

DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS PARA
EL CAMPO LA LOMA

ALBERTH RAMIREZ FUENTES

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE BUCARAMANGA
ESCUELA DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO-MECANICAS
INGENIERIA EN ENERGIA

2012

DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS PARA
EL CAMPO LA LOMA

ALBERTH RAMIREZ FUENTES

PROYECTO DE GRADO II

MSc LUIS EDUARDO JAIMES

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE BUCARAMANGA
ESCUELA DE CIENCIAS NATURALES E INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO-MECANICAS
INGENIERIA EN ENERGIA

2012

DEDICATORIA

A Mis Padres

Por enseñarme con acciones que cuando se siembra con lágrimas, se recoge con alegría. Por invertir en este negocio aun cuando la tasa de retorno no sea atractiva. Por soñar conmigo, reír conmigo y disfrutar esta nueva etapa conmigo.

Al Equipo Dyprotec

Por tomarse el tiempo de enseñarme cada uno de los pormenores de este proyecto. En especial a la Ing. Adriana Cano, por hacerme caer en cuenta que cada vez que vea este documento la conclusión siempre será “se puede hacer mejor”.

A Dios

El último de la lista y el primero en mi vida.

CONTENIDO

RESUMEN	VI
LISTA DE FIGURAS	VIII
LISTA DE TABLAS	IX
LISTA DE SIMBOLOS	X
INTRODUCCION	XI
OBJETIVOS	XIII
ANTECEDENTES	XIV
ESTADO DEL ARTE	XVI
CAPITULO I. MARCO TEORICO	
1. Fundamentos Teóricos Básicos	18
1.1. El Gas Natural	18
1.2. Usos	18
1.3. Requisitos y especificaciones	19
1.4. Deshidratación	19
1.4.1. Deshidratación con Refrigeración	20
1.4.2. Disminución del Punto de Rocío	25
1.5. Condensados del Gas Natural	28
CAPITULO II. MARCO METODOLÓGICO	
1. Generalidades del Proyecto	29
1.1. Bases Generales del diseño	29
1.2. Condiciones del sitio y climatología	31
1.2.1. Precipitación	32
1.2.2. Temperatura	32
1.2.3. Elevación	32
1.2.4. Presión Barométrica	33
2. Esquema del Proceso	33

CAPITULO III. PRESENTACION DE ANÁLISIS Y RESULTADOS

1. Condiciones de diseño y Propiedades del Gas.....	35
2. Análisis del Gas de Alimentación	37
3. Simulaciones	41
3.1. Simulación Proceso Deshidratación con Glicol.....	42
3.2. Simulación Proceso Joule-Thompson	43
3.3. Simulación Proceso Refrigeración Mecánica.....	44
4. Comparativo de los procesos simulados.....	45
4.1. Escenario Suministro de Glicol.....	45
4.2. Requerimiento Energético	48
4.3. Cuadro Comparativo	49
5. Descripción de la planta seleccionada	52
6. Requerimientos	55
CONCLUSION	57
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	58
ANEXOS	60

RESUMEN

Como parte de la fase de planificación del modelo de abastecimiento estratégico de la compañía operadora, esta adelanta actividades a través de su departamento de Campos Menores encaminadas a reactivar la producción del campo de Gas Condensado “La Loma”. Para alcanzar la meta de reactivación del campo propuesta por la DCM¹, basados en las características de los fluidos y condiciones del campo (presiones, caudales y composición, entre otros) se requiere contar con las Facilidades de Superficie que permitan cumplir con los siguientes objetivos fundamentales:

- Recibir los fluidos provenientes de los pozos en las cantidades y condiciones previstas por el plan de Desarrollo del campo.
- Realizar la separación primaria de los fluidos de producción para obtener gas de beneficio económico.
- Realizar el tratamiento y reinyección de agua para su disposición final de forma controlada y con cero emisiones.
- Todo lo anterior usando el mínimo de equipos y auxiliares, manteniendo los parámetros de confiabilidad y seguridad establecidos.

El objetivo fundamental de la compañía (DYP) es construir una planta de tratamiento para:

- Acondicionar el gas producido para obtener gas a condiciones de venta según el Reglamento Único de Transporte RUT.

¹ Departamento de Campos Menores

- Recuperar gasolina natural (condensados estabilizados) a partir de los líquidos provenientes del proceso de acondicionamiento del gas, en condiciones adecuadas para almacenamiento atmosférico.

El alcance de este proyecto será escoger conceptualmente el tipo de tratamiento, los equipos necesarios y el análisis económico que permita saber la rentabilidad para DYP del proyecto que plantea el cliente.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 Ciclo de Deshidratación con Refrigeración Mecánica.....	19
Figura 2 Ciclo de Refrigeración Mecánica.....	20
Figura 3 Ciclo de Refrigeración varias etapas	20
Figura 4 Deshidratación con Refrigeración Mecánica y Joule-Thompson	21
Figura 5 Válvula Joule-Thompson	21
Figura 6 Deshidratación con Turbo-expander	22
Figura 7 Turbina de Expansión.....	23
Figura 8 Ciclo de Regeneración del Glicol.....	24
Figura 9 Ubicación del Campo	26
Figura 10 Pronostico inicial de producción Agua vs Condensados.....	27
Figura 11 Ubicación de los pozos de yacimiento	28
Figura 12 Esquema de Planta.....	31
Figura 13 Calculo de contenido de Agua en el Gas.....	35
Figura 14 Phase Envelope Feed Gas	36
Figura 15 Simulación deshidratación con glicol.....	39
Figura 16 Simulación Joule-Thompson	40
Figura 17 Simulación Refrigeración Mecánica	41
Figura 18 Balance general de materia	50
Figura 19 Diagrama de Bloques del proceso.....	51
Figura 20 Planta Simulada (ProMax)	57
Figura 21 Skid Refrigeración Propano.....	58
Figura 22 Skid Regeneración Glicol.....	59
Figura 23 Ambiente de Simulación	60
Figura 24 Componentes.....	60
Figura 25 Phase Envelope Well Gas.....	62
Figura 26 Phase Envelope Sales Gas	64
Figura 27 Phase Envelope Condensados.....	66

