

**EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA PARA EL APROVECHAMIENTO DE GAS DEL CPR
ESPINAL (ESTACIÓN MATACHIN NORTE Y MATACHIN SUR)**

ANDRES FELIPE GUZMAN VILLEGAS

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FSICIOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIRÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2015

**EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA PARA EL APROVECHAMIENTO DE GAS DEL CPR
ESPINAL (ESTACIÓN MATACHIN NORTE Y MATACHIN SUR)**

ANDRES FELIPE GUZMAN VILLEGAS

**Trabajo de Grado para optar al Título de
Especialista en Ingeniería del Gas**

Director

JULIO CESAR PEREZ ANGULO

Ingeniero de Petróleos, Especialista en Ingeniería del Gas

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FSICIOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIRÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2015

ANDRES FELIPE GUZMAN VILLEGAS

DEDICATORIA

A mis padres, por el apoyo permanente y la motivación para dar cada día lo mejor de mí, por el ejemplo y el amor brindado durante todas las etapas de mi vida, por el sacrificio y el esfuerzo para darme educación y hacer de mi la persona que soy hoy.

A mi abuela por el ejemplo de superación y enseñarme que las barreras no existen, por mostrar que los sueños son posibles y por el amor y apoyo que me ha brindado durante el camino de la vida.

A mis tías que me han adoptado como un hijo más.

AGRADECIMIENTOS

A mi familia quien me guía y me impulsa para seguir adelante.

A mis padres Edilberto Guzman y María Cristina Villegas, por su apoyo permanente.

Al grupo de profesores, quienes me han transmitido sus conocimientos y vivencias para la elaboración de la presente monográfica y a mis compañeros que fueron parte activa durante el transcurso de esta especialización. .

TABLA DE CONTENIDO

1.GENERALIDADES.....	15
1.1OBJETIVOS DEL PROYECTO	15
1.1.1Objetivo General	15
1.1.2Objetivos Específicos.....	15
1.2ALCANCE.....	15
1.3DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA.....	16
1.4BASES DE DISEÑO APROVECHAMIENTO DE GAS CRP ESPINAL.....	16
1.4.1Unidades de Medida	16
1.4.2Condiciones Ambientales	17
1.4.3Características del Gas	18
1.5CRITERIOS DE DISEÑO	20
1.5.1Caudal de Diseño	21
1.5.2Proceso de distribución de gas.....	21
1.5.3Velocidades de Flujo	22
1.5.4Velocidad Sónica	23
2.DESCRIPCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS IDENTIFICADAS.....	23
2.1ALTERNATIVA 1: PRE-ENFRIMIENTO DEL GAS Y EXPANSIÓN CON VÁLVULA JOULE- THOMSON.....	23
2.2ALTERNATIVA 2: EXPANSIÓN DEL GAS MEDIANTE VÁLVULA JOULE.THOMSON (REFRIGERACIÓN MECÁNICA)	27
3.RECUPERACIÓN DE DONDENSADOS	30
4.EQUIPOS EXISTENTES MATACHIN NORTE.....	33
4.1SISTEMA DE COPRESIÓN	33
4.1.1Compresor C-108	33
4.1.2Expansión Joule-Thomson	36
5.DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS POR ALTERNATIVA	36
5.1ALTERNATIVA 1: PRE-ENFRIAMIENTO DE GAS, EXPANSIÓN VÁLVULA JOULE- TOMPSON.....	37
5.1.1Intercambiador de gas.....	37
5.1.2Separador bifásico horizontal	37
5.1.3Válvula Joule Thomson	38
5.1.4Separador Bifásico Vertical	39
5.2ALTERNATIVA 2: EXPANSIÓN DEL GAS POR MEDIO DE VÁLVULA JOULE-THOMSON, REFRIGERACIÓN MECANICA.....	40
5.2.1 <i>Chiler</i> para etapa de post-enfriamiento luego de refrigeración mecánica.....	40

5.2.2Separador bifásico horizontal ciclo propano.....	41
5.2.1Sistema de expansión con válvulas en tres etapas.	42
5.2.2Separador Bifásico Vertical	42
5.2.3Ciclo de refrigeración mecánica.....	43
6.LÍNEA DE FLUJO	46
6.1LÍNEA DE FLUJO DE INTERCONEXIÓN MATACHIN NORTE – MATACHIN SUR	46
6.2TRAMO MATACHIN NORTE – ESTACIÓN PPF	47
7.AREA DISPONIBLE PARA INSTALACIÓN DE EQUIPOS	49
8.CONEXIÓN A SITEMA DE GAS	51
9.SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA	52
9.1METODOLOGÍA.....	53
9.2ESTIMACIÓN DE COSTOS DE CAPITAL	53
9.3EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA ALTERNATIVE 1 Y 2.....	54
10.ANALISIS ECONOMICO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA	56
11.CONCLUSIONES.....	58
12.RECOMENDACIONES.....	59
BIBLIOGRAFIA	59

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Unidades de Medida	16
Tabla 2. Condiciones Ambientales Matachin Norte.....	18
Tabla 3. Condiciones Ambientales Matachin Sur	18
Tabla 4. Composición del gas Matachin Norte.....	18
Tabla 5. Composición del gas Matachin Sur	19
Tabla 6. Escenarios de producción de gas	21
Tabla 7. Condiciones y propiedades condensadores recuperados	30
Tabla 8. Condiciones y Propiedades Gas obtenido para la Estación PPF	31
Tabla 9. Composición del gas obtenido para la Estación PPF	31
Tabla 10. Características y diseño compresor C-108	34
Tabla 11. Datos de entrada separador Bifásico Horizontal Alternativa 1	38
Tabla 12. Dimensiones elegibles.....	38
Tabla 13. Condiciones de operación válvula JT II expansión	39
Tabla 14. Datos de entrada separador bifásico vertical Alternativa 1.	39
Tabla 15. Dimensiones elegibles.....	40
Tabla 16. Datos de entrada separador bifásico horizontal Alternativa 2.....	41
Tabla 17. Dimensiones elegibles.....	42
Tabla 18. Datos de Entrada Separador Bifásico Vertical Alternativa 2	43
Tabla 19. Dimensiones elegibles.....	43
Tabla 20. Compresor ciclo propano	44
Tabla 21. Cooler ciclo de propano.....	44
Tabla 22. Válvula de expansión ciclo de refrigeración mecánica.....	44
Tabla 23. Listado de Equipos: Intercambiador Gas-Gas	45
Tabla 24. Comparación Separador Trifásico por alternativa propuesta	45
Tabla 25. Especificación tramos de tubería para transporte de gas entre estaciones	49
Tabla 26. Costos implementación Alternativa 1 y 2.....	54
Tabla 27. Costos implementación por Alternativas	54
Tabla 28. Comparación de Alternativas.....	54
Tabla 29. Precios de los productos obtenidos.....	56
Tabla 30. Evaluación económica alternativa seleccionada.....	56
Tabla 31. Valor Presente Neto, Tasa Interna de Retorno alternativa seleccionada.....	57

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Diagrama General de distribución de corrientes de gas	22
Figura 2 Diagrama General de distribución de corrientes de gas	26
Figura 3 Diagrama General de distribución de corrientes de gas	29
Figura 4 Compresor C-108	33
Figura 5 Scrubber V-105 descarga de compresor C-108.....	35
Figura 6 Válvula Joule-Thomson	36
Figura 7 Diagrama Acueducto CPR Espinal.....	47
Figura 8 Diagrama Gasoducto CPR Espinal	48
Figura 9 Distribución facilidades de Superficie Matachin Norte	50
Figura 10 Zona para instalación de Equipos	51
Figura 11 Scrubber V-105 Matachin Norte	51
Figura 12 Scrubber V-605 y V-603 Matachin Sur	52

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo A. Pronósticos de Producción de gas Escenario Pesimista.....	61
Anexo B. Pronósticos de Producción de gas Escenario Medio	62
Anexo C. Pronósticos de Producción de gas Escenario Optimista	63

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA PARA EL APROVECHAMIENTO DE GAS DEL CPR ESPINAL (ESTACIÓN MATACHIN NORTE Y MATACHIN SUR)

AUTOR: ANDRES FELIPE GUZMAN VILLEGAS

PALABRAS CLAVES: Gas Combustible, Refrigeración Mecánica, Joule - Thomson.

Debido al Artículo 52 de la resolución 181495 del 02 de Septiembre de 2009 emitida por el Ministerio de Minas y Energía de Colombia, que prohíbe la quema, emisión y desperdicio de gas, se genera la necesidad implementar alguna alternativa que permita el aprovechamiento de los excedentes de Gas de Producción de las Estaciones Matachín Norte y Matachin Sur pertenecientes al CPR (Centro de Participación de Riego) de Espinal, teniendo en cuenta la nueva campaña de perforación bajo el escenario pesimista, para evitar multas y sanciones por quema y emisiones de gas a la atmosfera.

En la presente monografía se presentan las alternativas técnico económicas para el aprovechamiento de los excedentes de gas en las Estaciones de Matachin Norte y Matachin Sur del CPR Espinal de acuerdo a la nueva campaña de perforación bajo el escenario pesimista teniendo en cuenta opciones de venta de los excedentes de gas a terceros que lo procesen y lo vendan y/o generen energía eléctrica para venta , con el fin de minimizar las quema de Gas de la estación y generando valor a la producción por medio del recobro de condensados (Pesados) de gas que una vez estabilizados serán almacenados en los tanques de almacenamiento de crudo para su posterior venta. Teniendo como resultado el diseño de las facilidades de gas más adecuadas técnico y económicamente que viabilice la implementación del proyecto bajo los equipos actualmente instalados.

*Trabajo de Grado Especialización en Ingeniería de Gas

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos

SUMMARY

TITLE: TECHNICAL ECONOMIC EVALUATION OF GAS TO THE EXPLOITATION OF CPR ESPINAL (STATION MATACHÍN NORTE AND MATACHÍN SUR)

AUTOR: ANDRES FELIPE GUZMAN VILLEGAS

KEY WORDS: Fuel Gas, Mechanical cooling, Joule – Thomson.

Due do Article 52 of the resolution 181495 of September 2, of 2009 issued by the Ministry of Mines and Energy of Colombia, which prohibits burning, emissions and waste gas, generated the need to implement an alternative that allows the use of surplus gas Production of stations Matachín North and stations Matachin South belonging to the CPR (Center for Participation Risk) of Espinal, taking into account the new drilling campaign under the pessimistic scenario (five million cubic feet per day), to avoid fines and penalties for burning and emission gas the atmosphere.

In this paper the economic technical alternatives are presented for the use of surplus gas stations Matachin in North and stations Matachin South ,CPR Espinal according to the new drilling campaign under the pessimistic scenario (five million cubic feet per day) considering selling options surplus gas to third parties who processed and sold and / or generate electricity for sale, in order to minimize gas flaring station and generating value to production through the recovery of condensate (heavy) gas once stabilized will be stored in the oil storage tanks for later sale. Resulting in the design of technical facilities more than adequate and economically viable gas project implementation under the currently installed equipment.

*Work Degree Specialization in Gas Engineering

** Physicochemical Engineering Faculty, College of Petroleum Engineering

INTRODUCCIÓN

En los campos del CPR Espinal se produce alrededor de 10 MSCFD de un gas rico en condensados de metano, de los cuales solo el 35% se aprovecha para autoconsumo en generación de energía, el gas restante se quema en teas o se dispone en inyección a un pozo en el campo matachín Sur.

Con el reglamento actual, Artículo 52 de la resolución 181495 del 02 de Septiembre de 2009 emitida por el Ministerio de Minas y Energía de Colombia, que prohíbe la quema y desperdicio de gas, se hace necesario plantear alternativas de solución a las quemas y disposición del gas del CPR Espinal.

1. GENERALIDADES

1.1 OBJETIVOS DEL PROYECTO

1.1.1 Objetivo General

Evaluación técnico económica para mejorar el aprovechamiento de gas de las estaciones de Matachín Norte y Matachín Sur pertenecientes al CPR Espinal.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Evaluación técnica de los equipos involucrados en el proceso para acopio y aprovechamiento del gas residual recolectado en las Estaciones Matachín Norte y Matachín Sur para cada una de las alternativas de aprovechamiento de gas.
- Seleccionar la alternativa que mejor se ajuste a los requerimientos del campo CPR Espinal, con base a términos económicos, técnicos, seguridad y medio ambiente.
- Evaluar de forma conceptual los costos de la implementación y el retorno de la inversión de la alternativa seleccionada.
- Maximizar el aprovechamiento de los equipos existentes en las estaciones del CPR Espinal comparando las características idóneas de los equipos a implementar versus los equipos disponibles actualmente para implementar en el proceso.
- Mitigar el impacto ambiental en la zona continua a las estaciones donde se recolecta el gas mediante reducción de desperdicios y de la quema del mismo en las teas.

1.2 ALCANCE

El alcance del presente documento comprende la realización de la evaluación técnico económica y la integración de los modelamientos de las alternativas planteadas con el diseño de las facilidades necesarias a implementar por cada una de ellas, para maximizar el proceso de recuperación de condensados a partir del aprovechamiento del gas residual de las estaciones Matachín Norte y Matachín Sur del CPR Espinal. Como resultado, se obtendrá la selección de la alternativa más adecuada para el proceso desde el punto de vista técnico y de costos.

