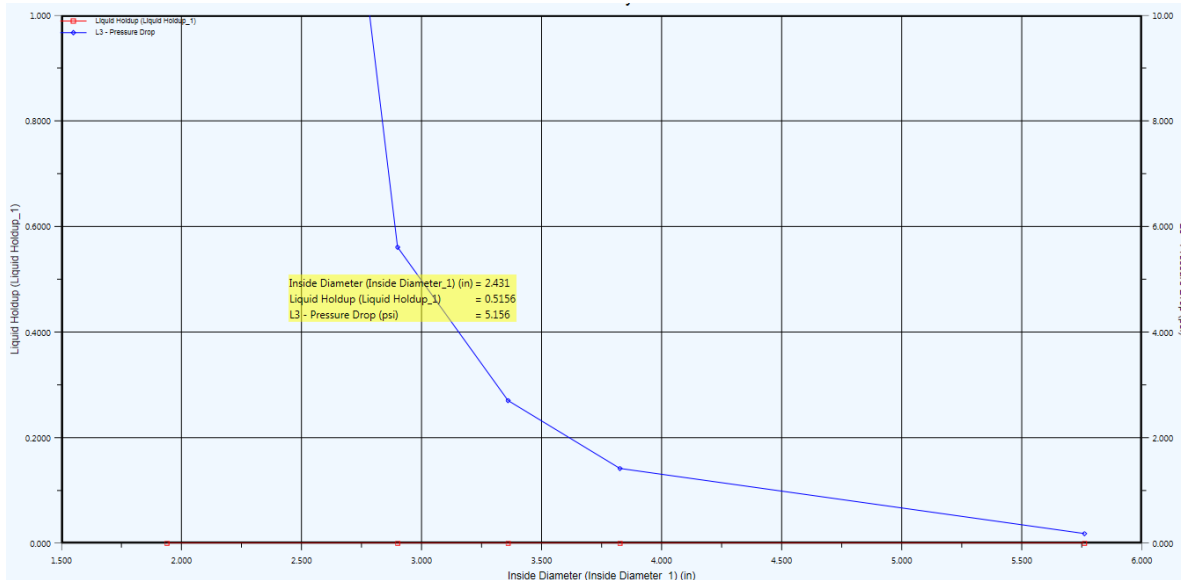
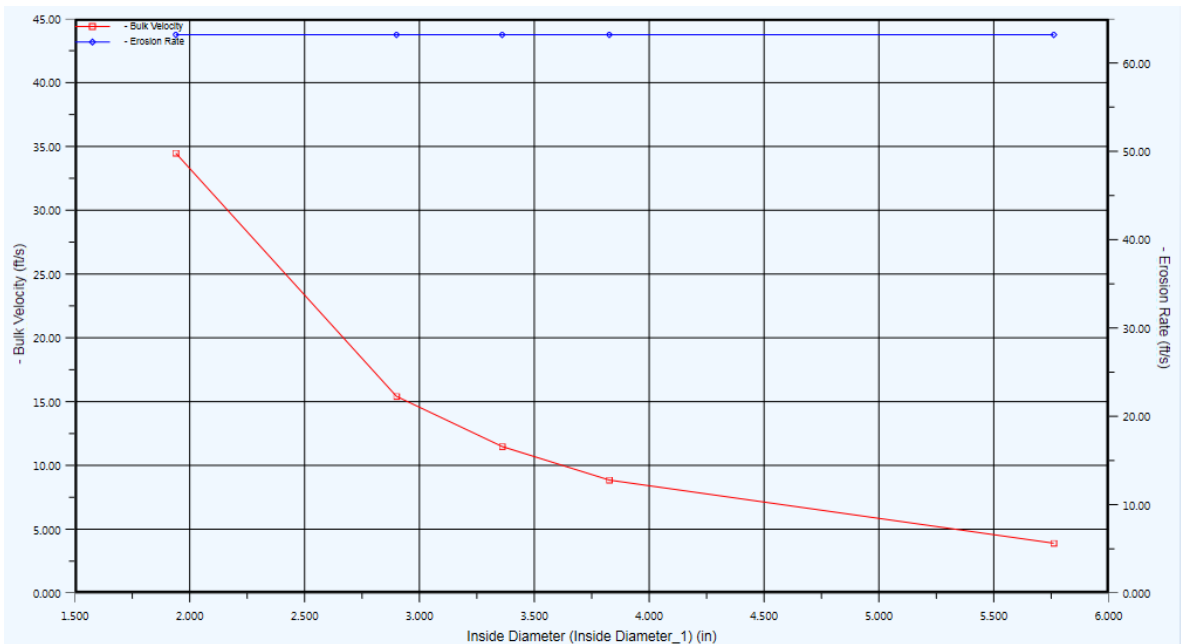


Figura 24. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea salida de gas separador alta.



Específicamente para la línea de salida de gas del separador de alta presión se puede observar verificar que las velocidades de flujo de gas se encuentran en un rango de 5 a 35 ft/s para los diámetros evaluados encontrándose dentro del criterio

de diseño. Sin embargo por el criterio de caída de presión, el diámetro que ofrece una caída de presión dentro del criterio es el diámetro nominal de 4 pulgadas el cual ofrece una pérdida entre 1 y 1.5 psi/100 ft.

Para el diámetro nominal seleccionado se verifica que la velocidad de flujo de la corriente se encuentre por debajo del 80% de la velocidad erosional, lo cual gráficamente se cumple según la figura anterior.

Línea de salida de líquido separador de alta

En las Figuras 25, 26 y 27 se muestran los resultados de los cálculos hidráulicos de la línea de salida de líquido del separador de alta presión.

Figura 25. Análisis de velocidades de flujo de gas y líquido en línea salida de líquido del separador alta

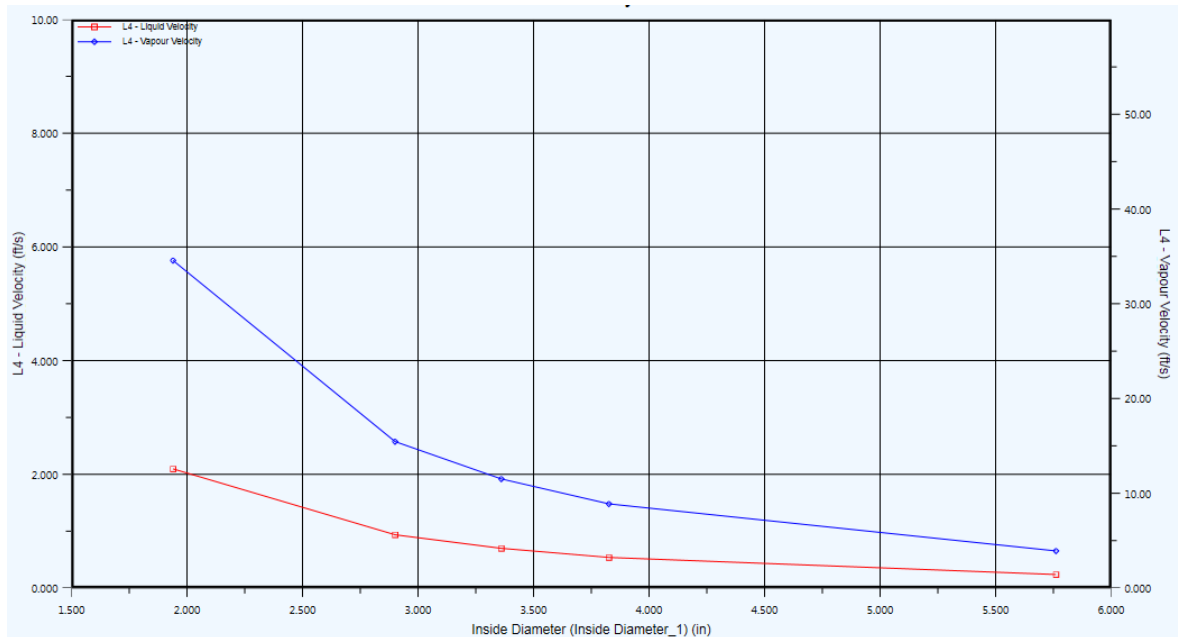


Figura 26. Análisis de caída de presión/100 ft y hold up de líquido en línea salida de líquido del separador alta