LISTA DE TABLAS

Tabla 1 Condiciones RUT	17
Tabla 2 Propiedades de desecantes líquidos	25
Tabla 3 Temperatura del sitio	29
Tabla 4 Condiciones de Diseño	32
Tabla 5 Cromatografía y Propiedades del Gas	33
Tabla 6 Condiciones del Gas vs Condiciones RUT	36
Tabla 7 Escenario Deshidratación con Glicol	42
Tabla 8 Escenario Joule-Thompson	43
Tabla 9 Escenario Refrigeración Mecánica	44
Tabla 10 Requerimiento Energético	45
Tabla 11 Cuadro Comparativo A	47
Tabla 12 Cuadro Comparativo B	47
Tabla 13 Composición Well Gas	61
Tabla 14 Propiedades Well Gas	61
Tabla 15 Análisis Well Gas	62
Tabla 16 Composición Sale Gas	63
Tabla 17 Propiedades Sale Gas	63
Tabla 18 Análisis Sale Gas	64
Tabla 19 Composición Condensados	65
Tabla 20 Propiedades Condensados	65
Tabla 21 Análisis Condensados	66

LISTA DE SIMBOLOS

Bbl	Barril
Bbl/día	Barril por día
BTU	British thermal unit
C1:	Metano
C2:	Etano
C2+:	Etano y componentes más pesados
C3:	Propano
C3+:	Propano y componentes más pesados
C4:	Butano
C4+:	Butano y componentes más pesados
C5:	Pentano
C5+:	Pentano y componentes más pesados
CO2	Dióxido de Carbono
DFP:	Diagrama de Flujo de Proceso
DEG:	Dietilenglicol
°F:	Grados Fahrenheit
GPM:	Galones de condensables para cada mil pies cúbicos de gas
H2S:	Sulfuro de Hidrogeno
H2O:	Agua
J-T:	Joule Thomson
Lb:	Libra
Lb/MMscfd:	Libra por millón de pies cúbicos a condiciones normales
Lpca:	Libras por pulgada cuadrada absoluta
Lpcm:	Libras por pulgada cuadrada manométrica
MM:	Millones
MMscfd:	Millones de pies cúbicos normales por día
ppm:	Partes por millón
TEG:	Trietilenglicol

INTRODUCCION

El presente proyecto se refiere al diseño de las facilidades tempranas de producción que permitan en su diseño tener un flujo de gas tratado, y como consecuencia ajustarse a condiciones permisibles por norma para un despacho óptimo al cliente.

Globalmente, por cada barril de crudo se producen 3 barriles de agua, en Colombia la estadística es muy cercana a la mundial, pero en USA esta relación es de 1 barril de petróleo por 10 barriles de agua⁽¹⁾; De manera que el agua líquida o libre y el gas natural pueden formar hidratos parecidos al hielo que pueden obstruir válvulas, tuberías, etc.

Para analizar esta problemática es necesario mencionar sus causas. Una de ellas es la mencionada formación de hidratos que se produce por una reacción entre el gas natural y el agua, esta ocurre si se enfría el gas por debajo de la temperatura llamada “de formación de hidratos” esto favorece la cristalización y la tubería se tapa y el fluido no puede circular. La otra problemática es que genera corrosión en el sistema de transporte acortando su vida útil. De la misma manera la presencia de vapor de agua utilizado en los gasoductos pueden condensarse causando condiciones lentas de flujo, como también ocasionar disminución del valor calorífico del gas.

Se esboza en el documento la metodología de desarrollo del proyecto en la práctica empresarial, desde que se define el alcance de los objetivos suministrando cromatografías y condiciones de diseño por parte del cliente,

pasando por el análisis del gas apoyándose en los consultores desarrolladores del simulador, siguiendo por las respectivas requisiciones a los proveedores y finalmente realizando la propuesta técnica y económica.

Académicamente es muy importante desarrollar proyectos que suplan las necesidades actuales en el sector, este estudio es la definición de lo más importante en la ejecución del proyecto, es la etapa en la que se fija el norte de la solución.

Debe tenerse en cuenta que en el presente documento por motivos de cuidado de información, respetando las cláusulas de confidencialidad pactadas con anticipación con la compañía operadora, se reserva el nombre de tal compañía y se cambia el nombre y la ubicación del campo.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Analizar las condiciones físico-químicas del gas del campo La Loma y acorde a éste, establecer el proceso favorable técnico-económicamente para un tratamiento que cumpla las condiciones RUT, basado en las tecnologías que ofrece la compañía Dyprotec.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Analizar las condiciones cromatográficas del gas para establecer la forma de tratamiento adecuada.
- Simular en herramientas computacionales especializadas los procesos de tratamiento del gas, para condicionar los parámetros requeridos en el proceso seleccionado.
- Seleccionar el proceso de deshidratación y estabilización de condensados que se ajusta a las condiciones del gas.
- Analizar la viabilidad de participación en este proyecto.