1.3 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Actualmente en los campos del CPR Espinal se produce alrededor de 10 MSCFD de un gas rico en condensados de metano, de los cuales solo el 35% se aprovecha para autoconsumo en generación de energía, el gas restante se quema en teas o se dispone en inyección a un pozo en el campo matachín Sur.

Con el reglamento actual, Artículo 52 de la resolución 181495 del 02 de Septiembre de 2009 emitida por el Ministerio de Minas y Energía de Colombia, que prohíbe la quema y desperdicio de gas, se hace necesario plantear alternativas de solución a las quemas y disposición del gas del CPR Espinal.

1.4 BASES DE DISEÑO APROVECHAMIENTO DE GAS CRP ESPINAL

1.4.1 Unidades de Medida

En la siguiente tabla se muestran las unidades de medida a utilizar, con su respectiva expresión y símbolo.

Tabla 1. Unidades de Medida

PARÁMETRO	EXPRESIÓN (Unidad)	SÍMBOLO
Longitud	Metro	m
	Kilómetro	km
	Pie	ft
Diámetro de tuberías	Pulgada	in , "
Espesores	Pulgada	in , "

PARÁMETRO	EXPRESIÓN (Unidad)	SÍMBOLO	
	Milímetro	mm	
Área	Metro cuadrado	m ²	
Volumen	Galón	gal	
	Pie cúbico	pc , ft ³	
Masa	Libra	Lb	
Tiempo	Segundo	s	
	Minuto	min	
	Hora	h	
	Día	d	
Presión	Libra por pulgada cuadrada	Diferencial	psi
		Absoluta	psia
		Manométrica	psig
Temperatura	Grado Fahrenheit	°F	
	Grado Celsius	°C	
	Grado Rankine	°R	
Flujo Gas Natural	Standard Cubic Feet per Hour	SCFH	
	Standard Cubic Feet per Day	SCFD	
	Millon Standard Cubic Feet per Day	MMSCFD	
Caudal	Barriles por hora	BPH	
	Barriles por día	BPD	
	Galones por minuto	gpm	
Concentración	Partículas por millón	ppm	
Densidad	Libra / pie cúbico	lb/ft ³	
Velocidad	Metro / / segundo	m/s	
	Pie / segundo	ft/s	
Velocidad angular	Revoluciones por minuto	rpm	
Aceleración	Pie / segundo cuadrado	ft/s ²	
Potencia	Caballo de potencia	HP	
Energía	British Thermal Unit	BTU	
Viscosidad dinámica/absoluta (μ)	Centipoise	cP	
Viscosidad cinemática (ν)	Centistoke	cSt	

1.4.2 Condiciones Ambientales

Las principales condiciones ambientales de las estaciones Matachin Norte y Matachin sur, se presentan a continuación:

Tabla 2. Condiciones Ambientales Matachin Norte

PROPIEDAD FÍSICA	DATO
Temperatura ambiente, °F	80
Presión atmosférica, psia	13,812
Humedad Relativa, %	80-100
Velocidad del viento, km/s	30-60
Precipitación media, mm/mes	1740
Elevación, m.s.n.m.	737.5-723
Máxima velocidad del viento, ft/s	52.74

Tabla 3. Condiciones Ambientales Matachin Sur

PROPIEDAD FÍSICA	DATO
Temperatura ambiente, °F	80
Presión atmosférica, psia	13,813
Humedad Relativa, %	80-100
Velocidad del viento, km/s	30-60
Precipitación media, mm/mes	1740
Elevación, m.s.n.m.	729
Máxima velocidad del viento, ft/s	52.74

1.4.3 Características del Gas

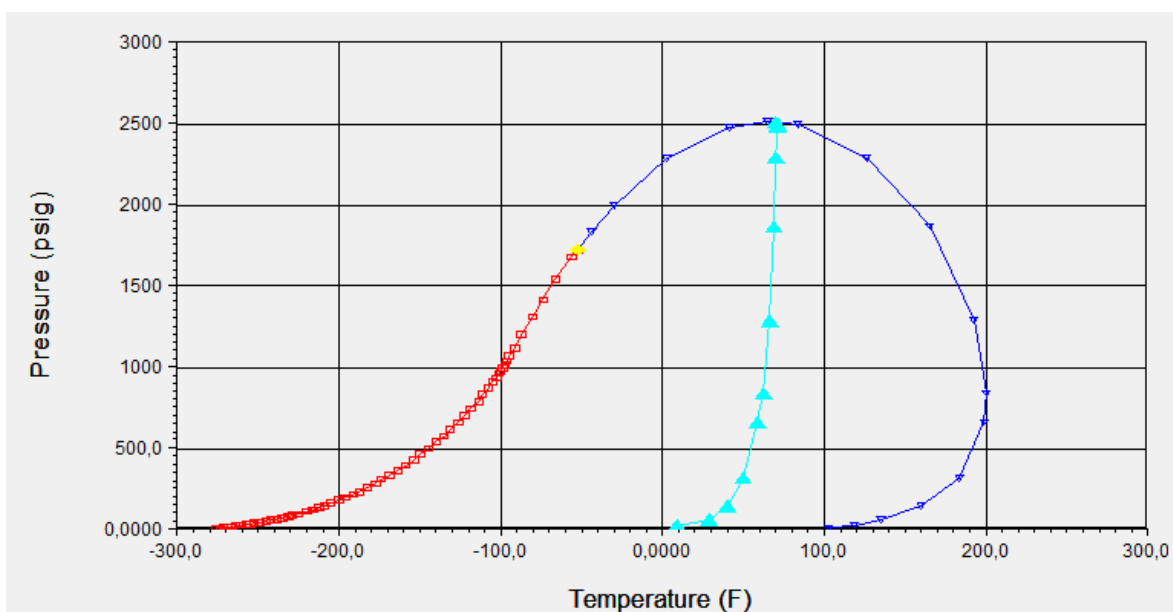
En la Tabla 3. y Tabla 4. se presentan los análisis cromatograficos de las estaciones Matachin Norte y Matachin Sur, realizados en el año 2013, con los cuales se realizara el análisis de las alternativas del presente documento:

Tabla 4. Composición del gas Matachin Norte

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (% Molar)
CO ₂	3,25
N ₂	0,71
C1	79,82
C2	3,63
C3	4,38
iC4	1,63

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (% Molar)
nC4	2,69
iC5	1,08
nC5	0,82
C6	0,77
C7	0,72
C8	0,36
C9	0,15
C10	0,06
C11	0,03
C12	0
GPM (C3+)	4,12

Grafico 1 Envoltente de Fases GasNorte



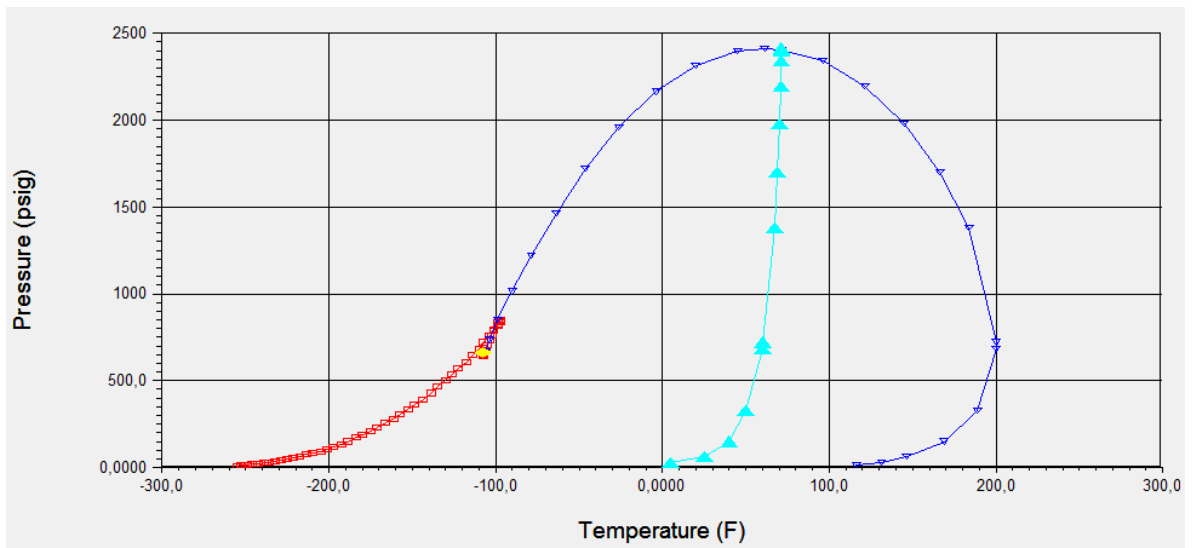
Fuente: Reporte de simulación Hysys 7.3

Tabla 5. Composición del gas Matachin Sur

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (% Molar)
CO ₂	0,82
N ₂	1,94

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (% Molar)
C1	85,88
C2	3,1
C3	3,22
iC4	0,86
nC4	1,6
iC5	0,61
nC5	0,49
C6	0,46
C7	0,51
C8	0,27
C9	0,14
C10	0,05
C11	0,02
C12	0,03
GPM (C3+)	2,7

Grafico 2 Envoltante de Fases Gas Matachin Sur



Fuente: Reporte de simulación Hysys 7.3

1.5 CRITERIOS DE DISEÑO

1.5.1 Caudal de Diseño

Teniendo en cuenta los pronósticos de producción de gas de las estaciones de Matachín Norte y Matachín Sur (Ver Anexo 1) y Matachín Sur, se optó para el presente documento por un escenario conservador tomando como referencia los datos de producción de gas tanto pesimista, medio y optimista y la actualidad de producción. Por tanto, se tomó como base de diseño una producción de gas para Matachín Norte de 3,5 MMSCFD (Escenario Medio) y una producción de 5,0 MMSCFD para Matachín Sur (Escenario por debajo del pesimista) (ver Tabla 3).

Tabla 6. Escenarios de producción de gas

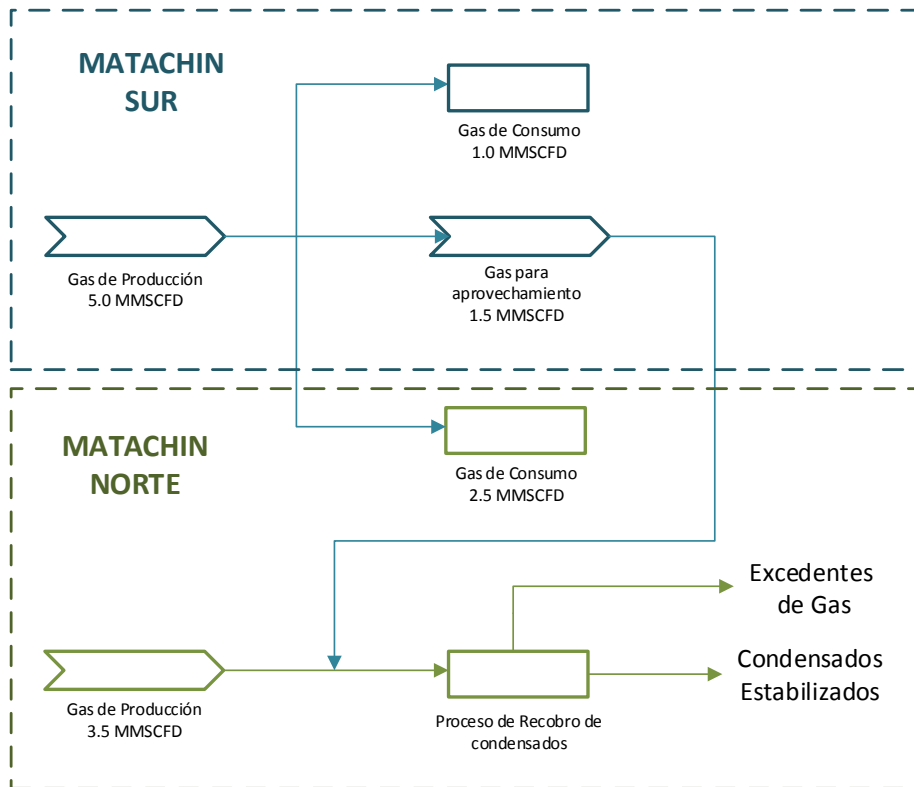
Escenarios de producción de gas Matachines		
Escenario	Matachín Norte (MMSCFD)	Matachín Sur (MMSCFD)
Pesimista	1,8	5,5
Medio	3,5	7
Optimista	3,6	7,5

1.5.2 Proceso de distribución de gas

Considerando las características de riqueza del gas que se recolecta en Matachín Norte y teniendo en cuenta que el gas de Matachín Sur es más seco, se opta por cubrir la necesidad de gas para generación y gas de cobertura (2,5 MMSCFD) de la estación de Matachín Norte con la producción de gas de Matachín Sur, para así aprovechar la totalidad del gas de Matachín Norte (3,5 MMSCFD) y recuperar mayor cantidad de condensados.