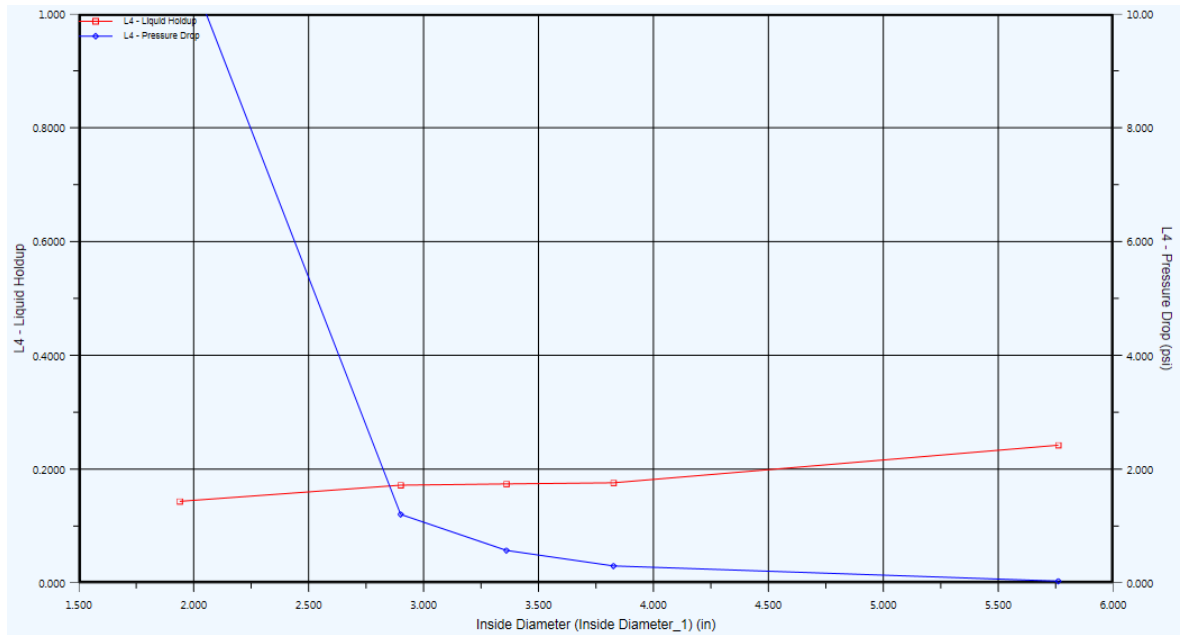
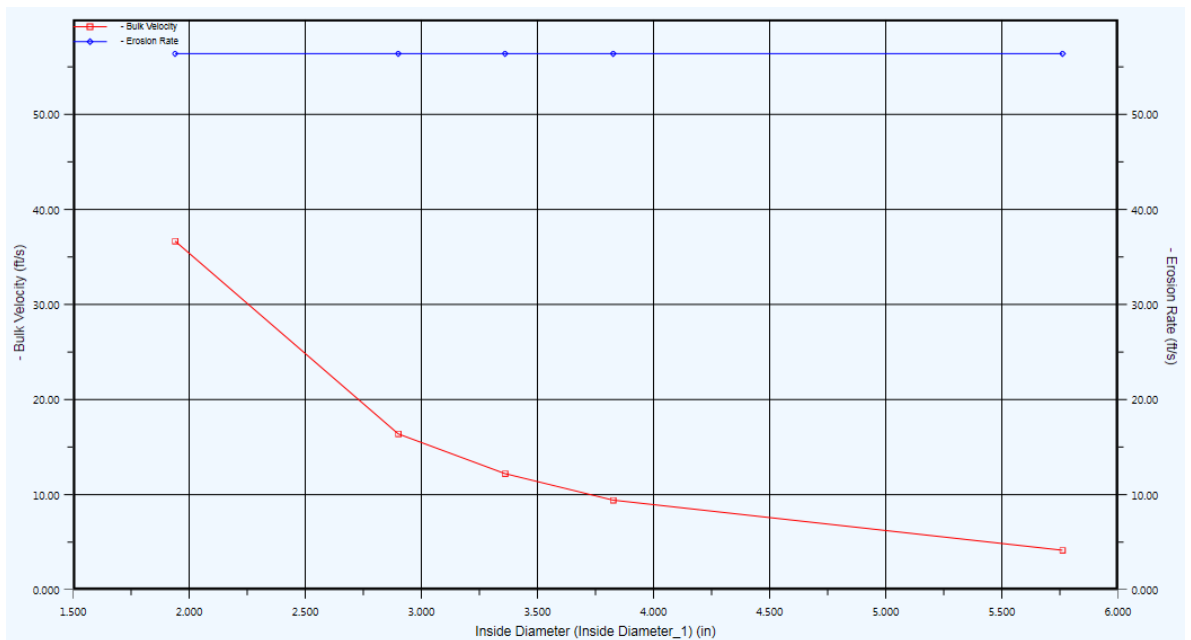


Figura 27. Análisis de velocidad erosional y velocidad de la mezcla en línea salida de líquido del separador alta



En el análisis para la línea de salida de líquido del separador de alta presión se puede verificar que las velocidades de flujo de gas se incrementan en un rango de 5 a 30 ft/s por la disminución de presión y temperatura sufrida para la operación del separador. Las velocidades del líquido se mantienen en un rango de 0 y 2 ft/s. Por lo anterior tanto las velocidades del gas y el líquido se encuentran en los rangos permitidos. En cuanto a la caída de presión el diámetro nominal de 2 pulgadas se encuentra por encima de 2 pis/100ft quedando por fuera del rango permitido. Desde el diámetro nominal de 3 pulgadas la caída de presión disminuye a un valor entre 1 y 2 ft/s lo cual lleva a seleccionar este diámetro.

De igual manera se verifica que, para el diámetro seleccionado de 3 pulgadas nominal, la velocidad de flujo de la corriente se encuentre por debajo del 80% de la velocidad erosional, lo cual gráficamente se cumple según la figura anterior.

Resumen de dimensionamiento de líneas de flujo

En la Tabla 23 se presentan las dimensiones de las líneas analizadas y las demás líneas de proceso menores.

Es importante mencionar para las líneas aguas abajo del separador de alta presión o primera etapa, se consideran los mismos diámetros ya que se tienen condiciones menos exigentes en cuanto a flujo y presión, asegurando que los parámetros se encuentren dentro de los criterios de dimensionamiento de líneas.

Tabla 23. Resumen de cálculos hidráulicos

Línea	Descripción	Fluido	Diámetro nominal (pulgadas)	Velocidad máx. líquido (ft/s)	Velocidad máx. gas (ft/s)	Caída de presión (psi/100 ft)
Recolección	Línea de cabeza de pozo a <i>manifold</i> de recolección de fluidos	Crudo/ Gas	3	1.2	4.8	0.8
Entrada Separador	Línea que va del cabezal principal hasta el separador de alta presión	Crudo/ Gas	3.5	0.8	11.4	0.874
Salida gas Separador Alta	Línea que va del separador de alta a la torre de contacto	Gas	4	-	8.85	1.4
Salida crudo Separador	Línea que va desde el separador de alta al separador de baja.	Crudo	3	0.93	-	1.2
Salida de gas separador de alta	Línea que va del separador de baja presión hasta el <i>scrubber</i> de gas	Gas	3	-	34	1
Salida de crudo a almacenamiento	Línea que va del separador de baja a tanques de almacenamiento	Crudo	3	0,78	-	1.1
Descarga Compresores	Línea que va desde la descarga de los compresores hasta el cargadero	Gas	3	-	5.5	0.14
Líneas proceso de gas	Líneas que van desde la torre de contacto de endulzamiento pasando por la torre de glicol el patín de <i>dew point</i> hasta los compresores	Gas	3	-	25	0.74
Crudo a cargadero	Línea de descarga de bombas a cargadero	crudo	4	1.8	-	0.87

3.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

En la Tabla 24 se presenta el listado de las corrientes de producción de la facilidad y en la Figura 28 se muestra el diagrama propuesto de proceso utilizado para los cálculos de diseño.