ANTECEDENTES

El campo La Loma localizado en el municipio de La Loma (Departamento de Cesar) fue descubierto en 1943 y se constituyó como área declarada comercialmente como productora de gas en Colombia. A finales de 1970 la producción declinó dando lugar en 1989 a la reversión a la compañía operadora.

La baja producción y la ruptura del gasoducto de 12" y 143km de longitud que interconectaba el campo con la ciudad de Barranquilla dio lugar al cierre del campo en agosto de 1990.

En la actualidad no existe operación de ningún sistema en el área; en consecuencia no existe infraestructura apropiada para realizar la separación y tratamiento de la producción. Sin embargo, las presiones acumuladas en los pozos y los estudios recientes realizados sobre el yacimiento muestran que el panorama ha mejorado y hay un buen potencial de fluidos (gas e hidrocarburos) aún por extraer.

El mercado del gas natural en Colombia permite la comercialización de los volúmenes generados por el proyecto a un precio favorable debido a la desregulación de las tarifas de venta y a la ubicación cercana a centros de consumo que presentan déficit por el descenso en la producción de gas de los campos de La Guajira.

Por las características del yacimiento se tiene una posible producción de hidrocarburos líquidos que son recuperables como condensados en forma natural y que provienen de uno de los pozos del campo; este aporte deberá ser

confirmado por las etapas de ingeniería. A estos condensados se pueden adicionar aquellos obtenidos del proceso de ajuste del punto de rocío del gas. Sin embargo, para la simulación y estimaciones preliminares solo se tendrá en cuenta el condensado aportado por el gas en su separación y tratamiento.

La separación de líquidos permitirá obtener líquidos del gas natural (NGL) estabilizados con potencial para uso como diluyente de crudos pesados o como carga a Refinación. La producción de gasolina natural requiere la inclusión de una unidad de estabilización. Para el proyecto de reactivación del campo como oportunidad de negocio, en principio se consideró la recuperación de GLP a partir del gas pero debido al posible alto incremento en la inversión inicial y la complejidad de la planta se ha eliminado esta opción.

La producción asociada a este campo contribuirá a la meta establecida por la operadora de 1 millón de barriles equivalentes al 2015 y generará trabajo directo e indirecto para los habitantes de la región y del país.

ESTADO DEL ARTE

La creciente demanda de Gas Natural domiciliario, vehicular y para generación ha impulsado la inversión en las redes de transporte como gasoductos y poliductos, haciendo que crezca la inversión en facilidades de tratamiento especializadas en condiciones de RUT. Este escenario es el que hoy vive América Latina, con fuertes inversiones en redes de transmisión, a diferencia de la unión europea que presenta un creciente incremento en transporte de GNL con buques cisternas, esto se debe a que gran parte del gas suministrado a Europa proviene de Rusia, Mar del Norte, Países Bajos y el norte de África donde hay grandes yacimientos de gas rico en metano (<96%) y las plantas de tratamiento son mega-plantas con turbo expansión para obtención de GNL y GLP. Este tipo de comercio representa en la actualidad el 25% del comercio internacional de gas natural, el éxito del GNL se debe principalmente a la flexibilidad del transporte, en Europa existen 5 plantas de obtención de GNL y 19 plantas de regasificación para recepción de este combustible. (Referencia 2)

En otros países de la UE hay pequeños yacimientos de gas natural pero con altos contenidos de H₂S, azufre y mercaptanos donde se implementan las tecnologías de tamiz molecular, endulzamiento con aminas y permeado con membranas, al igual que yacimientos en Centro América y Bolivia.

En el medio oriente hay mucha similitud con las tecnologías utilizadas en Venezuela, donde gran parte del gas natural es asociado, a excepción en el medio oriente de Irán donde hay extensos yacimientos de gas libre. Las tecnologías más utilizadas en países como Qatar y Emiratos Árabes Unidos

son grandes plantas de fraccionamiento para obtener principalmente Gas licuado de Petróleo.

En Australia la composición de los gases son en su mayoría butanos y pentanos, de manera que las tecnologías son de producción de GLP, utilizando torres de fraccionamiento y refrigeración mecánica.

Actualmente la deshidratación ha sido mayor objeto de estudio en comparación con las técnicas de bajar el punto de rocío del gas, debido a que son muchos los componentes químicos que tienen propiedades absorbentes y adsorbentes, así mismo una técnica que brinda confiabilidad a este tipo de procesos es el atrapamiento H₂S y CO₂ con permeado de membranas.

Las técnicas para reducir el punto de rocío han ido de la mano con la revolución industrial y el auge los subproductos del petróleo han incentivado que se utilicen modelos de planta con refrigeración mecánica, Joule-Thompson y turbo expansión para obtención de condensados, de los que se aprovechan los componentes más pesados y naftas que es la materia prima para la gasolina.

La política nacional de atracción al inversionista extranjero a invertir en el mercado petrolero, ha estimulado la práctica de procesos versátiles con tecnologías Americanas, Europeas, Chinas entre otras, pero guardando la esencia original del proceso. Por ello en Colombia se encuentran facilidades tempranas de producción o plantas JT y RM con inventivas de acuerdo con el origen de la compañía propietaria del hidrocarburo.