Cabe anotar que la producción y según lo evidencian los pronósticos de la Estación Matachín Sur es suficiente para cubrir el gas para su consumo (1,0 MMSCFD) y el que es necesario en Matachín Norte, contando con un excedente de 1,5 MMSCFD que se uniría a la corriente de Matachín Norte 3,5 MMSCFD que se procesará para recobro de condensables. El gas que quede restante después del proceso será enviado a la Estación PPF para su consumo y demás usos (Ver Figura 1).

Figura 1 Diagrama General de distribución de corrientes de gas



1.5.3 Velocidades de Flujo

De acuerdo a la literatura¹, para líneas que transportan gas se recomiendan los siguientes criterios en dimensionamiento:

- Velocidad mínima: 10 –15 ft/seg, para evitar acumulación de condensados en puntos bajos.
- Velocidad máxima: 60 ft/seg para minimizar el ruido.

¹ ARNOLD Kern. Surface production operations. Volume 1- Design of Oil - Handling Systems and Facilities. Gulf Publishing Company. Huston, Texas. 1986.

1.5.4 Velocidad Sónica

Para el transporte de gas se debe cumplir el límite de la velocidad sónica, que no debe ser excedido. Éste límite se calcula utilizando la siguiente ecuación:

$$V_s = 233.33 \sqrt{\frac{\text{Temperatura } (^{\circ}R)}{\text{Peso Molecular}}}$$

2. DESCRIPCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS IDENTIFICADAS

A continuación se presentan las principales tres (3) alternativas identificadas para el recobro de condensados de gas de las estaciones Matachín Norte y Matachín Sur del CPR Espinal.

2.1 ATERNATIVA 1: PRE-ENFRIMIENTO DEL GAS Y EXPANSIÓN CON VÁLVULA JOULE-THOMSON

La mezcla comprimida del gas recolectado en las estaciones Matachín Norte y Matachín Sur proveniente del compresor C - 108 ubicado en la estación Matachín Norte, el cual eleva la presión del gas desde 30 psig hasta 1000 psig alcanza una temperatura promedio de 125 °F. La corriente de condensados que se obtiene para esta etapa en el *Scrubber* General de succión del compresor V – 105 es recolectada actualmente en el *Skimmer* de la Estación. Luego de la etapa de compresión, la corriente es pre-enfriada por medio de un Intercambiador Gas - Gas con el que se disminuye la temperatura de la corriente y se obtiene a la salida con una temperatura de 88 °F. Luego, la corriente, pasa por un primer proceso de expansión por medio de una válvula Joule Thomson, equipo existente actualmente ubicado en la estación Matachín Norte, con la cual se disminuye la presión de 1000 psig hasta 300 psig proceso por el cual reduce la temperatura de la corriente hasta 50 °F.

Luego de esta etapa, la corriente pasa por un separador bifásico horizontal, donde se obtienen dos corrientes; una de gas frío para aprovechamiento y recirculación al Intercambiador Gas - Gas para el pre - enfriamiento inicial y la corriente de condensados con agua. Debido a las condiciones de presión y temperatura de la corriente (300 psig y 50°F) a la salida del separador bifásico horizontal y teniendo en cuenta que el tanque de recibo de crudo donde se enviará la corriente de condensados para mezcla con la producción de crudo de la estación, el TK – 109D presenta condiciones de operación atmosféricas, es necesario incluir una segunda etapa de estrangulamiento con la que se bajará la presión desde 297 psig hasta 18 psig y una posterior etapa de flasheo en un separador bifásico vertical antes por completo y así evitar producción de vapores y atmósferas explosivas en el momento de la mezcla con la corriente de producción de crudo de la Estación en el tanque (Ver Figura 2).

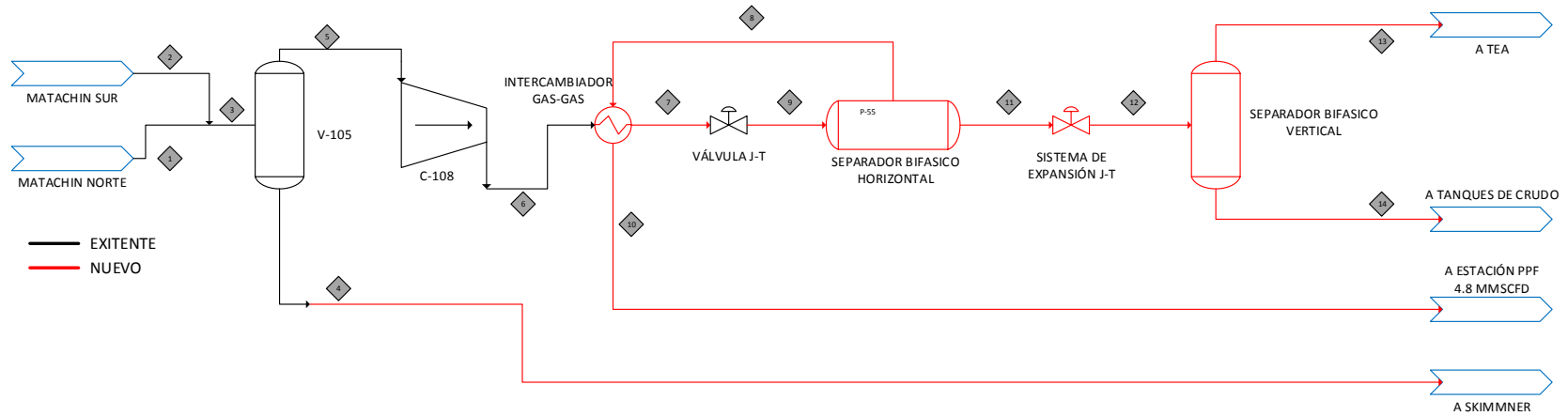
La razón por la que se seleccionó un separador bifásico horizontal y no un separador trifásico aunque exista presencia de tres corrientes (gas, condensados y agua) es que según las condiciones obtenidas del modelamiento de la alternativa en el simulador, la cantidad de agua recolectada en barriles por día (BPD) es de 13 BPD (Ver Tabla Figura 2), valor que no resulta significativo para incorporar un separador trifásico al proceso teniendo en cuenta que la corriente de condensados con agua se direccionará al tanque de almacenamiento donde se unirá a la corriente de producción de la Estación para ser decantada. Además, en términos económicos, habría un ahorro significativo en cuanto al costo del equipo ya que los arreglos y accesorios internos del separador trifásico son mayores que los que presenta un separador bifásico.

Cabe anotar que a las temperaturas alcanzadas por la corrientes después de la salida del Intercambiador Gas - Gas y por los estrangulamientos en las respectivas etapas de expansión por válvula Joule Thomson, donde las corrientes sufren bajas de temperatura y según los resultados del simulador con el cual se hicieron los modelamientos, no se evidencian formación de hidratos razón por la cual no es necesario realizar tratamiento de deshidratación de la corriente de gas en ningún punto del proceso y no sería necesario hacer uso de la actual torre deshidratadora de glicol existente en la estación Matachín Norte actualmente en desuso. Sin embargo según el análisis de sensibilidad realizado, la

presión en la etapa de la primera estrangulación no deberá estar por debajo de 300 psig porque de lo contrario se presentan condiciones para su formación.

A continuación, se presenta el diagrama de flujo de proceso PFD (ver Figura 2) para esquematizar la anterior descripción con el respectivo balance de masa y energía obtenido (ver Tabla de la Figura 2).

Figura 2 Diagrama General de distribución de corrientes de gas



DESCRIPCIÓN	1 Gas Matachin Norte	2 Gas Matachin Sur	3 Entrada Scrubber V-105	4 Salida Condensados Scrubber V-105	5 Succión Compresor C-108	6 Descarga Compresor C-108	7 Salida intercambiador Gas-Gas	8 Entrada Gas Frio Intercambiador Gas-Gas	9 Salida Válvula Joule Thomson (Unidad Cascada)	10 Gas a Estación PPF	11 Salida Separador Bifásico Horizontal	12 Entrada Separador Bifásico Vertical	13 Gas a Tea	14 Salida Condensados Separador Bifásico Vertical
FASE	Gas	Gas	Gas	Líquido	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Líquido	Líquido	Gas	Líquido
TEMPERATURA (°F)	95	95	95	95	95	125	88	50	49	111	48	74	72	72
PRESIÓN (psig)	30	30	30	30	28	1000	999	298	300	297	298	18	16	16
FLUJO GAS (MMSCFD)	3,5	1,5	5,0	0,0	5,0	5,0	5,0	4,7	4,7	4,7	0,0	0,0	0,061	0,0
FLUJO LÍQUIDO (BPD)	0,0	0,0	0,0	8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	223	223	0,0	175
DENSIDAD GAS (lb/ft ³)	0,17	0,16	0,17	N/A	0,17	4,1	4,4	1,3	1,3	1,1	N/A	N/A	0,2	N/A
DENSIDAD LÍQUIDO (lb/ft ³)	N/A	N/A	N/A	43	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	40	41	N/A	41
VISCOSIDAD GAS (cP)	0,012	0,012	0,012	N/A	0,012	0,014	0,014	0,011	0,011	0,012	N/A	N/A	0,009	N/A
VISCOSIDAD LÍQUIDO (cP)	N/A	N/A	N/A	0,49	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	0,27	0,33	N/A	0,33

2.2 ALTERNATIVA 2: EXPANSIÓN DEL GAS MEDIANTE VÁLVULA JOULE THOMSON (REFRIGERACIÓN MECÁNICA)

Inicialmente, el compresor C-108 succiona a una presión de 30 psig los 5,0 MMSCFD del gas residual para proceso de aprovechamiento de las Estaciones Matachín Norte (3,5 MMSCFD) y Matachín Sur (1,5 MMSCFD), para aumentar su presión hasta 1000 psig con el fin de aumentar la energía del gas y de esta forma facilitar el proceso de recobro de los condensados. La corriente de condensados que se obtiene para esta etapa en el *Scrubber* General de succión del compresor V – 105 es recolectada actualmente en el *Skimmer* de la Estación. En la siguiente etapa, la corriente sufre un proceso de expansión por medio de una válvula Joule Thomson donde se disminuye la presión de la corriente hasta 450 psig y disminuyendo su temperatura hasta 96 °F. Con el fin de maximizar el recobro de condensables, la corriente entra a ser enfriada mediante un ciclo de refrigeración mecánica donde se disminuye la temperatura hasta alcanzar en promedio un valor de 70 °F. Por las razones descritas en la alternativa 1, la corriente de salida del ciclo de refrigeración mecánica, pasa a un separador bifásico horizontal donde se obtienen dos corrientes; una de gas para posterior envío a Estación PPF y la corriente de condensados mezclados con agua que se enviará uno de los tanques de recibo de crudo de la estación Matachín Norte, el tanque TK – 109D.

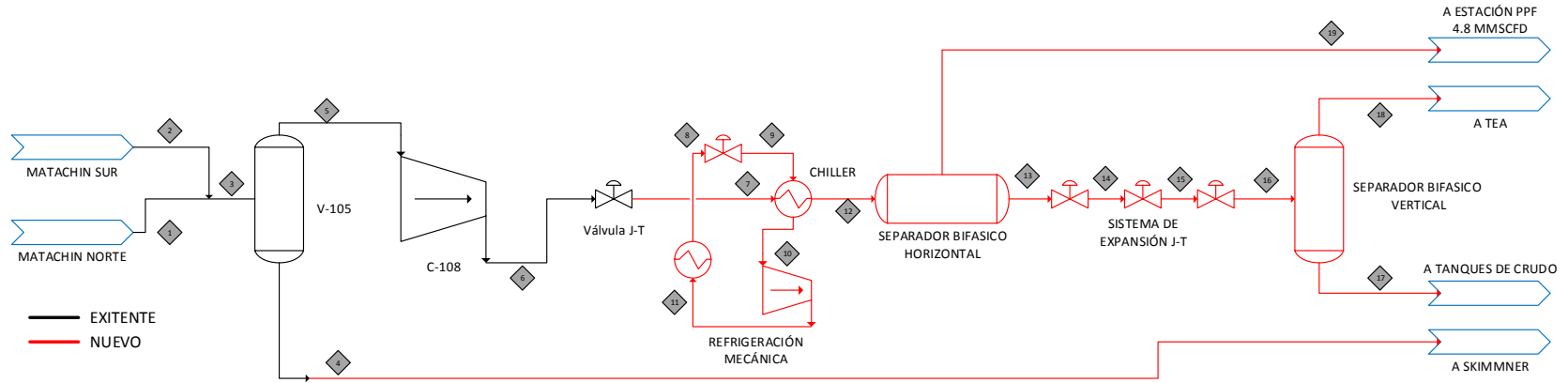
Debido a la alta presión que se maneja durante todo el proceso (450 psig) y con el fin de estabilizar la corriente de condensados, para pasar a ser mezclados con la corriente de crudo de la Estación Matachín Norte en el tanque TK – 109D que opera a condiciones atmosféricas, se dispuso de un sistema de expansión por válvula Joule Thomson de 3 etapas. La primera etapa disminuye la presión desde 450 psig hasta 300 psig, la segunda etapa hasta 150 psig y la tercera alcanza una presión de 60 psig.