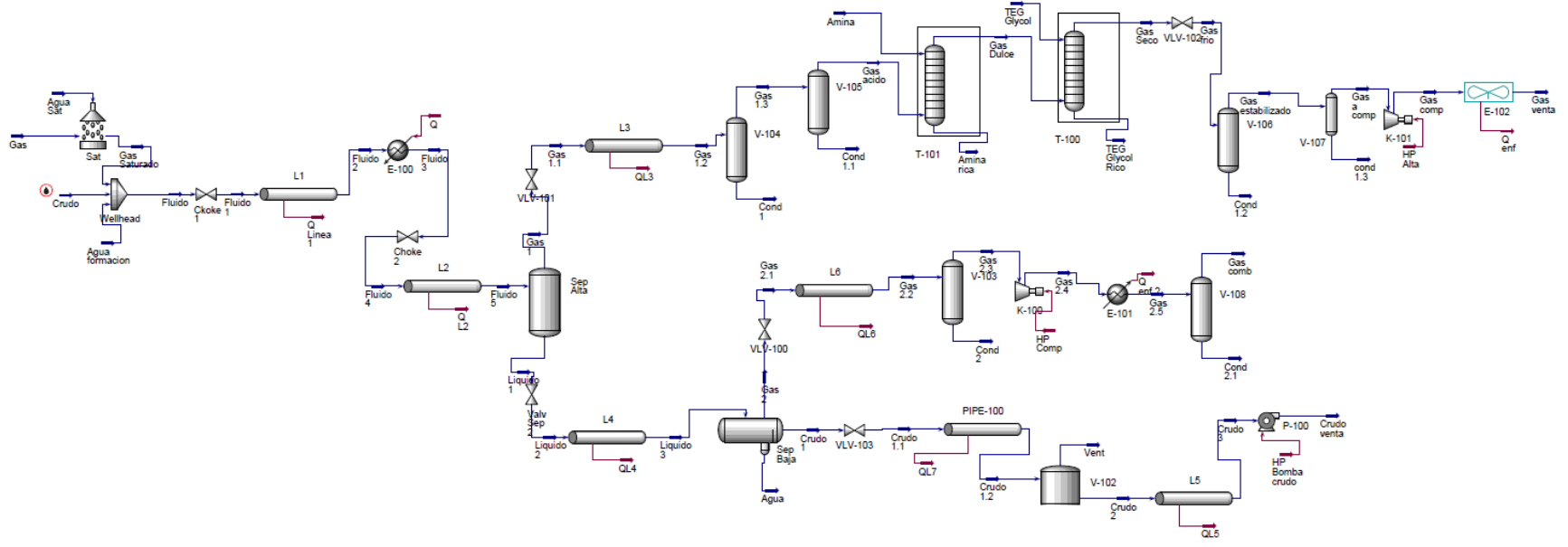
Tabla 24. Balance de corrientes de producción

	Temp	Fracción de vapor	Presión	Flujo Másico	Volúmen de líquido	Volumen de gas	Peso Mol.	Contenido de agua	Punto de Rocío gas	Densidad	Viscosidad
<i>Unidad</i>	<i>F</i>		<i>psig</i>	<i>lb/hr</i>	<i>barrel/day</i>	<i>MMSCFD</i>		<i>lb/MMSCFD</i>	<i>F</i>	<i>lb/ft3</i>	<i>cP</i>
Gas	80.0	1.0	2100.0	7560.1	530901.4	3.0	23.0	0.0	<empty>	13.5	0.0
Agua Sat	80.0	0.0	2100.0	3.1	0.2	0.0	18.0	44917.4	<empty>	63.1	0.9
Gas Saturado	80.0	1.0	2100.0	7563.2	531179.0	3.0	22.9	23.5	7.1	13.5	0.0
Crudo	80.0	0.0	2100.0	6416.4	550.0	0.4	158.3	0.0	<empty>	50.1	2.6
Fluido	86.3	0.6	2100.0	14883.7	2392.7	3.8	35.4	5381.6	628.6	22.2	<empty>
Agua formación	80.0	0.0	2100.0	904.1	61.0	0.5	18.0	44917.4	<empty>	63.1	0.9
Fluido 1	69.9	0.6	1250.0	14883.7	2392.7	3.8	35.4	5381.6	659.0	14.0	<empty>
Fluido 3	90.0	0.7	1245.0	14883.7	2392.7	3.8	35.4	5381.6	659.1	12.8	<empty>
Fluido 4	67.5	0.7	550.0	14883.7	2392.7	3.8	35.4	5381.6	459.6	5.5	<empty>
Gas 1	67.9	1.0	550.0	6370.8	476492.6	2.7	21.6	32.3	156.5	2.5	0.0
Líquido 1	67.9	0.0	550.0	8512.8	749.1	1.1	68.2	18046.3	675.6	47.3	1.3
Líquido 2	48.0	0.2	35.0	8512.8	749.1	1.1	68.2	18046.3	640.0	3.1	<empty>
Fluido 2	69.9	0.6	1250.0	14883.7	2392.7	3.8	35.4	5381.6	572.8	14.0	<empty>
Fluido 5	67.9	0.7	550.0	14883.7	2392.7	3.8	35.4	5381.6	670.0	5.5	<empty>
Gas 2	49.3	1.0	35.0	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	7.5	0.3	0.0
Crudo 1	49.3	0.0	35.0	6873.6	604.0	0.5	135.8	9.9	667.5	48.9	2.3
Agua	49.3	0.0	35.0	902.1	60.9	0.5	18.0	44908.5	138.1	63.6	1.3
Vent	48.1	1.0	4.8	115.3	16.0	0.0	40.8	124.7	8.2	0.1	0.0
Crudo 2	48.1	0.0	4.8	6758.3	590.7	0.4	141.4	3.2	642.6	49.3	3.7
Líquido 3	49.3	0.2	35.0	8512.8	749.1	1.1	68.2	18046.3	640.0	3.1	<empty>
Crudo 3	45.1	0.0	4.8	6758.3	590.7	0.4	141.4	3.2	642.5	49.3	2.8
Crudo venta	45.2	0.0	44.8	6758.3	590.7	0.4	141.4	3.2	674.0	49.3	2.7
Gas 2.1	48.7	1.0	30.0	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	5.6	0.3	0.0
Gas 2.2	47.3	1.0	29.9	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	5.6	0.3	0.0
Gas 2.3	47.3	1.0	29.9	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	5.6	0.3	0.0
Cond 1	64.6	0.0	499.8	43.2	3.2	0.0	698.0	5696.2	842.6	60.4	6471109.1

Tabla 24. (Continuación)

	Temp	Fración de vapor	Presión	Flujo Másico	Volúmen de líquido	Volumen de gas	Peso Mol.	Contenido de agua	Punto de Rocío gas	Densidad	Viscosidad
<i>Unidad</i>	<i>F</i>		<i>psig</i>	<i>lb/hr</i>	<i>barrel/day</i>	<i>MMSCFD</i>		<i>lb/MMSCFD</i>	<i>F</i>	<i>lb/ft3</i>	<i>cP</i>
Gas 2.4	132.5	1.0	80.0	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	20.6	0.5	0.0
Gas 1.1	64.7	1.0	500.0	6370.8	476492.6	2.7	21.6	32.3	158.2	2.3	<empty>
Gas 1.2	64.6	1.0	499.8	6370.8	476492.6	2.7	21.6	32.3	161.3	2.3	<empty>
Gas 1.3	64.6	1.0	499.8	6327.6	476417.3	2.7	21.4	31.1	17.4	2.3	0.0
Cond 2	47.3	0.0	29.9	0.0	0.0	0.0	134.2	9.1	512.8	43.7	2.0
TEG Glycol	110.0	0.0	650.0	11212.4	681.7	0.7	147.5	898.4	498.8	69.1	16.8
Gas Seco	111.2	1.0	500.0	5664.7	450668.4	2.5	20.3	2.0	24.0	1.9	0.0
Gas frio	78.7	1.0	50.0	5664.7	450668.4	2.5	20.3	2.0	7.0	0.2	0.0
Gas estabilizado	78.7	1.0	50.0	5664.7	450668.4	2.5	20.3	2.0	7.0	0.2	0.0
Cond 1.2	78.7	0.0	50.0	0.0	0.0	0.0	148.6	375.4	368.3	26.4	15.5
Gas a comp	78.7	1.0	50.0	5664.7	450668.4	2.5	20.3	2.0	7.0	0.2	0.0
cond 1.3	78.7	0.0	50.0	0.0	0.0	0.0	148.6	375.4	368.3	26.4	15.5
Gas comp	751.9	1.0	3600.0	5664.7	450668.4	2.5	20.3	2.0	52.1	5.3	0.0
Gas venta	80.0	1.0	3595.0	5664.7	450668.4	2.5	20.3	2.0	52.1	16.7	0.0
Gas 2.5	80.0	1.0	75.0	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	19.5	0.5	0.0
Crudo 1.1	50.9	0.0	20.0	6873.6	604.0	0.5	135.8	9.9	657.5	25.4	<empty>
Crudo 1.2	52.2	0.0	19.8	6873.6	604.0	0.5	135.8	9.9	657.3	24.6	<empty>
Gas comb	80.0	1.0	75.0	737.2	38761.5	0.2	30.5	155.6	19.5	0.5	0.0

Figura 28. Diagrama de proceso e identificación de corrientes



3.6 LISTADO DE EQUIPOS DE PROCESO

Teniendo en cuenta los factores de diseño y los procesos involucrados en el tratamiento del crudo y el gas se definen los equipos de la facilidad para el campo de estudio, ver Tabla 25.