CAPITULO I.

MARCO TEORICO

1. Fundamentos Teóricos Básicos⁽³⁾

1.1 El Gas Natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, que en su mayor parte está compuesta por metano y etano, y en menor proporción por propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. Si el contenido de hidrocarburos de orden superior al metano es alto se le denomina gas rico, de lo contrario se conoce como gas seco. Las principales impurezas que puede contener la mezcla son vapor de agua, gas carbónico, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno y helio, entre otros.

El gas natural se encuentra al igual que el petróleo en yacimientos en el subsuelo. Puede ser asociado (gas mezclado con crudo) o libre. Las propiedades del gas tales como: composición, gravedad específica, peso molecular promedio y poder calorífico varían de un yacimiento a otro.

1.2 Usos

El gas natural en el sector industrial y petroquímico puede ser utilizado como combustible o materia prima. Como combustible se emplea en varios tipos de equipos, por ejemplo: hornos, secadores y calderas. En las industrias de cerámicas, cemento, metales, y otras donde se requieren hornos, el aprovechamiento energético y el ahorro en el consumo son notorios cuando se utiliza gas natural.

Como materia prima se utiliza en las industrias que requieren metano (principal componente del gas natural) en sus procesos. Algunos de los subproductos del metano son: Monóxido de carbono, Hidrógeno, Metanol, Ácido acético, Anhídrido acético, entre otros.

1.3 Requisitos y Especificaciones

El esquema regulatorio Colombiano exige para transportadores la compra del gas a condiciones RUT (Resolución 020 de 2007). El gas debe cumplir los requisitos que especifica la resolución a través de la norma técnica colombiana NTC 3728 descritos en la tabla 1.

	METRIC	ENGLISH
Máximo Poder Calorífico brutoo (Máx. HHV)	42.8 MJ/m ³	1150 BTU/ft ³
Mínimo Poder Calorífico bruto(Min. HHV)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Punto de rocío de hidrocarburos.	7.2 °C	45 °F
Contenido máximo H ₂ S.	6 mg/m ³	0.25 gr/100 SCF
Contenido máximo de Azufres.	23 mg/m ³	1.0 gr/100 SCF
Contenido máximo de CO ₂ (vol %)	2%	2%
Contenido máximo de N ₂ (vol %)	3	3
Contenido máximo de Inertes (vol %)	5%	5%
Contenido máximo de O ₂ . (vol %)	0.1%	0.1%
Máximo contenido de agua.	97 mg/m ³	6.0 lbs/MMSCF
Temperatura de entrega máxima	49°C	120°F
Temperatura de entrega mínima	4.5°C	40°F
Contenido máximo de polvo y material en suspensión.	1.6 mg/m ³	0.7 gr/1000 cf

Tabla 1 Condiciones RUT. Fuente: *Resolución 020 de 2007*

1.4 Deshidratación⁽⁴⁾

El tratamiento de gas natural más aplicado por la industria es conocido como deshidratación y consiste en remover agua presente en el gas, debido a que el agua produce corrosión en tuberías y equipos.

La deshidratación de un gas es el proceso de remoción de vapor de agua de la corriente gaseosa para disminuir la temperatura a la cual el agua condensará. Esta temperatura es llamada punto de rocío del gas.

La mayoría de los contratos de venta especifican un valor máximo para la cantidad de vapor de agua permitido en el gas.

La deshidratación del gas natural puede hacerse con los siguientes métodos:

- Condiciones de Operación:
 1. Disminución de Temperatura (Enfriamiento)
 2. Aumento de la presión y disminución de la temperatura (compresión seguida de enfriamiento)
- Proceso Físico:
 1. Líquido (Glicol) – Absorción
 2. Sólido (Malla molecular) – Adsorción
- Reacciones Químicas:
 1. Solución de Yodopirina y dióxido de Azufre
 2. Drierina
 3. Cloruro de Calcio

1.4.1 Deshidratación con Refrigeración⁽⁵⁾

En general se define la refrigeración como cualquier proceso de eliminación de calor. Refrigerar una corriente de gas natural, es fundamentalmente reducir notablemente su temperatura para condensar como líquido en mayor o menor porcentaje los diversos componentes que constituyen la mezcla, de acuerdo al nivel de temperatura alcanzando. La refrigeración del gas puede ser llevada a cabo desde un proceso relativamente simple de Joule Thomson (J.T.) o plantas de choque, de plantas de refrigeración mecánica, hasta procesos muy sofisticados como lo es la turboexpansión, en donde se recupera 90% de propano y fracciones pesadas.