Posterior a la expansión, la corriente de gas pasa por un separador bifásico vertical donde se estabiliza por completo la corriente de gas previo a la mezcla con la corriente de producción de la Estación, en el cual se separará el contenido de agua y será enviada a los tanques de fiscalización de la Estación PPF. (Ver Figura 3).

Cabe anotar que a las temperaturas alcanzadas por la corrientes después de la salida de la válvula Joule Thomson y del Ciclo de Refrigeración Mecánica, donde las corrientes sufren disminución de temperatura y según los resultados del simulador con el cual se hicieron los modelamientos, no se evidencian formación de hidratos razón por la cual no es necesario realizar tratamiento de deshidratación de la corriente de gas en ningún punto del proceso y no sería necesario hacer uso de la actual torre deshidratadora de glicol existente en la estación Matachín Norte actualmente en desuso.

A continuación, se presentan los diagramas de flujo de proceso PFD (ver Figura 3) para esquematizar las anteriores descripciones con el respectivo balance de masa y energía obtenido para cada uno (ver Tabla de la Figura 3) a partir de la simulación de la alternativa discriminado por sus respectivas corrientes principales.

Figura 3 Diagrama General de distribución de corrientes de gas



DESCRIPCIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
	Gas Matachin Norte	Gas Matachin Sur	Entrada Scrubber de Succión General V - 105	Salida Condesados Scrubber de Succión V - 105	Succión Compresor C - 108	Descarga Compresor C - 108	Salida Válvula Joule Thomson (Unidad Cascada)	Entrada Expansión Ciclo de Propano	Salida Expansión Ciclo de Propano	Succión Compresor Ciclo de Propano	Entrada Condensador Ciclo de Propano	Salida Chiller	Entrada Primera Etapa Expansión	Entrada Segunda Etapa Expansión
FASE	Gas	Gas	Gas	Líquido	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Líquido	Líquido
TEMPERATURA (°F)	95	95	95	95	95	125	95	80	-10	-10	114	75	75	72
PRESIÓN (psig)	30	30	30	30	28	1000	450	129	16	17	129	450	450	300
FLUJO GAS (MMSCFD)	3,5	1,5	5,0	0,0	5,0	5,0	5,0	0,9	0,65	0,88	0,88	4,8	0,0	0,015
FLUJO LÍQUIDO (BPD)	0,0	0,0	0,0	0	0,0	0,0	0,0	0,0	150,0	0,0	0	193	193,0	186
DENSIDAD GAS (lb/ft3)	0,17	0,16	0,17	N/A	0,17	4,1	1,8	1,34	0,3	0,3	1,2	1,8	N/A	1,27
DENSIDAD LÍQUIDO lb/ft3)	N/A	N/A	N/A	43	N/A	N/A	N/A	N/A	35	N/A	N/A	38	38	39
VISCOSIDAD GAS (cP)	0,012	0,012	0,012	N/A	0,012	0,014	0,012	0,087	0,0069	0,0068	0,0092	0,012	N/A	0,012
VISCOSIDAD LÍQUIDO (cP)	N/A	N/A	N/A	0,49	N/A	N/A	N/A	N/A	0,16	N/A	N/A	0,22	0,22	0,25

3. RECUPERACIÓN DE DONDENSADOS

En la Tabla 7 se presentan los resultados de las condiciones de los condensados recuperados para cada una de las alternativas identificadas. El objetivo fue estabilizar los condensados a una presión de vapor *Reid* aproximada de 14 psig, teniendo en cuenta que según el Assay del crudo de Matachín Norte con este valor, al ser mezclado con el crudo recolectado en la Estación Matachín Norte en el tanque TK-109D (tanque de crudo), este no se ve afectado en cuanto a sus propiedades, permaneciendo con igual presión de vapor Reid. Esto con el fin de evitar producción de vapores y atmósferas explosivas en la Estación, una vez estas corrientes se mezclen a condiciones ambientales.

Tabla 7. Condiciones y propiedades condensadores recuperados

ITEM	ALTERNATIVAS	
	1. Pre-Enfriamiento	2. Refrigeración Mecánica
Temperatura (°F)	73	63
Presión (psig)	14,7	14,7
Condensados Recuperados (BPD)	160	145
Flujo de Agua (BPD)	13	13
Densidad (lb/ft3)	42	40
Viscosidad (cP)	0,39	0,31
Presión de Vapor Reid (psig)	14	12

Tal como se aprecia, con la alternativa 1 se logra estabilizar la corriente de condensados con el valor deseado de presión de vapor Reid y se obtiene el mayor flujo de condensados en barriles por día. Con la alternativa 2 se evidencia una disminución de producción de barriles de condensados y además, la presión de vapor Reid es más elevada, lo que afectaría directamente la presión de vapor del crudo de la Estación Matachín Norte al momento de la mezcla. Además, con el fin de evitar atmosferas explosivas al momento de mezclar la corriente de condensados con la corriente de producción de crudo de la estación se recomienda usar un mezclador adecuado en forma de flauta con el fin de que la mezcla sea más homogénea.

Por otro lado, en la Tabla 8 y en la Tabla 9 se muestran las características del gas obtenido una vez han sido removidos los condensados. Este gas será enviado a la Estación PPF para su utilización en consumo para autogeneración, gas de cobertura de la

estación y CPR Espinal y para posible venta teniendo en cuenta que el gas luego de pasar por el proceso de recobro de condensados tendrá mejores características que en boca de pozo ya que estará más seco.

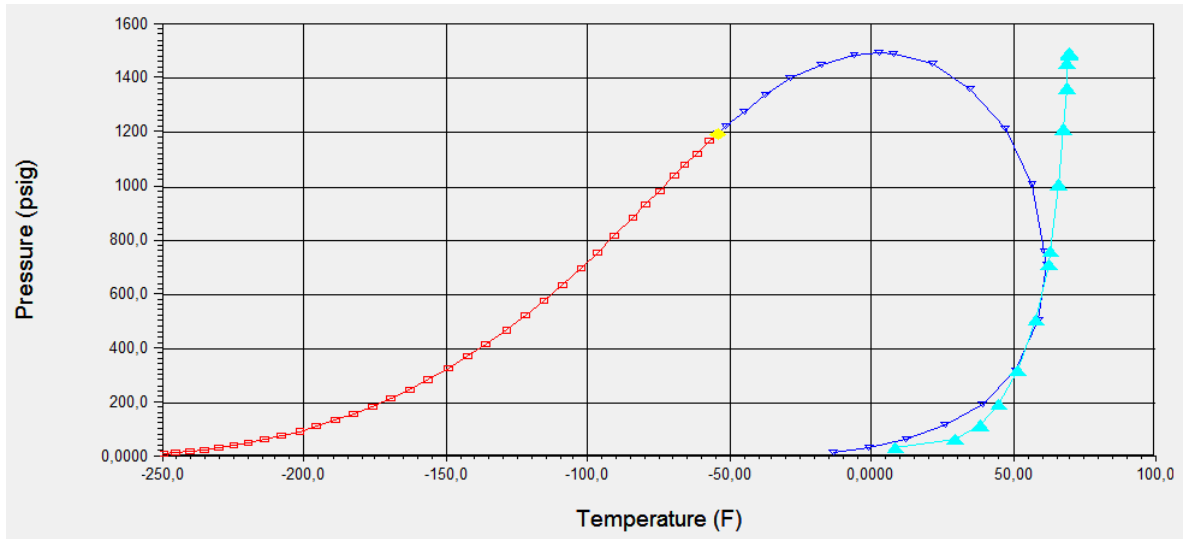
Tabla 8. Condiciones y Propiedades Gas obtenido para la Estación PPF

ITEM	ALTERNATIVAS	
	1. Pre-Enfriamiento	2. Refrigeración Mecánica
Temperatura (°F)	110	75
Presión (psig)	297	450
Caudal (MMSCFD)	4,7	4,8
Densidad (lb/ft3)	1,1	1,84
Viscosidad (cP)	0,012	0,012

Tabla 9. Composición del gas obtenido para la Estación PPF

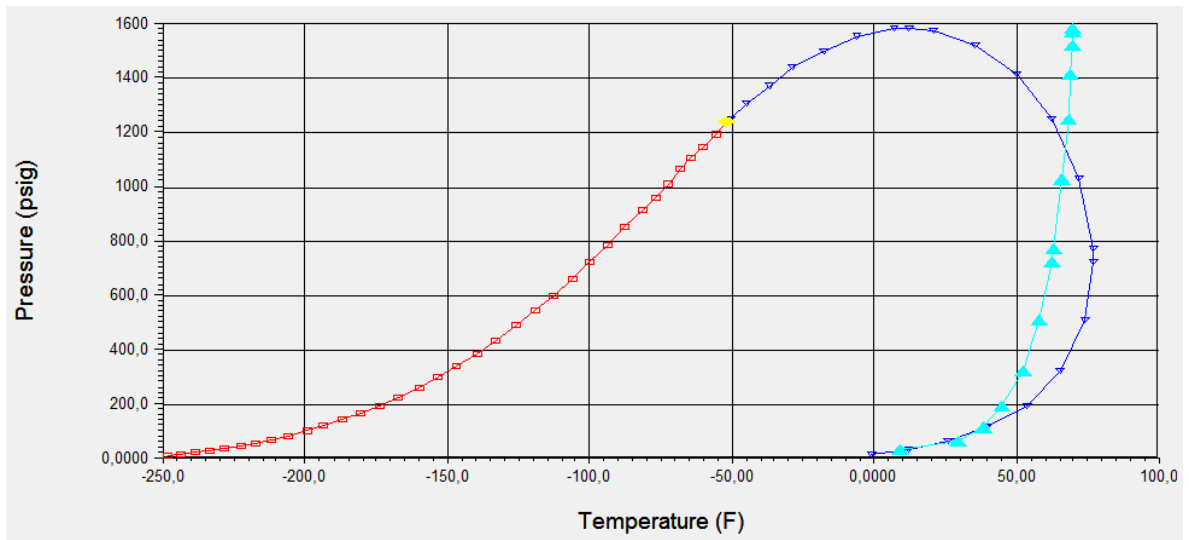
COMPONENTES	COMPOSICIÓN (%mol)	
	1. Pre-Enfriamiento	2. Refrigeración Mecánica
CO2	2,61	2,60
N2	1,13	1,13
C1	85,45	84,92
C2	3,52	3,50
C3	3,71	3,77
iC4	1,08	1,15
nC4	1,59	1,75
iC5	0,43	0,53
nC5	0,27	0,36
C6	0,11	0,17
C7	0,04	0,07
C8	0,01	0,02
C9	0,00	0,00
C10	0,00	0,00
C11	0,00	0,00
C12	0,00	0,00

Grafico 3 Envoltente de Gas Alternativa 1.



Fuente: Reporte de simulación Hysys 7.3

Grafico 4 Envoltente de Gas Alternativa 2.



Fuente: Reporte de simulación Hysys 7.3

4. EQUIPOS EXISTENTES MATACHIN NORTE

En la estación Matachin Norte se cuenta con los equipos que se describen a continuación:

4.1 SISTEMA DE COPRESIÓN

4.1.1 Compresor C-108

Figura 4 Compresor C-108



Las dos alternativas propuestas como viables técnicamente para el proceso de recobro de condensados del gas recolectado en las estaciones Matachín Norte y Matachín Sur tienen como etapa inicial, la compresión de la corriente de gas que va a hacer parte del proceso debido a que es necesario aumentar la presión del gas elevándola del valor con el que llega de separadores, 40 psig, hasta 1000 psig, para aumentar la eficiencia en proceso de recobro de condensados. Adicionalmente, en caso de realizar tratamiento y acondicionamiento del gas mediante proceso de endulzamiento y deshidratación con glicol, el gas deberá estar a esta presión de operación. Para tal propósito se propone el uso del compresor C – 108, equipo que cuenta con las características necesarias para cumplir con esta función. (Ver Figura 4).

4.1.1.1 Características

Actualmente, en la Estación Matachín Norte, para el manejo de gas se cuenta con un compresor de gas C-108 que succiona el gas del Scrubber V-105, gas proveniente de los separadores. Este compresor comprime el gas y luego es distribuido para consumo de gas combustibles para los generadores y para los motores de las bombas de inyección de agua y gas cobertura de los tanques de la misma estación. Por otro lado, se transfiere gas para el consumo de los generadores de las estaciones PPF y Matachín Sur. A continuación, en la Tabla 10 se muestran las características de diseño y operación de dicho compresor.

Tabla 10. Características y diseño compresor C-108

COMPRESOR DE GAS C-108	
DESCRIPCIÓN	VALORES
Capacidad	3-6 MMSCFD
Presión de Diseño/Operación	1300/994,4 psig
Temperatura Diseño/Operación	200/130 °F
Marca	ARIEL JK-4
Tipo	Reciprocante
Número de Etapas	3
Potencia	1400 BHP
Velocidad	1735 RPM

Fuente: Datos de placa compresor

4.1.1.2 Descripción del proceso de compresión

De los separadores, el gas sale hacia los Scrubber V-105 y V-104 por una línea de 10", (Ver Figura 5) en ésta línea junto al Scrubber V-104 está instalada una PCV para evitar que el gas fluya hacia la tea de alta y de ésta forma controlar la presión en la succión del compresor C-108. El gas es succionado en el separador V-105 por el compresor C-108, este equipo comprime el gas hasta 1000 psig.