Tabla 25. Listado de equipos de Proceso

	Id	Cant	Equipo	Servicio	Fluido	Presión (psig)	Temp (F)	Capacidad	Observaciones
Equipos en cabeza de pozo	1	1	Válvula de <i>Shut down</i>	Cierre del pozo	Gas/Aceite/Agua	2100	80	2.5 MMSCFD/ 1000 BPD	4"-ANSI 900
	2	1	Válvula de estrangulación	Generar caída de presión del fluido	Gas/Aceite/Agua	550	80	2.5 MMSCFD/ 1000 BPD	3-1/8"- 5000#
Equipos de proceso	3	1	Separador de alta presión	Separación 1ra etapa Gas/Líquido	Gas/Aceite/Agua	550	68	2.5 MMSCFD/ 1000 BPD	Separador 24"ODx6'L, ANSI 300, Bifásico horizontal
	4	1	Separador de baja presión	Separación 2da etapa Gas/Crudo/Gas	Aceite/Agua	35	50	1 MMSCFD/ 1000 BPD	Separador 24"ODx10'L, ANSI 600, Trifásico horizontal
	5	1	Separador de gas combustible	Separación de líquidos remanentes en corriente de gas	Gas	80	80	0.5 MMSCFD	<i>Scrubber</i> de gas 24"ODx11'L, ANSI 300, vertical.
	6	1	Intercambiador de calor	Incremento de temperatura fluido de pozo	Aceite/ Vapor	40	200	1000 BPD	Intercambiador de calor tipo tubo y carcasa ANSI 150, 0.2 MMBTU/hr
	7	1	Separador de Tea Alta	Separación de líquidos remanentes en corriente de gas	Gas/Aceite/ Agua	40	80	2.5 MMSCFD/ 100 BPD	Separador 24"ODx6'L, ANSI 300, Bifásico horizontal
	8	1	Separador de Tea Baja	Separación de líquidos remanentes en corriente de gas	Gas/Aceite/ Agua	40	80	2.5 MMSCFD/ 100 BPD	Separador 24"ODx6'L, ANSI 300, Bifásico horizontal
Tanques de almacenamiento	9	4	Tanque almacenamiento	Almacenamiento de crudo	Crudo/Agua	0	80	500 BBLS	Tanque cilíndrico horizontal, 10'O.Dx40' L
	10	2	Tanque almacenamiento	Almacenamiento de agua producción	Crudo/Agua	0	80	500 BBLS	Tanque cilíndrico horizontal, 10'O.Dx40' L
	11	1	Tanque almacenamiento	Almacenamiento de diésel contingente	Diésel	0	80	6000 gal	Tanque horizontal 2.0 O.D.x6.3 L
	12	1	Tanque almacenamiento	Sumidero aguas aceitosas	Agua	0	80	50 BBLS	Tanque portátil 50 BBls

Tabla 25. (Continuación)

	Id	Cant	Equipo	Servicio	Fluido	Presión (psig)	Temp (f)	Capacidad	Observaciones
Bombas	13	2	Bomba crudo	Cargue de crudo a carrotanques	Aceite/Agua	Desc: 60	80	300 gpm	Centrífugas, horizontales. 20 HP: 1 operando, 1 stand by.
	14	2	Bomba agua	Cargue de agua a carrotanques	Aceite/Agua	Desc: 125	80	300 gpm	Centrífugas, horizontales. 20 HP: 1 operando, 1 stand by.
	15	4	Bomba de químicos	Bomba para tratamiento de químicos	Químicos	Des:250 0/260 psig	80	0-7 gpm	Neumática, con dosificadores, <i>bulk drum</i>
	16	1	Bomba sumidero	Recuperación de natas de aceite	Aceite/Agua	Desc: 60	80	50 gpm	Centrífuga, Eléctrica, vertical, tipo <i>sump pump</i> , 5HP
	17	1	Bomba condensados	Bomba de recuperación en separadores de TEAs	Aceite/Agua	Desc: 60	80	50 gpm	Centrífuga, Eléctrica motor de 5HP
Unidades paquete	18	1	Caldera	Generación de vapor	Vapor	150	300	150 BHP	Caldera tipo piro tubular, vapor saturado de 150 Psig. con quemador dual, gas crudo, con todos los equipos auxiliares para su operación y control: condensador, bomba de carga de condensados y combustible, acumulador de agua , etc.
	19	1	Aire comprimido	Aire de instrumentos	Aire	120	80	100 CFM	Dos (2) Compresores de Aire tipo pistón, motor eléctrico presión 150 psig; Unidad de secado de aire tipo refrigerado; Acumulador de aire
	20	1	Planta deshidratadora	Deshidratación de gas	Gas/Glicol	500	110	2.5 MMSCFD	Incluye <i>Scrubber</i> de carga, Torre Absorbedora, Torre Regeneradora, Intercambiador de calor carga/ gas seco, Re hervidor, Intercambiador de calor Glicol rico/ pobre, Filtro de Media, Filtro de Carbón, Dos (2) Bombas de carga de Glicol
	21	1	Planta endulzadora	Remoción de CO ₂	GAS/Amina	500	110	2.5 MMSCFD	Incluye <i>Scrubber</i> de carga, Torre Absorbedora, Torre Regeneradora, Tanque flash, Intercambiador de calor carga/ gas seco, Re hervidor, Intercambiador de calor Amina rica/ pobre, Filtro, Dos (2) Bombas de carga de solución amina.

Tabla 25. (Continuación)

	Id	Cant	Equipo	Servicio	Fluido	Presión (psig)	Temp (f)	Capacidad	Observaciones
Unidades paquete	22	1	Paquete compresión alta presión	Compresión de gas para venta	Gas	Suc. / Des 250/3600	120	2.5 MMSCFD	Compresor de gas Tipo reciprocante 2200 M3/hr, con Aero enfriador 300 HP, <i>Scrubber</i> de carga, odorizador y patín de medición
	23	1	Paquete compresión baja presión	Compresión de gas para consumo interno	Gas	Suc. / Des 20/300	120	0.5 MMSCFD	Compresor de gas de Baja tipo reciprocante/ tornillo, con Aero enfriador y todos los equipos y accesorios para su operación y control, <i>Scrubber</i> de carga y <i>Scrubber</i> de Descarga Bifásico vertical, ANSI 300, 24"O.Ox 7'H, ANSI 300, con <i>Demister</i> , montado en <i>skid</i> , totalmente instrumentado, PC/ PCV, FE/FQIT, LC/LCV, TI, PI, PSV.
Otros	24	1	Tea de Alta	Quema de gas de alta presión	Gas	ATM	110	2.5 MMSCFD	Tea vertical de 6" de diámetro y 20 metros de alto
	25	1	Tea de Baja	Quema de gas de baja presión	Gas	ATM	110	1 MMSCFD	Tea vertical de 4" de diámetro y 20 metros de alto
	26	1	Brazo llenado crudo	Cargue de crudo	Crudo/Agua	30	80	300 gpm	Elevado, diámetro 4"
	27	1	Brazo llenado agua	Cargue de agua	Crudo/Agua	30	80	300 gpm	Elevado, diámetro 4"
	28	2	Generador a gas	Generación de electricidad del campo	Corriente eléctrica	-	-	150 KVA	Grupo electrógeno a gas
	29	1	Generador <i>diesel</i>	Generación de electricidad del campo	Corriente eléctrica	-	-	151 KVA	Grupo electrógeno de contingencia
30	1	Sistema contra incendios	Protección incendio en facilidad	Agua	60	80	50 gpm	Extintores y unidad móvil de espuma	

4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE PARÁMETROS DE PROCESO

Una vez realizado el diseño conceptual es necesario evaluar el comportamiento de la propuesta técnica en términos de respuesta a la variación de parámetros tomados en cuenta en las bases de diseño. Este análisis de sensibilidad nos permite verificar la calidad y volumen del crudo y gas en diferentes escenarios. Las variables a analizar son las siguientes:

- Sensibilidad por presión de separación en primera etapa y segunda etapa.
- Sensibilidad por temperatura de separación en primera etapa
- Sensibilidad volumen de gas
- Sensibilidad volumen de agua

4.1 SENSIBILIDAD POR PRESIÓN DE SEPARACIÓN EN PRIMERA Y SEGUNDA ETAPA

En el presente análisis se crean los escenarios de producción en donde las presiones de separación de la primera etapa y segunda etapa varían de acuerdo a los siguientes rangos:

Presión primera etapa: 300 a 700 psig (incrementos de 50 psig).

Presión segunda etapa: 25 a 50 psig (incrementos de 5 psig).

El resultado de la simulación genera 54 escenarios de producción cuyo comportamiento gráfico se puede verificar en la Figura 29.