Refrigeración Mecánica:

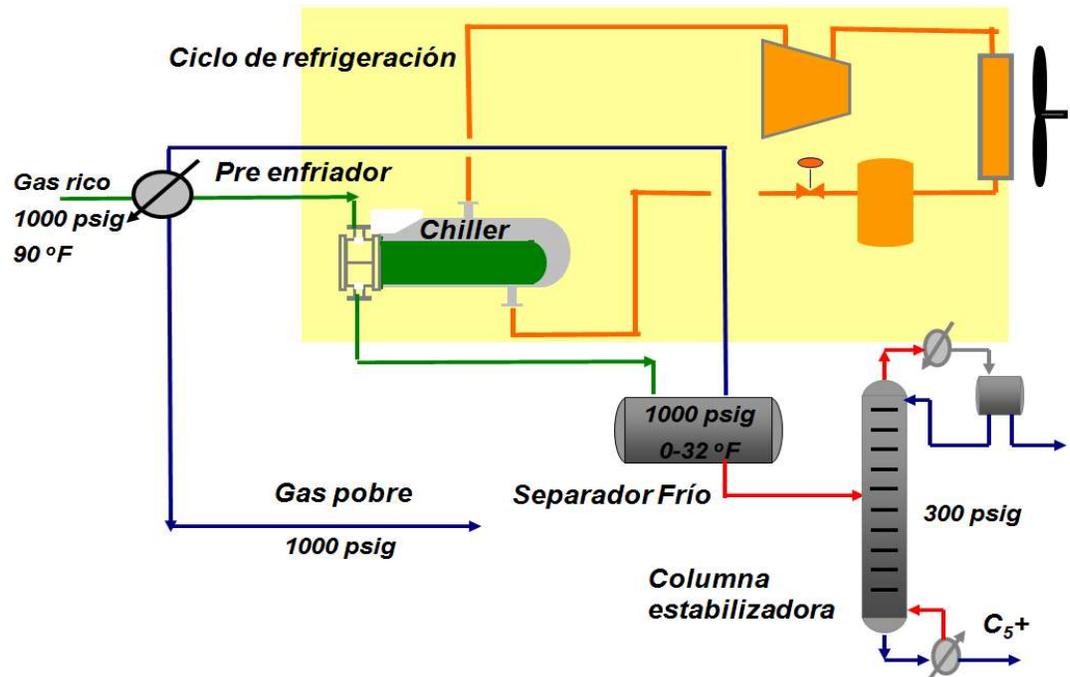


Figura 1 Ciclo de Deshidratación con Refrigeración Mecánica. Fuente: *Repsol*

En un sistema de refrigeración mecánica el gas se enfría a una temperatura suficientemente baja para condensar el vapor de agua. Este proceso ocurre en un equipo intercambiador denominado chiller.

El chiller es un enfriador que generalmente es un intercambiador tipo kettle, el cual puede utilizar refrigerantes tales como: el freón o el propano. El freón es capaz de enfriar el gas hasta aproximadamente -15 °F, mientras que el propano puede enfriarse hasta -45 °F. El propano se utiliza algunas veces si se requieren temperaturas inferiores del gas y eficiencias de recuperación más altas.

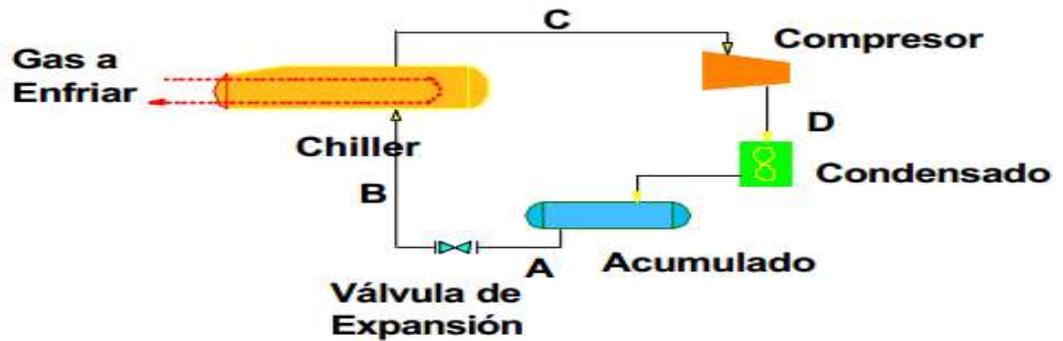


Figura 2 Ciclo de Refrigeración. Fuente: *Repsol*

- A. El líquido refrigerante saturado se expande en la válvula
- B. Debido a la expansión se vaporiza parcialmente y entra en el Chiller a una temperatura menor a la de la corriente de gas.
- C. Sale del Chiller totalmente vaporizado.
- D. Este vapor se comprime y se envía a un condensador donde se transforma en líquido al 100%, y posteriormente se almacena en un acumulador para repetir el ciclo

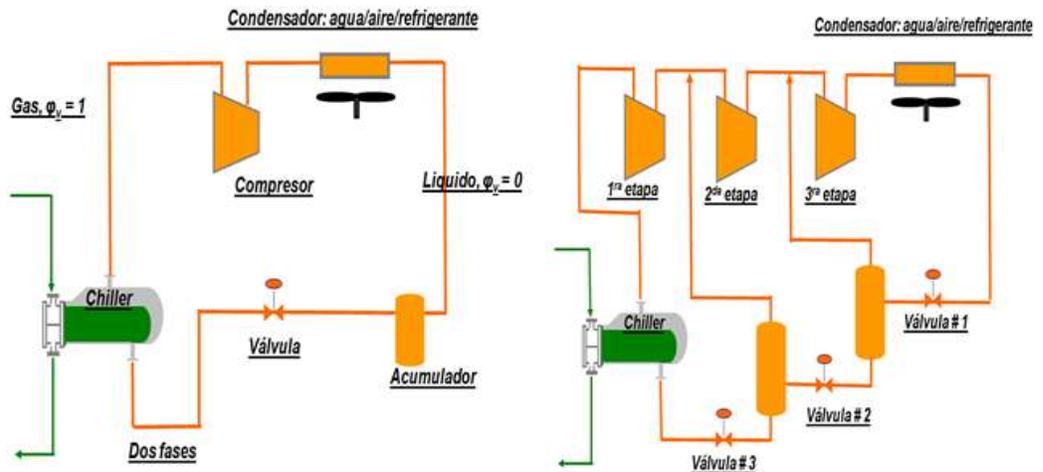


Figura 3 Ciclo de Refrigeración Varias Etapas. Fuente: *Repsol*

Dependiendo al factor de compresión y a la temperatura de refrigeración se diseñan las etapas del ciclo de refrigeración