Figura 5 Scrubber V-105 descarga de compresor C-108



El gas a baja presión (40 psig) pasa a la botella de succión de los dos cilindros compresores de la primera etapa para ser comprimido y descargado aproximadamente a 150 psig a la botella de descarga de esta etapa. La temperatura del gas comprimido es disminuida en el enfriador del equipo y de allí pasa al Scrubber de succión de la segunda etapa, donde son retirados los líquidos generados por el cambio de temperatura. El proceso anteriormente descrito se repite en la segunda etapa de compresión, de donde se obtiene el gas a una presión de 450 psig aproximadamente y en la tercera etapa de compresión de donde se obtiene el gas a una presión de 1100 psig.

Existen las facilidades para suministrar gas para el consumo de todos los equipos de la estación Matachín Norte, para suministro de gas combustible a los generadores en la estación PPF y suministro de gas para cobertura de los tanques en la misma estación.

4.1.2 Expansión Joule-Thomson

Figura 6 Válvula Joule-Thomson



4.1.2.1 Características

Actualmente, en la estación Matachín Norte se usa la válvula para pasar el gas a través de ella para disminuir la presión de salida del compresor. El gas es transferido al ScrubberV-106, en éste Scrubber se retienen los condensados generados por la variación de presión de 1150 psig a 80 psig.

Esta vasija cuenta con sistema de control de nivel automático, los condensados son drenados a la línea de disparos de todas las vasijas, ésta línea es de 12" y el flujo es retenido en el Scrubber V-04 para luego ser enviados al *skimmer* de la estación. (Ver Figura 6).

5. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS POR ALTERNATIVA

A continuación se describen las características de los diferentes equipos requeridos a implementar por cada alternativa. En el Informe de Avance 2, se hace énfasis en las

premisas y condiciones que se tuvieron en cuenta para el diseño de dichos equipos. (Ver Informe de Avance 2: *Propuesta de Diseño, Instalación para acopio y proceso del Gas, incluye listado de Equipos y Especificaciones*).

5.1 ALTERNATIVA 1: PRE-ENFRIAMIENTO DE GAS, EXPANSIÓN VÁLVULA JOULE-TOMPSON.

5.1.1 Intercambiador de gas

Para esta alternativa, tal como se describió en el inciso 8.1 se propone un pre enfriamiento de la corriente de la mezcla de gas de las estaciones Matachín Norte y Matachín Sur proveniente de la etapa de compresión en donde se eleva su presión desde 30 psig hasta 1000 psig alcanzando una temperatura de 125 °F con el fin de disminuirla previo a la entrada de la válvula Joule Thomson donde la corriente se expandirá disminuyendo su presión hasta 300 psig.

En la Tabla 23 se muestran las especificaciones del Intercambiador Gas - Gas requerido en esta alternativa en comparación con las especificaciones del Chiller requerido en la alternativa 2.

5.1.2 Separador bifásico horizontal

Tras sufrir un proceso de expansión por medio de válvula Joule – Thomson donde la presión se disminuye de 1000 psig (salida del compresor) a 300 psig y donde la temperatura de la corriente disminuye hasta 50 °F, el separador bifásico horizontal recibirá la corriente de gas en estas condiciones. La razón por la que se seleccionó un separador bifásico horizontal y no un separador trifásico, aunque exista presencia de tres corrientes (gas, condensados y agua), es que según las condiciones obtenidas del modelamiento de la alternativa en el simulador, la cantidad de agua recolectada en barriles por día (BWPD) es de 13 BWPD valor que no resulta significativo para incorporar un separador trifásico al proceso teniendo en cuenta que la corriente de condensados con agua se direccionará al tanque de almacenamiento donde se unirá a la corriente de producción de la Estación para ser decantada. Además, en términos económicos, habría un ahorro significativo en

cuanto al costo del equipo ya que los arreglos y accesorios internos del separador trifásico son mayores que los que presenta un separador bifásico.

En la Tabla 11 se muestran los datos, condiciones y características tenidas en cuenta para el cálculo de las dimensiones del separador bifásico horizontal, en la Tabla 12 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 11. Datos de entrada separador Bifásico Horizontal Alternativa 1

DATOS DE ENTRADA		
PROPIEDADES DE FLUIDOS	VALOR	UNIDADES
API crudo	82,9	
Gravedad específica gas	0,64	
Viscosidad de gas	0,01	cP
Factor compresibilidad (Z)	0,99	
Densidad de gas	0,34	b/ft3
Densidad de líquido	43,24	b/ft3
CONDICIONES DE PROCESO		
Flujo de gas	5	MMSCFD
Flujo de aceite	160	bopd
Flujo de agua	13	bwpd
Presión	315	psia
Temperatura	50	°F
PARÁMETROS DE PROCESO		
Diámetro de partícula	150	micrones

Tabla 12. Dimensiones elegibles

DIMENSIONES ELEGIBLES		
tr(min)	d (min)	Long (ft)
5	30	10

5.1.3 Válvula Joule Thomson

Previo a la entrada de la corriente de condensados recuperados al separador bifásico vertical para posterior mezcla con la corriente de producción de crudo, es necesario implementar una válvula Joule Thomson con el fin de bajar la presión desde 297 psig,

condiciones de salida del separador bifásico horizontal hasta 16 psig. En la Tabla 13 se muestra las condiciones de operación de la válvula a instalar.

Tabla 13. Condiciones de operación válvula JT II expansión

VÁLVULA DE EXPANSIÓN		
ITEM	DATOS	UNIDADES
Capacidad	0,5	MMSCFD
Delta de Presión	280	psig
Temperatura de entrada	50	°F
Temperatura de Salida	30	°F

5.1.4 Separador Bifásico Vertical

Debido a las condiciones de salida de la corriente de gas del separador bifásico horizontal es necesario instalar un separador bifásico vertical cuyo propósito es estabilizar la corriente a condiciones atmosféricas previo a la entrada a del tanque de almacenamiento de la corriente de crudo de la estación, el TK - 109D donde se efectuará la mezcla de la corriente de condesados con la de producción de la estación. La corriente de salida del separador bifásico vertical, luego de haber sufrido un segundo proceso de expansión hasta la presión atmosférica, entra al tanque de almacenamiento a 16 psig y una temperatura de 75 °F. Esta etapa es de gran importancia para el proceso ya que por seguridad de procesos se debe evitar la generación de ambientes explosivos y emanación de vapores calientes por lo cual se debe estabilizar la corriente.

En la Tabla 14 se muestran los datos, condiciones y características tenidas en cuenta para el cálculo de las dimensiones del separador bifásico horizontal, en la Tabla 15 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 14. Datos de entrada separador bifásico vertical Alternativa 1.

DATOS DE ENTRADA		
PROPIEDADES DE FLUIDOS	VALOR	UNIDADES
API crudo	82,9	
Gravedad específica gas	0,64	
Viscosidad de gas	0,01	cP

DATOS DE ENTRADA		
PROPIEDADES DE FLUIDOS	VALOR	UNIDADES
Factor compresibilidad (Z)	0,99	
Densidad de gas	0,34	b/ft3
Densidad de líquido	43,24	b/ft3
CONDICIONES DE PROCESO		
Flujo de gas	0,035	MMSCFD
Flujo de aceite	170	bopd
Flujo de agua	13	bwpd
Presión	33	psia
Temperatura	75	°F
PARÁMETROS DE PROCESO		
Diámetro de partícula	150	micrones

Tabla 15. Dimensiones elegibles.

DIMENSIONES ELEGIBLES		
tr(min)	d (min)	Long (ft)
5	25	7

De igual forma en la Tabla 24 se muestran las especificaciones de los separadores bifásicos requeridos en esta alternativa en comparación con las especificaciones de las alternativa 2.

5.2 ALTERNATIVA 2: EXPANSIÓN DEL GAS POR MEDIO DE VÁLVULA JOULE-THOMSON, REFRIGERACIÓN MECÁNICA.

5.2.1 *Chiler* para etapa de post-enfriamiento luego de refrigeración mecánica.

En esta alternativa se considera el enfriamiento del gas utilizando propano como fluido de enfriamiento, para lo cual se requiere un Chiller, el cual recibirá la corriente del proceso después de haber sufrido una expansión por medio de válvula Joule Thomson a una temperatura de 95 °F. Este operará a una presión de entrada de 450 psig con el fin de

tener una eficiencia de enfriamiento adecuada, sin que los costos del mismo aumenten de manera considerable.

En la Tabla 23 se muestran las especificaciones del Chiller requerido en esta alternativa en comparación con las especificaciones del Intercambiador Gas – Gas de la alternativa 1.

5.2.2 Separador bifásico horizontal ciclo propano

Inicialmente, la corriente de salida del compresor, sufre un proceso de expansión por medio de la válvula Joule Thomson para luego pasar por un ciclo de refrigeración mecánica donde la corriente se enfría antes de entrar al separador bifásico horizontal donde recibirá la corriente a una presión de 450 psig y una temperatura de 70 °F. Las razones por la cual se seleccionó un separador bifásico horizontal obedecen a las mencionadas en el numeral 5.1.2.

En la Tabla 16 se muestran los datos, condiciones y características tenidas en cuenta para el cálculo de las dimensiones del separador trifásico. En la Tabla 17. se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 16. Datos de entrada separador bifásico horizontal Alternativa 2

DATOS DE ENTRADA		
PROPIEDADES DE FLUIDOS	VALOR	UNIDADES
API crudo	82,9	
Gravedad específica gas	0,64	
Viscosidad de gas	0,01	cP
Factor compresibilidad (Z)	0,99	
Densidad de gas	0,34	b/ft3
Densidad de líquido	43,24	b/ft3
CONDICIONES DE PROCESO		
Flujo de gas	5	MMSCFD
Flujo de aceite	170	bopd
Flujo de agua	13	bwpd
Presión	465	psia
Temperatura	90	°F
PARÁMETROS DE PROCESO		

Diámetro de partícula	150	micrones
-----------------------	-----	----------

Tabla 17. Dimensiones elegibles.

DIMENSIONES ELEGIBLES		
tr(min)	d (min)	Long (ft)
5	30	10

5.2.1 Sistema de expansión con válvulas en tres etapas.

Debido a la alta presión que se maneja durante todo el proceso (450 psig) y con el fin de estabilizar la corriente de condensados para pasar a ser mezclados con la corriente de crudo de la Estación Matachín Norte en el tanque TK – 109D que opera a condiciones atmosféricas se dispuso de un sistema de expansión por válvula Joule Thomson de 3 etapas. La primera etapa disminuye la presión desde 450 psig hasta 300 psig, la segunda etapa hasta 150 psig y la tercera alcanza una presión de 60 psig.

5.2.2 Separador Bifásico Vertical

Debido a las condiciones de salida de la corriente de gas del separador bifásico horizontal es necesario instalar un separador bifásico vertical cuyo propósito sea estabilizar la corriente a condiciones atmosféricas previo a la entrada a del tanque de almacenamiento de la corriente de crudo de la estación, el TK - 109D donde se efectuará la mezcla de la corriente de condensados con la de producción de la estación. La corriente de salida del separador bifásico vertical entra al separador general con una presión de 60 psig y una temperatura promedio de 60 °F después de haber sufrido la expansión por tres etapas. Se instalará una válvula *Kimray* aguas abajo del separador bifásico vertical y se calibrará a una presión promedio de 17 psig con el fin de regular la presión del separador y lograr estabilizar la corriente. El exceso de gas irá hacia gas combustible. Esta etapa es de gran importancia para el proceso ya que por seguridad de procesos se debe evitar la generación de ambientes explosivos y emanación de vapores calientes por lo cual se debe estabilizar la corriente.

En la Tabla 18 se muestran los datos, condiciones y características tenidas en cuenta para el cálculo de las dimensiones del separador bifásico horizontal, en la Tabla 19 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 18. Datos de Entrada Separador Bifásico Vertical Alternativa 2

DATOS DE ENTRADA		
PROPIEDADES DE FLUIDOS	VALOR	UNIDADES
API crudo	82,9	
Gravedad específica gas	0,64	
Viscosidad de gas	0,01	cP
Factor compresibilidad (Z)	0,99	
Densidad de gas	0,34	b/ft3
Densidad de líquido	43,16	b/ft3
CONDICIONES DE PROCESO		
Flujo de gas	0,079	MMSCFD
Flujo de aceite	158	bopd
Flujo de agua	13	bwpd
Presión	32	Psia
Temperatura	80	°F
PARÁMETROS DE PROCESO		
Diámetro de partícula	150	Micrones

Tabla 19. Dimensiones elegibles.

DIMENSIONES ELEGIBLES		
tr(min)	d (min)	Long (ft)
5	30	10

De igual forma en la Tabla 24 se muestran las especificaciones de los separadores bifásicos requeridos en esta alternativa en comparación con las especificaciones de las alternativa 2.

5.2.3 Ciclo de refrigeración mecánica

El ciclo de Refrigeración Mecánica que se propone para la alternativa 2, consta de un *Cooler*, una válvula *Joule – Thomson* y un compresor de propano y tiene como fin bajar la

temperatura de la corriente de salida de la válvula Joule Thomson del proceso, con la que se expande la corriente de salida del Compresor C – 108 que proviene con una presión de 1000 psig y una temperatura de 125 °F hasta 450 psig. La temperatura que se alcanza en dicha expansión es de 96°F y con el ciclo de refrigeración mecánica se disminuye hasta 72 °F.