Figura 29. Comportamiento de la producción dependiendo de las presiones de separación de la primera y segunda etapa

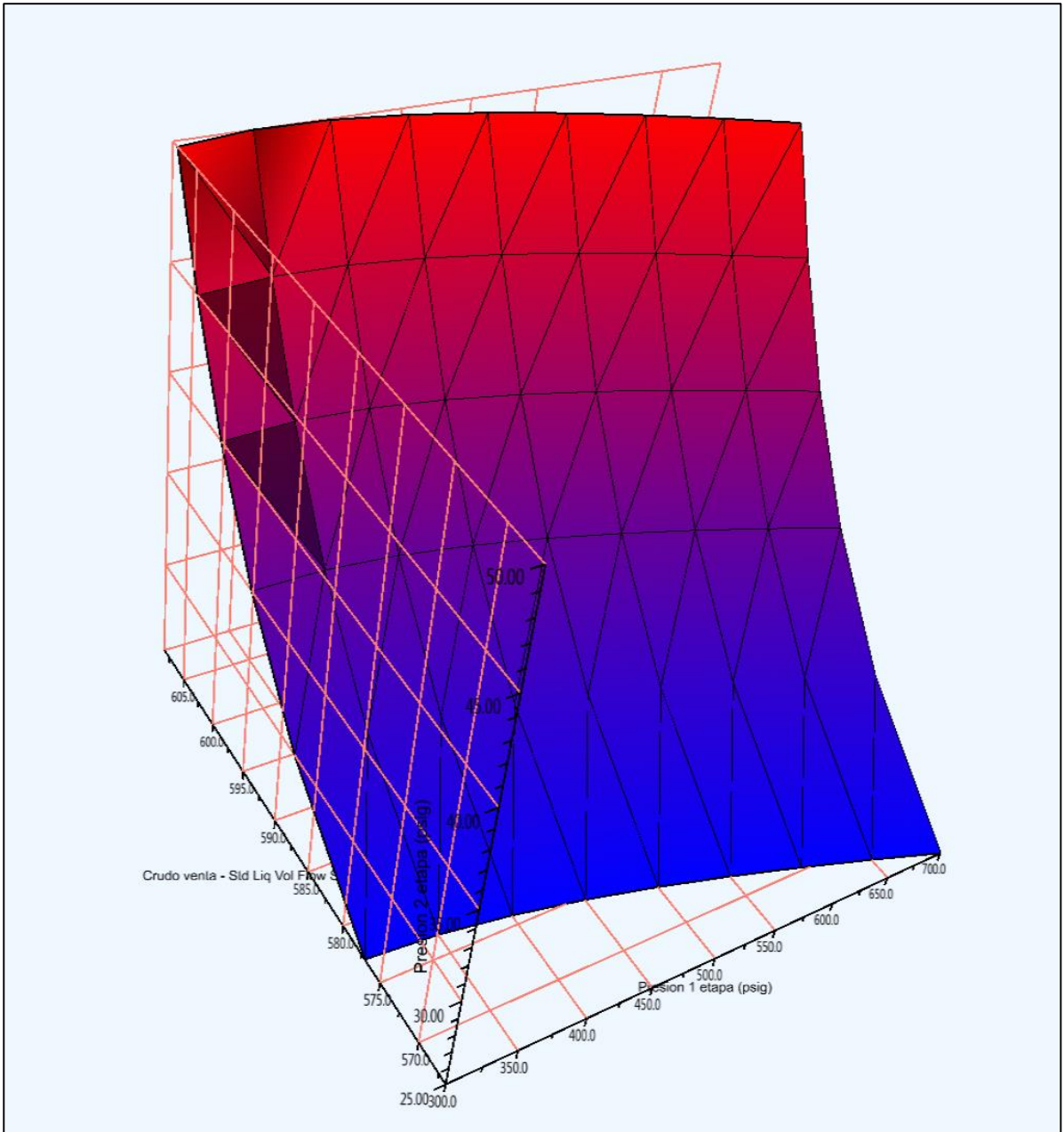


Tabla 26. Resultados análisis sensibilidad por presión de separación en la primera y segunda etapa.

Estados	Presión 1 etapa (psig)	Presión 2 etapa (psig)	STBD (crudo venta)	API	MMCSFD (venta gas)	HP Compresión	Max STB	Max API
							608	52.6
							Dif. STB Vs Max	Dif. API Vs Max
State 1	300	25	577	49.0	2.65	950.90	31	3.6
State 2	300	30	588	50.2	2.65	950.90	20	2.4
State 3	300	35	595	51.0	2.65	950.90	13	1.6
State 4	300	40	600	51.6	2.65	950.90	8	1.0
State 5	300	45	604	52.1	2.65	950.90	4	0.5
State 6	300	50	608	52.5	2.65	950.90	1	0.1
State 7	350	25	577	49.0	2.62	944.32	32	3.6
State 8	350	30	588	50.2	2.62	944.32	21	2.4
State 9	350	35	595	51.0	2.62	944.32	13	1.6
State 10	350	40	601	51.6	2.62	944.32	8	1.0
State 11	350	45	605	52.1	2.62	944.32	3	0.4
State 12	350	50	608	52.6	2.62	944.32	0	0.0
State 13	400	25	576	48.9	2.60	937.90	33	3.7
State 14	400	30	587	50.1	2.60	937.90	21	2.5
State 15	400	35	595	50.9	2.60	937.90	14	1.6
State 16	400	40	600	51.6	2.60	937.90	8	1.0
State 17	400	45	605	52.1	2.60	937.90	4	0.5
State 18	400	50	608	52.6	2.60	937.90	0	0.0
State 19	450	25	575	48.8	2.58	931.67	34	3.7
State 20	450	30	586	50.0	2.58	931.67	22	2.6
State 21	450	35	594	50.9	2.58	931.67	15	1.7
State 22	450	40	599	51.5	2.58	931.67	9	1.1
State 23	450	45	604	52.1	2.58	931.67	5	0.5
State 24	450	50	608	52.5	2.58	931.67	1	0.1
State 25	500	25	573	48.7	2.56	925.56	35	3.8
State 26	500	30	585	49.9	2.56	925.56	24	2.7
State 27	500	35	592	50.7	2.56	925.56	16	1.8
State 28	500	40	598	51.4	2.56	925.56	10	1.2
State 29	500	45	603	52.0	2.56	925.56	6	0.6
State 30	500	50	606	52.4	2.56	925.56	2	0.2
State 31	550	25	572	48.6	2.54	919.61	37	4.0
State 32	550	30	583	49.8	2.54	919.61	25	2.8
State 33	550	35	591	50.6	2.54	919.61	18	2.0
State 34	550	40	596	51.3	2.54	919.61	12	1.3
State 35	550	45	601	51.8	2.54	919.61	7	0.8
State 36	550	50	605	52.3	2.54	919.61	4	0.3

Tabla 26. (Continuación)

Estados	Presión 1 etapa (psig)	Presión 2 etapa (psig)	STBD (crudo venta)	API	MMCSFD (venta gas)	HP Compresión	Max STB	Max API
							608	52.6
							Dif. STB Vs Max	Dif. API Vs Max
State 37	600	25	570	48.5	2.53	913.74	38	4.1
State 38	600	30	581	49.7	2.53	913.74	27	2.9
State 39	600	35	589	50.5	2.53	913.74	20	2.1
State 40	600	40	595	51.1	2.53	913.74	14	1.4
State 41	600	45	599	51.7	2.53	913.74	9	0.9
State 42	600	50	603	52.2	2.53	913.74	5	0.4
State 43	650	25	568	48.4	2.51	908.03	40	4.2
State 44	650	30	580	49.5	2.51	908.03	29	3.1
State 45	650	35	587	50.3	2.51	908.03	21	2.2
State 46	650	40	593	51.0	2.51	908.03	16	1.6
State 47	650	45	597	51.5	2.51	908.03	11	1.0
State 48	650	50	601	52.0	2.51	908.03	7	0.6
State 49	700	25	567	48.3	2.50	902.39	42	4.3
State 50	700	30	578	49.4	2.50	902.39	31	3.2
State 51	700	35	585	50.2	2.50	902.39	24	2.4
State 52	700	40	591	50.8	2.50	902.39	18	1.8
State 53	700	45	595	51.4	2.50	902.39	13	1.2
State 54	700	50	599	51.8	2.50	902.39	9	0.7

En el análisis de los escenarios se toma en cuenta en primera instancia los estados que más se aproximen al valor máximo de producción de líquido (STB) y el máximo API obtenido de la facilidad. Esto se lleva calculando las diferencias en los valores de cada estado frente a dichos valores máximos (608 STB y 52.6 API). Basado en esto se resaltan en la tabla en color gris los resultados más próximos a estos valores máximos. Por último, se tiene en cuenta la mínima energía requerida para comprimir el gas de venta, la cual sería mucho mayor cuando las presiones del separador de alta son menores. Basado en estos criterios se verifica que el mejor estado de producción es el numero 24 (resaltado en color verde).

4.2 SENSIBILIDAD POR TEMPERATURA DE SEPARACIÓN 1RA ETAPA

Continuando con el análisis se presentan en las Figuras 30 y 31 los escenarios de producción en donde las condiciones de entrada se modifican de acuerdo a los siguientes rangos:

Temperatura de separación 1 etapa: 80 a 120 F (incrementos de 10 F).

Figura 30. Comportamiento de la producción dependiendo de la temperatura de separación en 1 etapa.