Refrigeración Con Joule-Thompson:

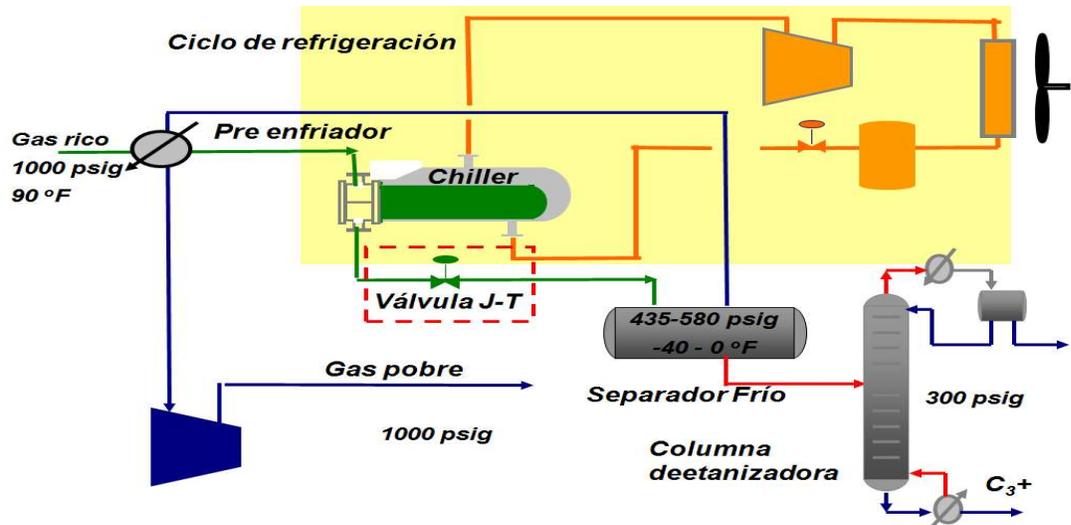


Figura 4 Deshidratación con RM y JT. Fuente: Repsol

En la expansión Joule – Thompson el gas pasa primero por un intercambiador de calor para recibir un pre-enfriamiento, y posteriormente a través de una válvula de expansión o estrangulador. Esta expansión es un proceso isoentálpico donde la caída de presión genera una disminución de temperatura, la cual provoca una separación de los líquidos condensables. Generalmente en este tipo de proceso, el gas debe comprimirse para alcanzar la presión requerida para su transporte.

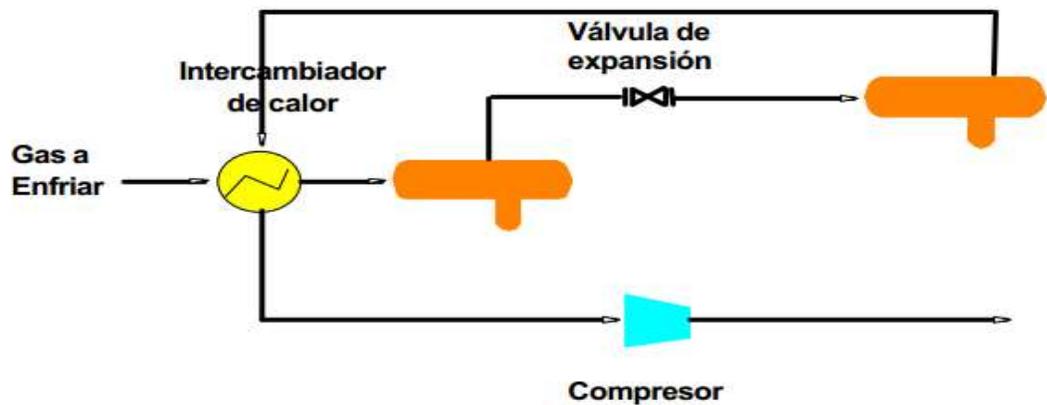


Figura 5 Válvula Joule-Thompson. Fuente: Repsol

Es el proceso en el cual la temperatura de un sistema disminuye o aumenta al permitir que el sistema se expanda libremente manteniendo la entalpía constante.