A continuación en las tablas Tabla 20, Tabla 21 y Tabla 22 se presentan las condiciones de diseño requeridas para cada uno de los 3 equipos que conforman el ciclo de refrigeración mecánica.

Tabla 20. Compresor ciclo propano

COMPRESOR DE PROPANO		
ITEM	DATOS	UNIDADES
Capacidad	0,9	MMSCFD
Presión de succión	17	psig
Presión de descarga	129	psig
Temperatura de succión	-10	°F
Temperatura de Descarga	114	°F
Número de etapas	1	--
Potencia	70	HP

Tabla 21. Cooler ciclo de propano

COOLER CICLO DE PROPANO		
ITEM	DATOS	UNIDADES
Capacidad	0,9	MMSCFD
Temperatura de entrada	114	°F
Temperatura de salida	80	°F
<i>Dutty</i>	370000	BTU/h

Tabla 22. Válvula de expansión ciclo de refrigeración mecánica

COOLER CICLO DE PROPANO		
ITEM	DATOS	UNIDADES
Capacidad	0,9	MMSCFD
Delta de Presión	113	psig
Temperatura de entrada	80	°F
Temperatura de salida	-10	°F

Tabla 23. Listado de Equipos: Intercambiador Gas-Gas

Alternativa 1: Intercambiador Gas-Gas

Alternativa 2: Chiller

ALTERNATIVA	FLUIDO		CONDICIONES DE OPERACIÓN								CONDICIONES DE DISEÑO				DUTY [MMBTU/h]
	CARCASA	TUBO	CARCASA				TUBO				CARCASA		TUBO		
			ENTRADA		SALIDA		ENTRADA		SALIDA		Temperatura [°F]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Presión [psig]	
			Temperatura [°F]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Presión [psig]					
Alternativa 1.	Gas	Gas	23	78	87	77	125	1000	88	999	150	150	150	1100	340000
Alternativa 2.	Gas	Gas	-10	17	-10	16	95	450	75	450	N/A	N/A	150	500	19000

Tabla 24. Comparación Separador Trifásico por alternativa propuesta

ALTERNATIVA	FLUJO	TIPO	DIMENSIONES		CAPACIDAD DE PROCESO		CONDICIONES DE OPERACIÓN		CONDICIONES DE DISEÑO	
			Longitud [ft]	Diametro [in]	Dato	Unidades	Temperatura [°F]	Presión [psig]	Temperatura [°F]	Presión [psig]
1	Gas	Horizontal	10	30	5	MMSCFD	50	300	400	330
1	Liquido	Vertica	7	25	175	BPD	75	18	85	23
2	Gas	Horizontal	10	30	5	MMSCFD	90	450	115	495
2	Liquido	Vertica	7	25	175	BPD	80	18	95	23

6. LÍNEA DE FLUJO

6.1 LÍNEA DE FLUJO DE INTERCONEXIÓN MATACHIN NORTE – MATACHIN SUR

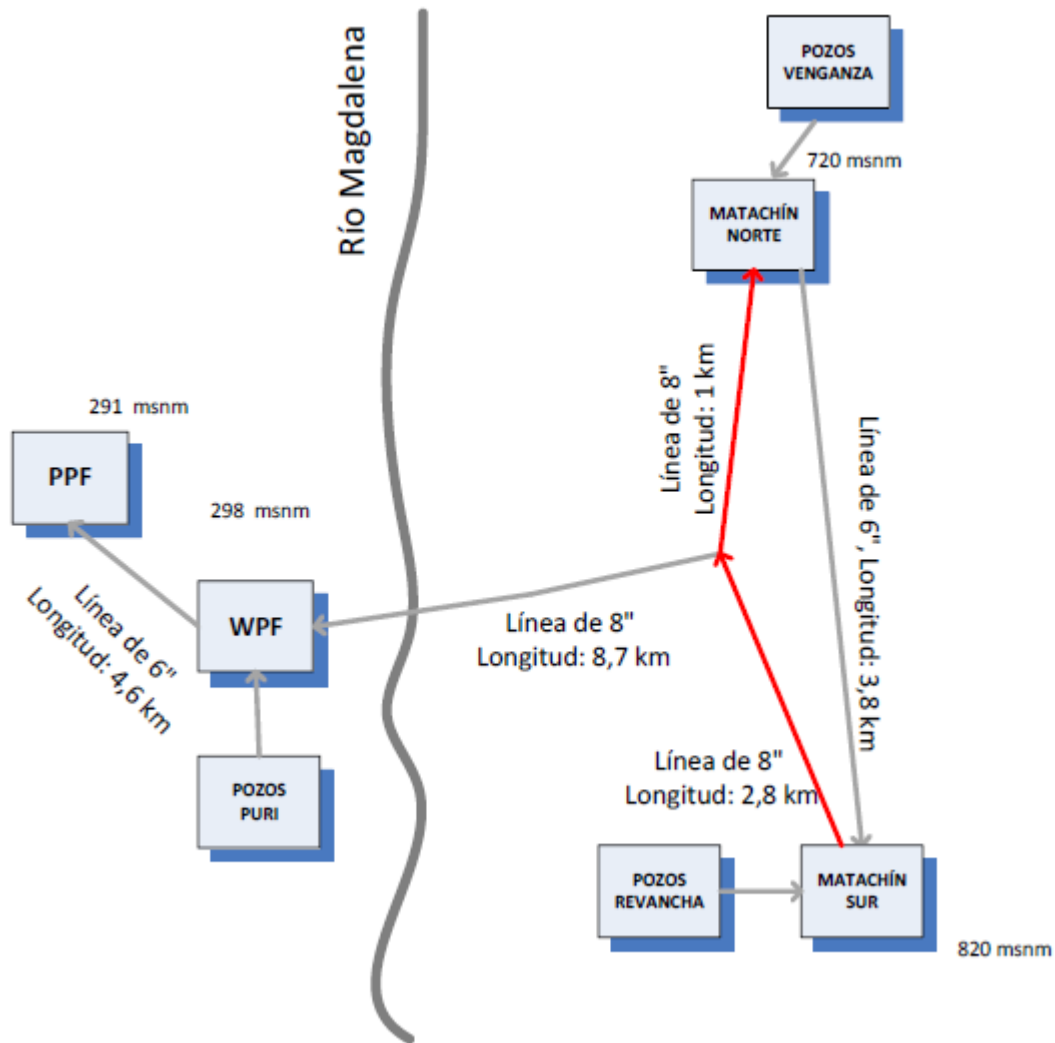
Como se mencionó en el numeral 1.5.2 y por disposición del gas que se necesita para llevar a cabo el proceso de aprovechamiento para maximizar la recuperación de condesados, teniendo como punto de partida que el gas de Matachín Norte presenta mayor riqueza que el de Matachín Sur, según los pronósticos de producción de gas y el escenario establecido como base de diseño, la corriente de gas recolectada en la estación Matachín Sur, supliendo las necesidades de la misma, deberá ser enviada hacia Matachín Norte con el fin de aprovechar todo el gas de esta estación y suplir sus necesidades (gas consumo y gas de cobertura) con el gas proveniente Matachín Sur, razones por las cuales fue necesario definir qué línea actualmente existente se podía utilizar para el transporte entre estaciones y evitar así el aumento en costos de inversión al requerirse la instalación de una nueva línea de gasoducto.

Existe una línea de 6" en la que actualmente el gas sobrante de Matachín Norte es enviado a Matachín Sur a alta presión para ser usado como gas *disposal*. Según lo expuesto anteriormente, el requerimiento actual de transporte es inverso por lo que se requiere llevar el gas de Matachín Sur a Matachín Norte. Por tal motivo se realizó una evaluación hidráulica a nivel conceptual de dicha transferencia y se obtuvo como resultado que la presión de salida del gas de Matachín Sur no es suficiente para llegar a la estación Matachín Norte. En la Tabla 25 se muestran los valores obtenidos para estas condiciones.

A partir del resultado anterior y según el esquema mostrado en la Figura 7 se encuentra disponible una línea de transferencia de agua de 8" de diámetro, la cual actualmente está siendo utilizada para transporte de gas entre estas dos estaciones. Dadas estas condiciones, se realizó la evaluación hidráulica para el transporte de gas de Matachín Sur a Matachín Norte por esta línea, obteniéndose como resultado que la presión de salida del gas de Matachín Sur de 40 psig es suficiente para llegar a la estación Matachín Norte con una presión de 30 psig.

Esta corriente se unirá a la corriente de gas de Matachín Norte en un *manifold* a la entrada del *scrubber* V-105 para equilibrar las presiones. En la Tabla 25 se muestran los valores obtenidos para estas condiciones.

Figura 7 Diagrama Acueducto CPR Espinal



6.2 TRAMO MATACHIN NORTE – ESTACIÓN PPF

Con el objeto de continuar supliendo los 2,9 MMSCFD de gas requerido en la Estación PPF, incluyendo los 0,5 MMSCFD para autogeneración y los 2,4 MMSCFD para venta de

alimentación a turbinas, el gas resultante del proceso de recobro de condensados 4,7 MMSCFD será enviado por la línea existente de la siguiente manera (Ver Figura 9):

- Tramo de 6" desde la estación Matachín Norte hasta Casa Verde.
- Tramo de 6" desde Casa Verde hasta la Estación WPF.
- Tramo de 4" desde la Estación WPF hasta la Estación PPF.

El gas llega a la Estación PPF a una presión de 165 psig. De esta manera se logra cumplir con los requerimientos del gas y se evita la instalación de compresor *booster* para alimentación a las turbinas ubicadas en esta Estación. En la Tabla 25 se presentan las características de estas líneas mencionadas.

Figura 8 Diagrama Gasoducto CPR Espinal

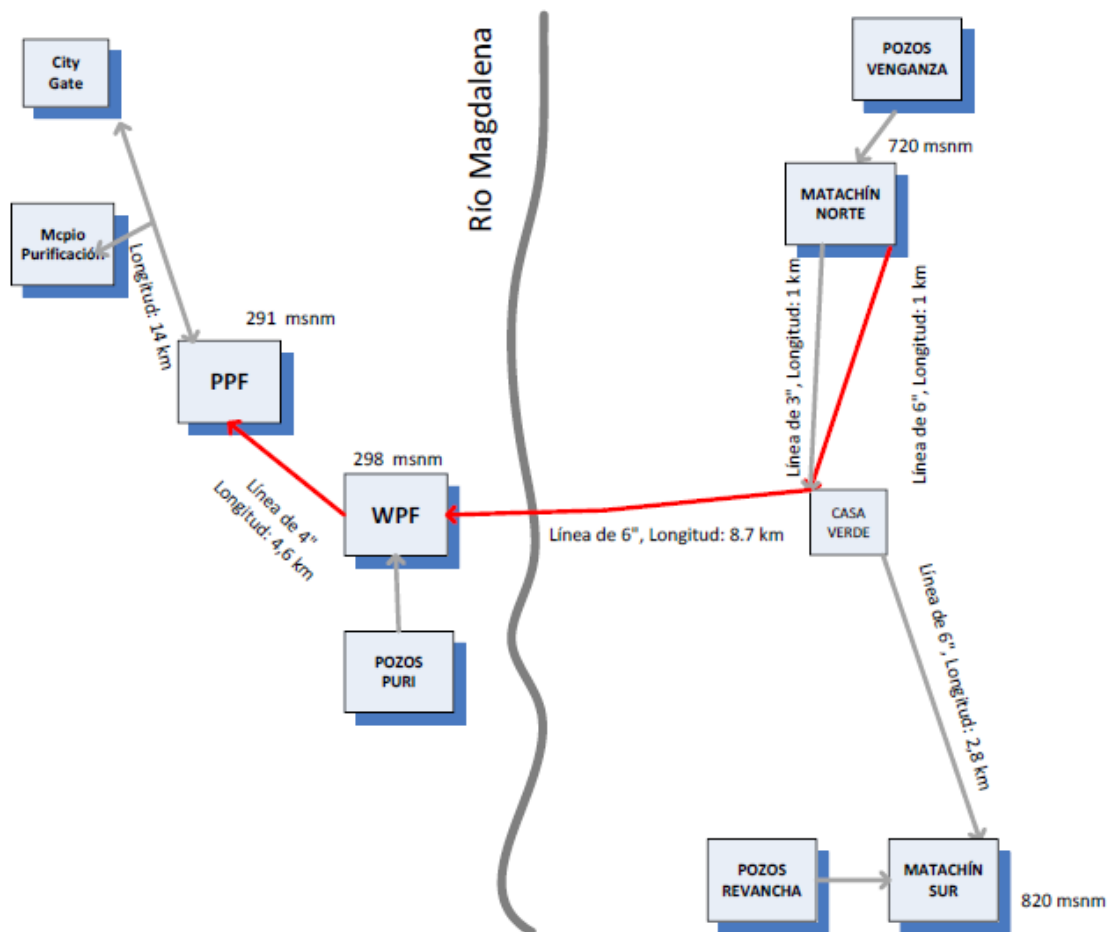


Tabla 25. Especificación tramos de tubería para transporte de gas entre estaciones