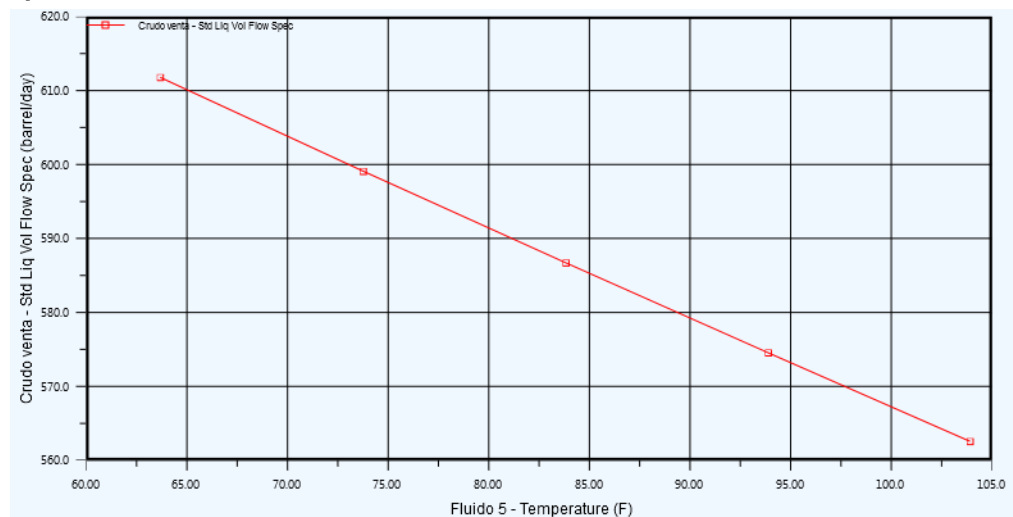


Figura 31. Comportamiento de la gravedad API dependiendo de la temperatura de separación en 1 etapa.

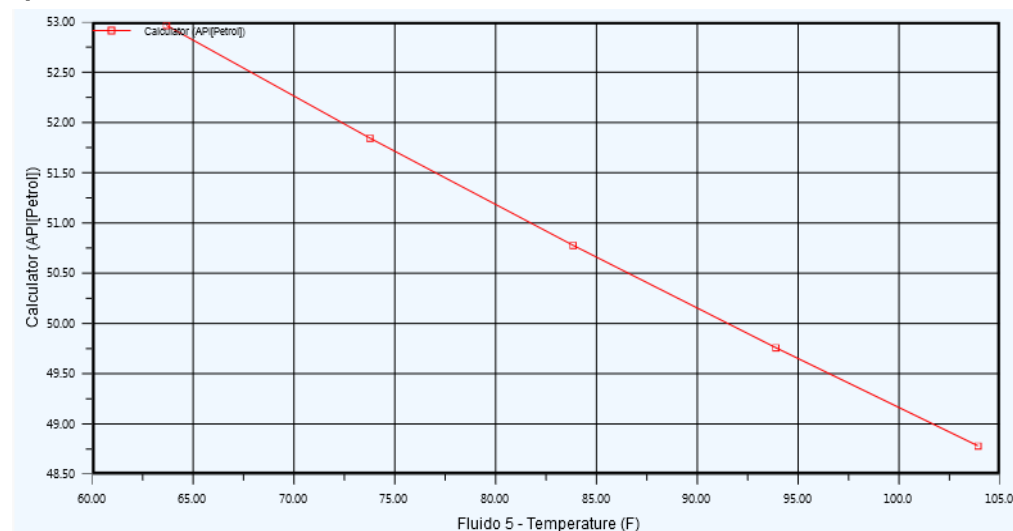


Tabla 27. Resultados análisis sensibilidad por la temperatura de separación en 1ra etapa.

Estados	STBD (crudo venta)	API	Temperatura separación (F)
State 1	612	53.0	64
State 2	599	51.8	74
State 3	587	50.8	84
State 4	575	49.8	94
State 5	563	48.8	104

4.3 SENSIBILIDAD POR VOLUMEN DE GAS Y VOLUMEN DE AGUA

Seguidamente se finalizará con el análisis de producción en donde las condiciones de entrada para el volumen de gas y agua cambian de acuerdo a los siguientes rangos:

Volumen de gas: 2.5 a 3.5 MMSCFD (incrementos de 0.1 MMSCFD).

Volumen de agua: 10% a 46% BSW (incrementos equivalentes de 100 BPD).

Figura 32. Comportamiento de la producción dependiendo del volumen de gas y agua de formación.