Refrigeración Con Turbo-Expander:

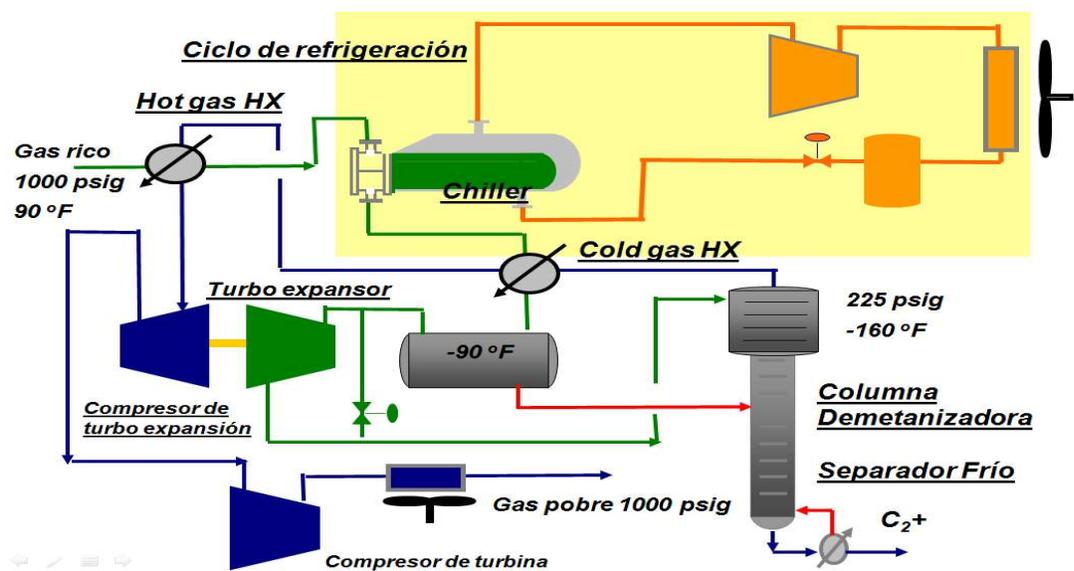


Figura 6 Deshidratación con TurboExpander. Fuente: Repsol

Un turboexpander o turbina de expansión, es una turbina centrífuga o de flujo axial a través de la cual un gas a alta presión es expandido para producir trabajo que generalmente es usado para operar un compresor.

Turboexpanders son ampliamente utilizados como fuentes de refrigeración en procesos industriales como la extracción de etano y líquidos del gas natural, licuefacción de gases y otros procesos a bajas temperaturas.

El gas consumido de baja presión de la turbina esta a muy baja temperatura, a veces tan bajo como -90°C o menos. Los Turboexpanders actualmente en operación varían en tamaño entre 750 W y 7.5 MW (1 hp – 10000 hp).

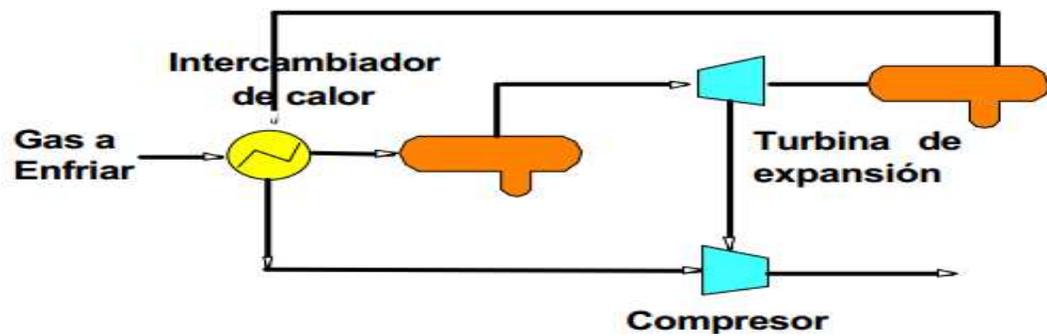


Figura 7 Turbina de Expansión. Fuente: *Repsol*

En este proceso, el gas se hace pasar a través de una turbina de expansión. Es esta misma expansión del gas la que genera potencia a través de una flecha, reduciendo de esta manera la entalpía del gas. Esta disminución de entalpía provoca una mayor caída de presión que en las válvulas de expansión, con lo que se alcanzan menores temperaturas, y por lo tanto, una mayor recuperación de líquidos. Este proceso se ha vuelto muy popular debido a su relativo bajo costo y simplicidad. La temperatura final que se alcanza en la salida depende de la caída de presión, de la cantidad de líquidos recuperados y de la potencia alcanzada en la flecha. Esta potencia se puede utilizar para impulsar un compresor y/o cogenerar energía eléctrica.

1.4.2 Disminución del punto de rocío por Glicol ⁽⁷⁾

Es el método más antiguo para disminuir el punto de rocío de las corrientes gaseosas. A través del proceso de absorción del hidrato, se recupera el componente gaseoso importante (hidrocarburo) y se elimina el componente gaseoso no deseado (hidratos).