ITEM	SERVICIO	FASE	FLUJO [MMCFD]	DIAMTRO LINEA [in]	LONGITUD [KM]	ORIGEN	DESTINO	PRESIÓN INICIAL [psig]	PRESIÓN FINAL [psig]	FASE DE FLUIDOS	SCH	ANSI
1	Transporte de Gas desde Matachín Sur hacia Matachín Norte	Gas	4,0	6	3,8	Línea de Despacho de Gas	Scrubber de Succión V-105	40	--	Gas	40	300
2	Transporte de Gas desde Matachín Sur hacia Matachín Norte (Antigua Línea de Agua)	Gas	4,0	8	3,8	Línea de Despacho de Gas MS	Scrubber de Succión V-105	40	30	Gas	40	300
3	Transporte de Gas desde Matachín Norte hasta PPF	Gas	4,7	6	9,7	Intercambiador gas-gas Estación Matachín	Estación PPF	297	165	GAs	40	300
				4	4,6							

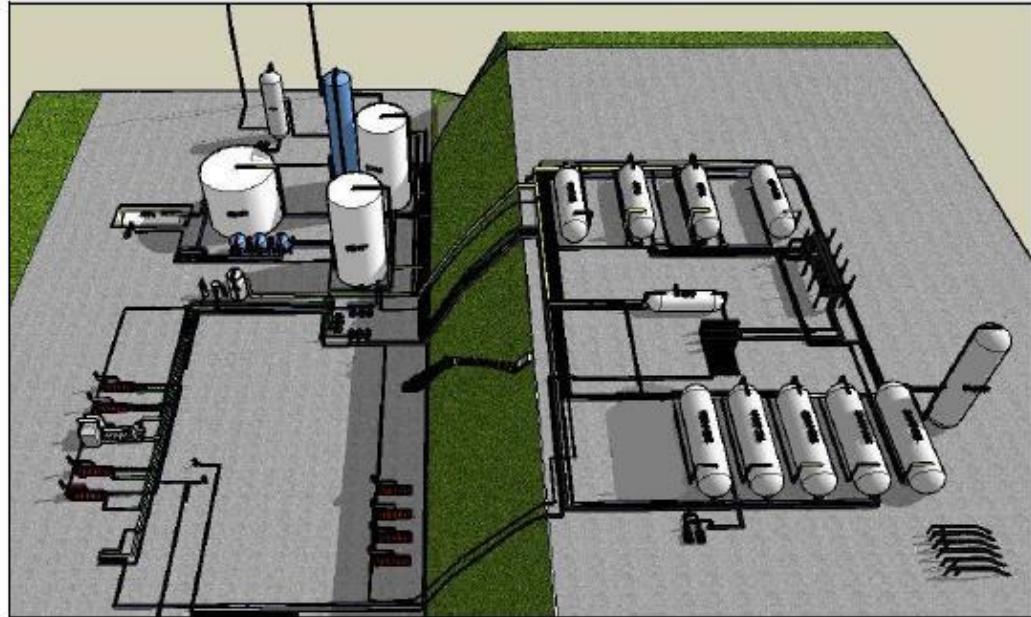
7. AREA DISPONIBLE PARA INSTALACIÓN DE EQUIPOS

El terreno de la Estación Matachín Norte está conformado por dos terrazas, una inferior y otra superior. En la terraza superior se encuentran las facilidades para el manejo de crudo que incluyen el *Manifold* de entrada a la Estación, un *slug catcher* cuyo propósito es controlar el flujo intermitente (baches) de los pozos, para que los fluidos entren a los separadores de producción general con flujo laminar, los separadores generales, de prueba y los tanques de recibo de crudo.

En la terraza inferior se encuentran los procesos y facilidades para el manejo de gas y agua de la Estación. Sistema de separación, sistema de tratamiento de agua, bombas de transferencia, filtros, decantadores, entre otros.

Para el proceso de gas, se encuentran los compresores, *scrubbers* de separación, torre de deshidratación (actualmente en desuso) y la unidad cascada Joule – Thomson. En la Figura 10, se ilustra el esquema de distribución del campo Matachín Norte anteriormente descrito.

Figura 9 Distribución facilidades de Superficie Matachin Norte



Siendo estas las condiciones actuales del campo donde se considera la instalación de las facilidades que se requieren para el proceso de aprovechamiento del gas tanto de Matachín Norte como de Matachín Sur, durante el trabajo de campo realizado, se evidenció que actualmente el campo tiene pocas áreas disponibles para tal fin. Primero, debido a que los procesos que se llevan a cabo en la terraza inferior, y en segundo lugar debido que por seguridad de proceso se deben respetar los límites de los equipos de *workover* y diferentes trabajos que se hacen sobre el pozo productor que se encuentran en la terraza inferior del campo.

No obstante, se tiene un área que podría ser utilizada para la instalación de los equipos requeridos. Esta se encuentra ubicada en la zona nororiental de la terraza inferior del campo justo detrás del Scrubber de succión V – 110 tal como se evidencia en la Figura 11 y cuenta con un área aproximada de 150 m².

Figura 10 Zona para instalación de Equipos



8. CONEXIÓN A SISTEMA DE GAS

El punto de conexión de Gas en Matachin norte se realizara en el Scrubber V-105, equipo por el cual pasan todas las corrientes de gas de la estación.

Figura 11 Scrubber V-105 Matachin Norte



Los puntos de conexión en Matachin Sur se realizarán sobre los scrubber V-605 y V-603, equipos usados para remoción de líquidos de gas consumo. Actualmente el excedente de gas es enviado a tea para su quema.

Figura 12 Scrubber V-605 y V-603 Matachin Sur



9. SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA

Con el objeto de determinar la alternativa que se adoptará en la siguiente fase de la ingeniería para la recuperación de condensados de la corriente de gas residual de las Estaciones Matachín Norte y Matachín Sur, se definió y evaluó de manera técnica y económica las dos (2) alternativas de proceso identificadas anteriormente, considerando los aspectos de la evaluación técnica y económica, además de los valores de ponderación para tener en cuenta en la evaluación. Es importante destacar que el consolidado económico podrá tener una desviación de -20% +40% con respecto al costo real (Estimado clase IV), y su objetivo único es contar con fundamento para calificar las alternativas conceptuales por costos, razón por la cual no se considera como un presupuesto oficial para el proyecto.

9.1 METODOLOGÍA

En el desarrollo de la ingeniería conceptual se plantearon dos alternativas de proceso, cuyos diagramas de flujo de proceso se presentaron anteriormente y se compararon aspectos técnicos de cada una de estas. Se realizó pre-dimensionamiento de equipos principales, con lo cual se obtuvieron especificaciones y se adelantaron cotizaciones con proveedores, quienes suministraron información técnica que permitió hacer una evaluación matricial de las alternativas teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

1. Costo de la alternativa.
2. Vida útil de la alternativa.
3. Condiciones de operación y comportamiento del equipo.
4. Consideraciones de espacio.
5. Mantenimiento.
6. Eficiencia energética.

9.2 ESTIMACIÓN DE COSTOS DE CAPITAL

Dentro de los criterios considerados para la evaluación de las alternativas se tiene en cuenta el costo de cada alternativa. Este aspecto contempla el CAPEX, incluyendo

suministro y montaje de equipos, lo cual se valora en pesos colombianos. En la Tabla 26 se muestran los costos para cada uno de los equipos considerados por alternativa y en la Tabla 27 se totalizan estos costos con el fin de realizar la respectiva comparación.

Tabla 26. Costos implementación Alternativa 1 y 2

ALTERNATIVA	DESCRIPCIÓN	SUMINISTRO [COP]	MONTAJE [COP]	TOTAL [COP]
Alternativa 1.	Intercambiador Gas-Gas	\$ 630.070.500	\$ 115.321.600	\$ 745.392.100
Alternativa 2.	Unidad de refrigeración Mecánica	\$ 844.000.000	\$ 163.520.000	\$ 1.007.520.000
Alternativa 1.	Separador Bifásico Horizontal	\$ 76.811.000	\$ 31.356.800	\$ 108.167.800
Alternativa 2.		\$ 85.430.911	\$ 31.356.800	\$ 116.787.711
Alternativa 1.	Separador Bifásico Vertical	\$ 65.765.400	\$ 31.356.800	\$ 97.122.200
Alternativa 2.		\$ 55.765.400	\$ 31.356.800	\$ 87.122.200

Tabla 27. Costos implementación por Alternativas

ALTERNATIVA	COSTO TOTAL [COP]
Alternativa 1.	\$ 950.682.100
Alternativa 2.	\$ 1.211.429.911

9.3 EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA ALTERNATIVE 1 Y 2

La intención de esta sección es revisar las dos alternativas propuestas de procesos presentadas anteriormente para definir una de ellas desde el punto de vista técnico. En la Tabla 28 se presenta la comparación de la evaluación realizada a cada una de las alternativas propuestas.

Tabla 28. Comparación de Alternativas

ITEM	ASPECTO A EVALUAR	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2
1	Cantidad de equipos	El número de equipos es menor en comparación a la alternativa 2	Se tiene mayor número de Equipos (compresor, Cooler y acumulador del ciclo de refrigeración mecánica).

ITEM	ASPECTO A EVALUAR	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2
2	Instrumentación	Esta alternativa incluye menor número de instrumentos, se controla el desalojo de líquidos de los separadores bifásicos horizontal y vertical, y se protege con válvula de seguridad para alta presión (1000 psig). Adicionalmente, se incluye la instrumentación para el monitoreo de temperaturas, presiones y niveles de líquido.	La alternativa incluye mayor número de instrumentos debido a que se tiene que controlar y proteger la operación del compresor y el Cooler del ciclo de propano
3	Mantenimiento	Se disminuyen los puntos de mantenimiento y su costo asociado	Al tener más equipos se incrementan los costos de mantenimiento y los puntos de falla del sistema.
4	Filosofía de control y operación	La filosofía de operación está centrada en el control de desalojo de líquidos de los separadores bifásicos horizontal y vertical, y la instrumentación para el monitoreo de temperaturas, presiones y niveles de líquido	La filosofía de control y operación es más dispendiosa debido a la inclusión de los equipos del ciclo de propano para refrigeración del gas.
5	Área	El área es menor por tratarse de menor número de equipos.	Se requiere mayor área para disposición de equipos.
6	Eficiencia Energética	En esta alternativa la corriente fría proveniente del separador bifásico horizontal es utilizada para pre-enfriar el gas previo a la expansión del mismo.	En la alternativa 2, para el enfriamiento del gas posterior a la expansión se utiliza el ciclo de propano, con lo cual la corriente de gas fría proveniente del separador trifásico no es aprovechada, lo cual representa mayor gasto de energía en comparación a las alternativa 1.
7	Costo Inicial de inversión	Los costos de inversión son menores por tener menos equipos e instrumentos.	Los costos de inversión son mayores por tener más equipos e instrumentos asociados en comparación con la otra alternativa identificada.
8	Costos Operativos	Costos operativos menores por tener menor requerimiento de equipos y de servicios industriales.	Los costos operativos son mayores por tener más equipos para mantenimiento adicionalmente por tener más consumo de energía y servicios industriales.

De la anterior comparación se puede observar que la alternativa 2 no es favorable técnicamente por incurrir en un mayor número de equipos y de instrumentación, adicionalmente el costo operativo de esta alternativa es mayor, no solo por la pérdida de energía sino por el no aprovechamiento de la corriente fría proveniente de la expansión del gas y por el consumo de servicios industriales adicionales. La alternativa 1 es conveniente desde el punto de vista de eficiencia energética, filosofía de operación y áreas, y adicionalmente los requerimientos de mantenimiento, instrumentación y costos iniciales de inversión son menores que para la alternativa 2. Por lo tanto, desde el punto de vista técnico, se recomienda el esquema de operación en el cual el gas de descarga del compresor C-108 es pre-enfriado en un intercambiador gas-gas y expandido (válvula Joule Thomson), lo cual corresponde a la alternativa 1.

10. ANALISIS ECONOMICO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

Con el propósito de desarrollar el análisis económico y cálculo estimado de la recuperación de la inversión para la alternativa seleccionada (alternativa 1), el estudio se enfocó principalmente en el Valor Presente Neto (VPN) y la Tasa Interna de Retorno de la inversión (TIR) de la alternativa seleccionada, considerando que el volumen de condensados recuperados para la alternativa 1 es de 160 BPD. A continuación en la Tabla 29 se presenta el análisis económico para esta alternativa, utilizando los costos de capital presentados anteriormente.