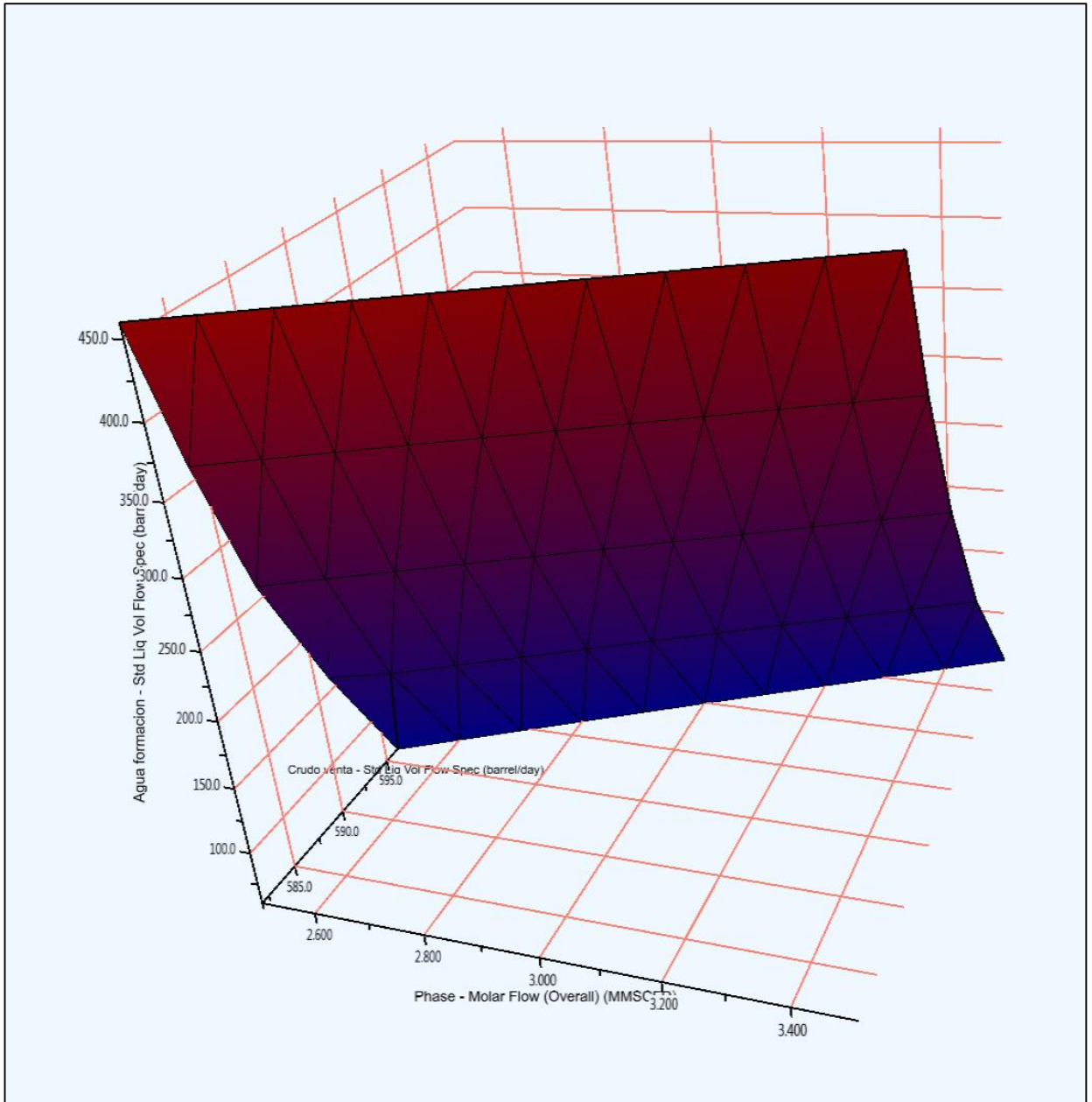


Tabla 28. Resultados análisis sensibilidad por volumen de gas y agua del campo

Estados	MMCSFD (gas pozo)	BPD (Agua formación)	%BSW	STBD (crudo venta)	API	MMCSFD (venta gas)	HP Compresión venta
State 1	2.5	60	10%	596	51.6	2.1	751
State 2	2.5	160	23%	591	51.1	2.1	753
State 3	2.5	260	32%	587	50.7	2.1	755
State 4	2.5	360	40%	584	50.4	2.1	756
State 5	2.5	460	46%	582	50.2	2.1	757
State 6	2.6	60	10%	598	51.7	2.2	784
State 7	2.6	160	23%	592	51.2	2.2	786
State 8	2.6	260	32%	588	50.8	2.2	788
State 9	2.6	360	40%	585	50.5	2.2	789
State 10	2.6	460	46%	583	50.3	2.2	790
State 11	2.7	60	10%	600	51.9	2.3	818
State 12	2.7	160	23%	594	51.3	2.3	820
State 13	2.7	260	32%	590	50.9	2.3	822
State 14	2.7	360	40%	587	50.7	2.3	823
State 15	2.7	460	46%	584	50.4	2.3	824
State 16	2.8	60	10%	602	52.0	2.4	852
State 17	2.8	160	23%	596	51.5	2.4	854
State 18	2.8	260	32%	591	51.1	2.4	856
State 19	2.8	360	40%	588	50.8	2.4	857
State 20	2.8	460	46%	586	50.5	2.4	858
State 21	2.9	60	10%	603	52.2	2.5	886
State 22	2.9	160	23%	597	51.6	2.5	888
State 23	2.9	260	32%	593	51.2	2.5	890
State 24	2.9	360	40%	589	50.9	2.5	891
State 25	2.9	460	46%	587	50.7	2.5	892
State 26	3	60	10%	605	52.3	2.5	920
State 27	3	160	23%	599	51.7	2.6	922
State 28	3	260	32%	594	51.3	2.6	924
State 29	3	360	40%	591	51.0	2.6	925
State 30	3	460	46%	588	50.8	2.6	926
State 31	3.1	60	10%	607	52.5	2.6	954
State 32	3.1	160	23%	600	51.8	2.7	956
State 33	3.1	260	32%	596	51.4	2.7	958
State 34	3.1	360	40%	592	51.1	2.7	959
State 35	3.1	460	46%	589	50.9	2.7	960
State 36	3.2	60	10%	608	52.6	2.7	988
State 37	3.2	160	23%	602	52.0	2.7	990

Tabla 28. (Continuación)

Estados	MMCSFD (gas pozo)	BPD (Agua formación)	%BSW	STBD (crudo venta)	API	MMCSFD (venta gas)	HP Compresión venta
State 38	3.2	260	32%	597	51.5	2.8	992
State 39	3.2	360	40%	593	51.2	2.8	993
State 40	3.2	460	46%	590	51.0	2.8	995
State 41	3.3	60	10%	610	52.7	2.8	1022
State 42	3.3	160	23%	603	52.1	2.8	1024
State 43	3.3	260	32%	598	51.7	2.8	1026
State 44	3.3	360	40%	595	51.3	2.9	1028
State 45	3.3	460	46%	592	51.1	2.9	1029
State 46	3.4	60	10%	612	52.9	2.9	1056
State 47	3.4	160	23%	605	52.2	2.9	1058
State 48	3.4	260	32%	600	51.8	2.9	1060
State 49	3.4	360	40%	596	51.4	3.0	1062
State 50	3.4	460	46%	593	51.2	3.0	1063
State 51	3.5	60	10%	613	53.0	3.0	1090
State 52	3.5	160	23%	606	52.4	3.0	1093
State 53	3.5	260	32%	601	51.9	3.0	1095
State 54	3.5	360	40%	597	51.5	3.0	1096
State 55	3.5	460	46%	594	51.3	3.1	1097

De la tabla anterior se puede inferir que a medida que el volumen de gas aumenta se incrementa levemente los hidrocarburos líquidos recuperados debido a que la producción de condensados es directamente proporcional a la cantidad de gas del pozo. Igualmente con el incremento de agua de la formación el volumen de crudo presenta una disminución que se acentúa a mayores valores de flujo de gas.

5. EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA

Basados en la propuesta técnica desarrollada para el manejo de la producción de gas y crudo del campo de estudio es necesario verificar la viabilidad económica del proyecto. La evaluación técnico-económica parte del perfil de producción proyectado por el periodo de prueba extensa el cual tiene una duración de 7 meses como máximo y evalúa las inversiones necesarias (CAPEX) y los costos de operación (OPEX) en este periodo.

Las inversiones requeridas para este tipo de proyecto incluyen todas las actividades necesarias en obras civiles de adecuación de equipos de superficie, movilización, montaje, instalación, pruebas, compra de equipos y materiales de interconexión.

Los costos de operación por su parte se centran en el personal de operación, el costo de tratamiento químico, tratamiento de agua por externo, costos de seguridad industrial, seguridad física, manejo social y ambiental, mantenimiento de equipos, mantenimientos locativos, mantenimiento de vía de acceso y costos de transporte.

Las premisas que se consideran para la evaluación técnico-económica se enumeran a continuación:

- Los análisis se realizan partiendo de la base que el proyecto es ejecutado en el año 2014 de acuerdo al programa de inversiones de la compañía operadora.
- Por la duración de la prueba se utilizaran el periodo mensual y todos sus equivalentes en las tasas de interés correspondientes.
- El precio del barril de petróleo es de 80 USD, estimado por la compañía operadora para el año 2014 en proyectos de inversión.
- El costo de venta del gas combustible es de 3.2 USD/MMBTU. El gas posee una capacidad de calorífica de 1100 BTU/SCF.

- La compañía operadora cuenta con disponibilidad de recursos, lo que supone que no requerirá recursos del sistema financiero (endeudamiento).
- La TRM utilizada en el proyecto equivale a 1900 la cual es la tasa representativa estimada por la compañía operadora en el 2104.
- La tasa mínima de rendimiento de la compañía operadora es de 10.5% EA la cual equivale a 0.84% EM.
- Se estima que se adquirirán los equipos de superficie para reducir el OPEX durante el periodo de pruebas.
- Durante los dos primeros meses se tendrá una producción de 330 BOPD la cual se incrementa a partir del tercer mes.
- El porcentaje de regalías que aplica a los contratos de exploración y producción de la ANH equivale al 8% de la producción gravable.

A continuación se presenta el detalle de costos de inversión (CAPEX) para el proyecto y el flujo de caja realizado para siete (7) periodos mensuales de producción.

Tabla 29. Detalle de inversiones de la prueba extensa del campo de estudio

INVERSION INICIAL		
<i>Actividad</i>	<i>Subactividad</i>	<i>Costo (US\$)</i>
1. OBRAS CIVILES	1.1. Adecuación vías de acceso (5 Kms)	100,000
	1.2. Adecuación de la localización del pozo	100,000
Total Obras Civiles		200,000
3. REACONDICIONAMIENTO DEL POZO PARA PRODUCCION SLICK LINE		20,000
5. SISTEMA DE LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL		0
6. FACILIDADES DE PRODUCCIÓN PRUEBA EXTENSA	6.1. Ingeniería básica, detalles y diseño en general	40,000
	6.2. Interventoría	40,000
	6.3. Tanques de almacenamiento, lavado y pruebas	252,000
	6.4. Equipos de separación	180,000
	6.5. Manifold	15,000
	6.6. Sistema venteo de tea	12,000
	6.7. Bomba centrífuga carga carrotanques	20,000
	6.8. Sistema de inyección de químicos	20,000
	6.9. Sistema de tratamiento de aguas residuales	0
	6.10 Planta de endulzamiento	1,000,000
	6.11 Planta deshidratadora glicol	300,000
	6.12 Sistema de compresion	2,175,000
	6.10. Sistema contraincendio	60,000
	6.11. Sistema eléctrico	40,000
	6.12. Generadores a gas	200,000
	6.13. Cargadero de carrotanques	350,000
	6.14. Instrumentación y control	80,000
	6.15. Tuberías	150,000
6.16. Oficina	30,000	
6.17. Protección catódica	30,000	
6.18. Obra civil, mecánica, eléctrica y otros	450,000	
Total Facilidades de Producción		5,444,000
INVERSIÓN TOTAL		5,664,000

El valor presente neto del proyecto es positivo equivalente 306.072 USD, lo cual indica que ejecutando las pruebas de producción no se tendrá pérdida económica y que se generan rendimientos por encima de la tasa de oportunidad mínima de la compañía. Lo anterior refuerza la toma de decisión de ejecutar las pruebas extensas de producción por el periodo planteado con el fin de obtener información de producción valiosa para la evaluación de comercialidad del campo objeto de estudio.

Adicionalmente se verifica que el tiempo de restitución de la inversión es de 6 meses, lo cual refleja un riesgo moderado-alto ya que se debe asegurar la continuidad de la prueba extensa en más del 90% del tiempo establecido para recuperar la inversión. En cuanto a la relación beneficio costo es mayor a uno lo que indica que por cada dólar invertido en el proyecto se obtiene 0.05 dólares de ganancia.