Tabla 29. Precios de los productos obtenidos

PRODUCTOS OBTENIDOS	VALOR [\$/COP]
Gas de venta en condiciones boca de pozo	\$ 1.390 COP/MMBTU
Condensados recuperados (incremento producción de crudo Estación Matachín Norte)	\$187.600

Tabla 30. Evaluación económica alternativa seleccionada

PROYECTO DE INVERSIÓN	SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS DE CPR ESPINAL
Vida Útil	2 años
Inversión de activos fijos y montaje.	\$ 950.682.000
Gastos Fijos (Personal, repuestos equipos, químicos, combustibles, etc.) comparado con una planta similar como es el caso de Guepajé cuyo presupuesto de gastos es del orden de 2000 millones de pesos año.	\$ 75.000.000
Costo Materia Prima (Gas natural precio Boca de pozo 5 Giga Btu/d proyectado a dos años)	\$ 5.073.500.000
Total de inversión	\$ 6.099.182.000
Valor a Depreciar	\$ 760.000.000
Valor anual a depreciar	\$ 380.000.000
Valor Final en libros	\$ 190.000.000
valor de venta de activos fijos	\$ 190.000.000
Capital de Trabajo (Son los Recursos requeridos para poder operar) se va a restablecer con inflación	90%
Costos de Ingeniería del Proyecto	\$ 450.000.000
Amortización anual cotos de Ingeniería	\$ 225.000.000
Tasa de impuestos	35%
Ventas en términos reales (se asume una declinación de la producción del 3% anual)	-3%
Inflación esperada (Con base en las cifras reales esperadas aunque para este año el Gobierno la calculó en 2%)	3%

Tabla 31. Valor Presente Neto, Tasa Interna de Retorno alternativa seleccionada



11. CONCLUSIONES

- A partir de la evaluación técnico-económica desarrollada en el presente estudio para recuperar condensados de la corriente de gas residual de las Estaciones Matachín Norte y Matachín Sur, fue seleccionada la alternativa 1, cuyo proceso consiste en primer lugar en un pre-enfriamiento, para luego ser expandida a través de válvula Joule Thomson. Se determinó que esta alternativa es la más viable teniendo en cuenta que estas condiciones de operación maximizan el recobro de condensados, los costos de implementación a su vez son bajos y las ventajas desde el punto de vista técnico son mayores en comparación a los requerimientos de la alternativa 2.
- Una de las mayores ventajas de la alternativa seleccionada es que el nivel de eficiencia energética es considerable, ya que en este proceso se aprovecha la corriente fría proveniente del separador bifásico horizontal para enfriar la corriente proveniente del proceso de compresión, representando un ahorro energético y en costos significativo como se evidencia en el estudio.
- Según la sensibilidad de parámetros realizada para las condiciones de operación propuestas, en la alternativa seleccionada no se evidencia formación de hidratos en ninguna de las etapas del proceso. Por esta razón, no es necesario hacer uso de la torre de deshidratación de glicol.
- Teniendo en cuenta que la corriente de gas de 4,7 MMSCFD obtenida después del proceso de recobro de condensados es más seca, disminuyendo su *dew point* por contenido de hidrocarburo y su contenido de agua, se recomienda evaluar la posibilidad de negociar el precio de venta del gas a disponer en la estación PPF para alimentación a las turbinas a instalar en esta Estación.

12. RECOMENDACIONES

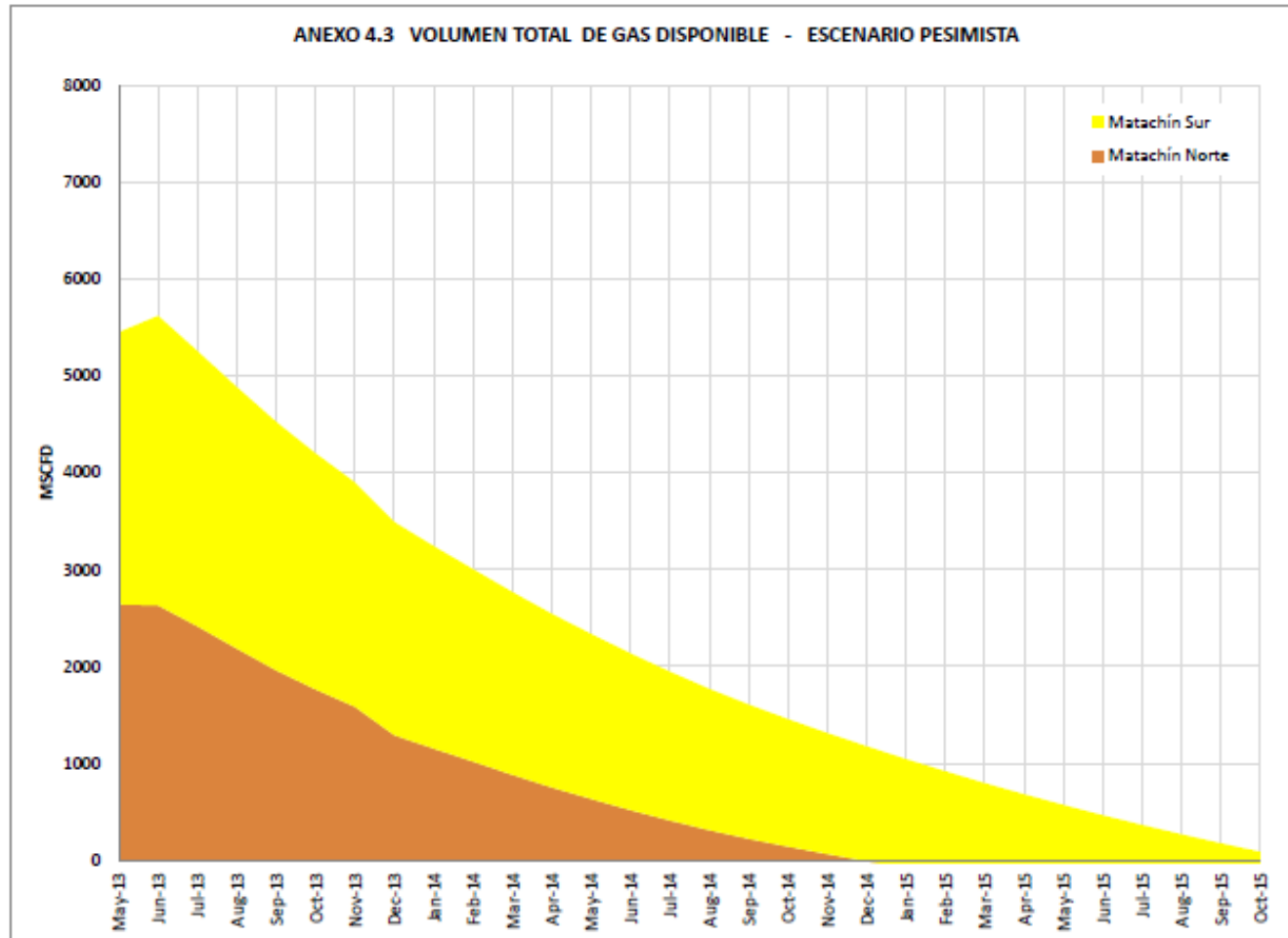
- Se recomienda que los condensados obtenidos del *scrubber* de succión V-105 del Compresor C-108 (8 BPD), se mezclen con la corriente de condensados recuperados mediante el uso de una bomba de baja capacidad debido a que en la actualidad estos están siendo enviados al *skimmer* de la estación Matachín Norte.
- Se recomienda reajustar los costos económicos previos al desarrollo del proyecto de acuerdo a los nuevos umbrales de aprobación de los mismos.

BIBLIOGRAFIA

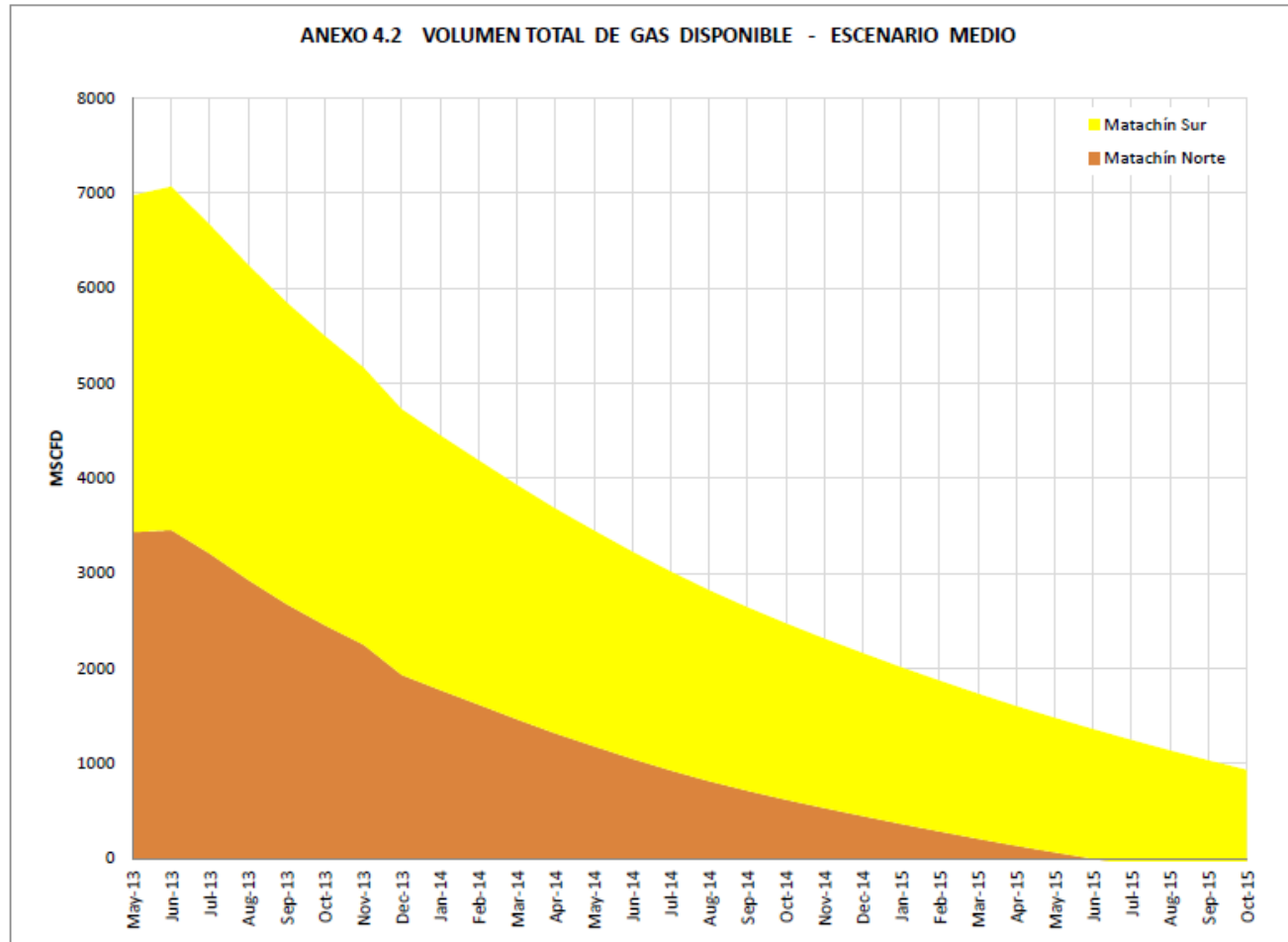
- BAGAJEJCZ. M. y CABRERA. E. Data Renconciliation in Pipeline Systems. University of Oklahoma. USA. 2002.
- . BEGGS. H.D. Production Optimization Using Nodal Analysis. OGCI Publications. Tulsa, Oklahoma. USA. 1991.
- . BIRD. R.B. Fenómenos de Transporte. 1ª Edición. Editorial Reverté S.A. Nueva York. 1997.
- . CAMPBELL, J. Gas conditioning and Processing.1998.
- . GPSA. Engineering Data Book. 1987.
- ARNOLD Kern. Surface production operations. Volume 1- Design of Oil - Handling Systems and Facilities. Gulf Publishing Company. Huston, Texas. 1986.
- . AGA REPORT No. 7. Measurement of Gas by Turbine Meter
- . ANSI/ASME B31.8. Gas Transmission and Distribution Piping Systems.

- · API. American Petroleum Institute Spec. 5L Specifications for Lines Pipes.
- · API. American Petroleum Institute Spec. 6D Specifications for Pipeline Valves.
- · API. American Petroleum Institute Spec. 12J Specifications for Oil and Gas Separators.
- · API. American Petroleum Institute Spec. 12K Specifications for Indirect Type Oil – Field Heaters.
- MARTÍN. C. Fundamental of Pipeline Engineering. IFP Publications. Paris. 1984.
- PÉREZ MARTHA ILCE, CALDERÓN ZULLY. Orientaciones prácticas para la elaboración exitosa de trabajo de grado de ingeniería. 2011.
- · PERRY, R y otros. Manual del Ingeniero Químico. Tercera Edición. 1999.
- · PRANDTL. L. Essentials of Fluid Dynamics. Hafner Publishing Company. New York. 1952.
- SCHWEITZER, Phillip A. Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers. 1979.
- · TEMA. Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association. 1992.
- · TERNYIK. J. Virtual Measurement in Pipes. Part 1: Flow Patterns Correlations. SPE 30975. Morgantown. USA. 1995.
- · WALKER, W.H. Lewis W.K. McAdams W.H. Principles of Chemicals Engineering. 2a Edition. 1927.

Anexo A. Pronósticos de Producción de gas Escenario Pesimista



Anexo B. Pronósticos de Producción de gas Escenario Medio



Anexo C. Pronósticos de Producción de gas Escenario Optimista