Tabla 31. Flujo de caja del proyecto del campo de estudio

Parámetro	Unidad	Valor
TIR	%	1.94%
NPV	USD	306,072
Periodo restitución	mes	6.6
Relación BC	-	1.0551

De acuerdo a los indicadores presentados la prueba extensa es viable económicamente retornándose la inversión antes de que terminen las pruebas extensas.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Mediante el uso de la herramienta informática y con la información de laboratorio suministrada por la compañía operadora fue posible modelar el diagrama de fases del hidrocarburo corroborando gráfica y tabularmente que se trata de un fluido de yacimiento de gas retrógrado o condensado ya que su temperatura de yacimiento se encuentra entre la temperatura crítica y la temperatura cricondetérmica del hidrocarburo.
- Mediante los análisis PVT de laboratorio del hidrocarburo, la presión disponible en cabeza de pozo y las buenas prácticas de separación, se determina que es necesario instalar un tren de separación de dos etapas con el fin de recuperar una mayor cantidad de líquidos del campo.
- Se desarrollaron las simulaciones de proceso de soporte de los análisis de sensibilidad y dimensionamiento de líneas y equipos de producción de crudo.
- Verificando las propiedades del gas del campo con los análisis de laboratorio de la compañía operadora, se halló en su composición un contenido de CO₂ de 5.82%, el cual supera el 2% permitido. Aunque no se encontró presencia de H₂S en la cromatografía del gas se concluye que es necesario una planta de endulzamiento para cumplir con las condiciones de entrega de gas.
- Mediante el software de simulación de proceso se verificó la necesidad de incluir en el proceso un intercambiador de calor debido a que la caída de presión requerida en el separador de alta presión, generaban bajas temperaturas por debajo de 45 °F lo cual aumentaba la posibilidad de precipitar parafinas e hidratos en la corriente de fluido. Igualmente con la inclusión del separador es posible controlar la temperatura de separación lo cual es conveniente ya que un incremento intempestivo de temperatura afecta la separación de gas en el separador.

- Basado en los resultados del análisis de sensibilidad por temperatura de separación en el separador de alta presión se recomienda mantener dicha temperatura en un valor máximo de 74°F para no perder volumen de condensados y disminución de la gravedad API del crudo sin mencionar una disminución de capacidad de separación en el separador de la primera etapa.
- En el dimensionamiento de los separadores convencionales horizontales se concluye que, por los volúmenes de gas, crudo y agua, es posible instalar separadores con un diámetro de 12 pulgadas en adelante. Sin embargo, por cuestiones de constructibilidad, solo se consiguen comercialmente separadores desde 24 pulgadas de diámetro por lo cual se proponen un separador bifásico horizontal en la primera etapa de separación y un separador trifásico horizontal en la segunda etapa de separación, ambos de 24 pulgadas de diámetro.
- El diseño de los equipos de separación, en ambos casos, fue resuelto con el desarrollo de los cálculos de capacidad al líquido lo que indica que la facilidad puede responder a incrementos de producción de gas por encima de los 2.5 MMSCFD.
- En el análisis de sensibilidad realizado para las presiones de separación en la primera y segunda etapa se concluye que las presiones de operación inicialmente tomadas de los análisis PVT de prueba de separador no son los óptimos y se obtiene una mejor gravedad del crudo a unas condiciones de 450 psig (primera etapa) y 50 psig (segunda etapa).
- Debido a la temporalidad de la producción del campo, se propone que el modelo de negocio de comercialización de gas se limite al acondicionamiento del gas para ser transportado en tracto mulas especialmente acondicionadas para su contención a 3600 psig con el fin de no incurrir en grandes inversiones con alta incertidumbre; esto difiere de las condiciones normales de transporte para gas RUT principalmente en la presión de entrega que es de 1200 psig. Se recomienda que para la etapa de comercialidad del campo, dependiendo de los

perfiles de gas y crudo, se evalúe económicamente la alternativa de construir una línea de transferencia o gasoducto para la entrega de gas a la red de gasoductos cercanos y disminuir la demanda de energía en compresión (transporte a 1200 psig)

- En el proceso de tratamiento del gas de venta se recomienda iniciar el proceso con la planta de endulzamiento, seguidamente pasar a la planta de deshidratación y por ultimo pasar por el patín de control de *dew point* al sistema de compresión. Inicialmente se había estimado iniciar con la planta deshidratadora de glicol, sin embargo, por el uso de una solución acuosa en la planta de endulzamiento, el gas dulce saliente de la planta llevará consigo un porcentaje de agua que lo aleja de los parámetros de entrega.
- Se concluye que por los bajos volúmenes de agua de producción y la cercanía a plantas externas de tratamiento, no se tendrán equipos de tratamiento de agua en el campo en el periodo de pruebas extensas, sino que solamente se contará con almacenamiento y despacho de agua por carrotanques. Se recomienda que para el periodo de comercialidad del campo se realice una evaluación técnico-económica entre las alternativas para la disposición de agua por externo frente a la posibilidad de tratamiento en sitio.
- Del análisis económico del campo se determina que el proyecto es un proyecto sensible a cualquier cambio macro económico y a cualquier disminución de la producción. Esto se debe principalmente a las grandes inversiones para la adecuación del gas de venta y necesidad de compresión.
- Bajo las condiciones evaluadas se verifica que el proyecto es viable comparada con la tasa de retorno mínimo pero con un valor de presente neto de solo 300.00 USD comparado con el esfuerzo en las inversiones iniciales y los riesgos de la operación. Igualmente el retorno de la inversión en estas pruebas se materializa después del sexto mes lo cual indica una exposición bastante elevada ya que hay que asegurar la continuidad de la prueba por el periodo de siete (7) meses

ya que si se suspende antes el proyecto no sería rentable. De igual forma se recomienda iniciar el periodo de pruebas extensas ya que adicional al interés económico, es necesario determinar la extensión del yacimiento, su mecanismo de producción y reservas para la toma de decisiones en la comercialidad futura, lo cual es prácticamente imposible sin la realización de pruebas extensas.

BIBLIOGRAFÍA

AGENCIA NACIONAL DE HIDROCARBUROS (ANH). Circular No. 18 de 21 de Agosto de 2014, Fiscalización – Quema de gas, Bogotá, 2014.

ARNOLD K., STEWART M. Design of oil handling systems and facilities, Surface production operations, Volúmen 1, Capítulo 4, 3ra edición. Gulf Publishing, Houston, Texas, 2008.

ARNOLD K., STEWART M. Design of gas handling systems and facilities, Surface production operations, Volúmen 2, Capítulo 7, 2da edición. Gulf Publishing, Houston, Texas.

CABRERA, Sandra. Propuesta de intervención al problema de restricción de producción y riesgos operacionales de los pozos del campo Elizita utilizando la herramienta de análisis nodal. Monografía Especialización producción de hidrocarburos. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de ciencias fisicoquímicas. Escuela de ingeniería de petróleos. 2013. p 116-121.

COMPAÑIA OPERADORA. Ingeniería conceptual crudo liviano con gas. Bases de diseño de ingeniería de procesos. Bogotá. 2014.

COMPAÑIA OPERADORA. Ingeniería conceptual crudo liviano con gas. Cálculos hidráulicos y memorias de cálculo. Bogotá. 2014.

COMPAÑIA OPERADORA. Reporte resumido pruebas DST/TCP campo de estudio. Bogotá 2014.

CORE LABORATORIES S.A. Reservoir fluid study for Cepsa Colombia Final Report. Bogotá. 2014.

GUTIERREZ, Juan, et al. Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural con aminas. Análisis del uso de diferentes simuladores. Universidad Nacional de Salta. Argentina.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Guía para la elaboración de trabajos escritos. NTC 1486 y NTC 5613. Bogotá: ICONTEC, 2013.

MANJARRES, Carlos. Diseño conceptual de facilidades de superficie requeridas para ajustar a las condiciones RUT la producción proveniente de un yacimiento de gas natural seco. Monografía Especialización ingeniería del gas. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Facultad de ciencias fisicoquímicas. Escuela de ingeniería de petróleos. 2012.

MOKHATAB, Saeid; POE William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas Transmission and Processing. Boston. Gulf Professional Publishing. 2006.

MONTES, Erik. Sistemas de separación gas-líquido y gas-liquido-liquido [Diapositivas]. Universidad Industrial de Santander. Agosto 2014.

MONTES, Erik. Tratamiento de gas natural [Diapositivas]. Universidad Industrial de Santander. Agosto 2014.

PAE Argentina. Manual de producción. Escuela de petróleo de la Patagonia, Abril. 2002.

PEREZ, J. Propiedades de los fluidos, Especialización producción de hidrocarburos, 2013. 70p

PEREZ M, CALDERON Z. Orientaciones prácticas para la elaboración exitosa de trabajos de grado en ingeniería, primera edición, Agosto 2011.

SANTOS, Nicolás. Sistemas de Separación. Especialización producción de hidrocarburos. Universidad industrial de Santander. 2014.

VANEGAS, Oscar. Notas de clase, Evaluación de proyectos petroleros. 2014.