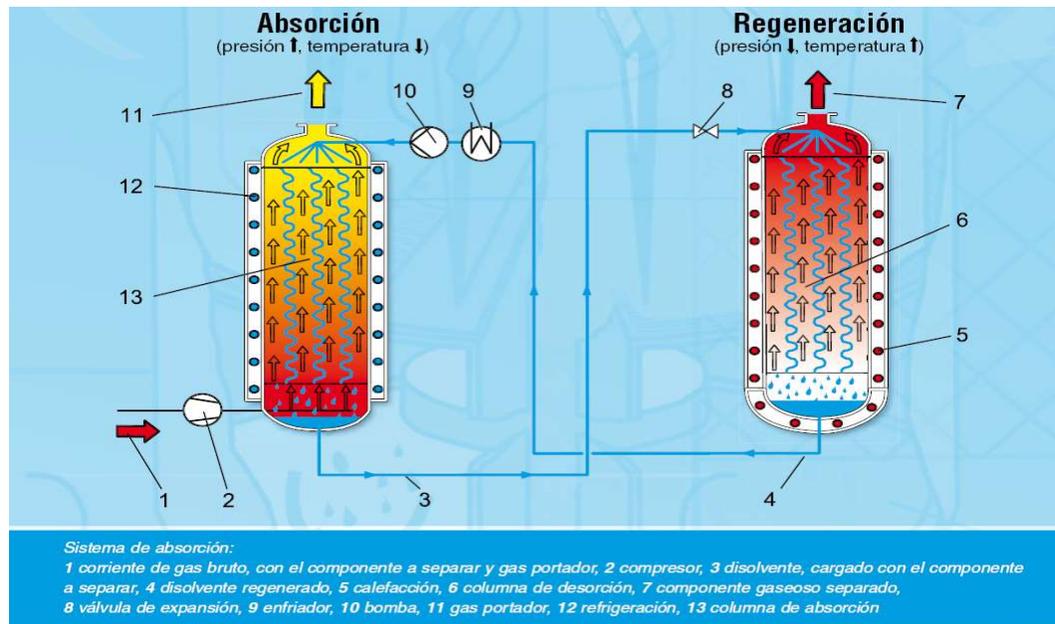


Figura 8 Ciclo de Regeneración del Glicol. Fuente: Gunt Hamburg

En este proceso participan por lo menos tres sustancias: el componente gaseoso a separar (absorbato), el gas portador y el disolvente (absorbente). Existen muchas clases de glicoles, pero los más utilizados en la deshidratación del gas natural son: el etilenglicol (EG o MEG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG), de los cuales el más utilizado en nuestro medio es el trietilenglicol, debido a la mayor resistencia y la mayor eficiencia que con él se obtiene en las zonas tropicales.

El MEG y el DEG tienen mayor aceptación en las zonas geográficas donde las temperaturas ambientales pueden alcanzar niveles muy bajos, o cuando el impacto ambiental es notorio y se desea controlar la emisión de contaminantes como los BTEX (Benceno, Tolueno, Etilbenceno y Xileno) o los COV (componentes orgánicos volátiles, tales como hexano, heptano y ciclohexano).

	Etilenglicol	Dietilenglicol	Trietilenglicol	Tetraetilenglicol	Metanol
Formula	C2H6O2	C4H10O3	C6H14O4	C6H16O5	CH3OH
Peso Molecular	62,100	106,100	150,200	194,200	32,040
Punto de Burbujeo, a 760 mm Hg, °F	387,100	472,600	545,900	597,200	148,100
Punto de Burbujeo, a 760 mm Hg, °C	197,300	244,800	285,500	314,000	64,500
Presión de Vapor, a 77°F(25°C) mm Hg	0,120	<0,01	<0,01	<0,01	120,000
Densidad; (g/cc) a 77°C (25°C)	1,110	1,113	1,119	1,120	0,790
Densidad; (g/cc) a 140°F (60°C)	1,085	1,088	1,092	1,092	
Densidad; lbs/gal a 77°F (25°C)	9,260	9,290	9,340	9,340	6,590
Punto de Congelamiento, °C	8,000	17,000	19,000	22,000	-144,0
Punto Cedente, °C	-	-65,000	-73,000	-42,000	
Viscosidad, en centipoise, a 77°F (25°C)	16,500	28,200	37,300	44,600	0,520
Viscosidad, en centipoise, a 140°F (60°C)	4,680	6,990	8,770	10,200	
Tensión superficial 77°C (25°C)	47,000	44,000	45,000	45,000	22,500
Índice de Refracción 77°F (25°C)	1,430	1,446	1,454	1,457	0,328
Calor Especifico a 77°F (25°C) Kj/(Kg*K)	0,580	0,550	0,530	0,520	0,600
Punto de "Flash", °C (PMCC)	240,000	255,000	350,000	400,000	53,600
Punto de Fuego, °C (C.O.C)	245,000	290,000	330,000	375,000	

Tabla 2 Propiedades de desecantes líquidos. Fuente: *Macías Martínez. Deshidratación*

1.5 Condensados de Gas Natural

Es el hidrocarburo que se mantiene en estado gaseoso en las condiciones de su depósito natural pero por las altas presiones se licua en las condiciones superficiales normales. En algunos países se conoce como líquido de gas natural.

Los condensados en su mayoría de veces resulta del cambio de las condiciones de operación del hidrocarburo. Se compone en mayor proporción de naftas (C5's), y en proporciones menores al punto decimal entre hexanos a nonanos. Los condensados de gas natural son de gran aprovechamiento económico debido a que son la materia prima en las grandes refinerías del producto más comercial: la gasolina.

Es por ello que es importante simular plantas que bajen el punto de rocío del gas donde la compañía operadora financie gran parte de su proyecto con la obtención de dichos hidrocarburos.

CAPITULO II MARCO METODOLÓGICO

1. Generalidades del Proyecto



Figura 9 Ubicación Campo La Loma. Fuente Google Maps

1.1 Bases generales de diseño

Las siguientes bases de diseño fueron establecidos bajo los estudio in situ realizados por la operadora.

La Planta de Gas deberá tener una capacidad para la entrega de gas en calidad RUT de 5 MMSCFD durante 10 años, en términos de gas de ventas.

El sistema de estabilización, almacenamiento y cargue de condensados deberá tener una capacidad acorde con la obtención de condensados de los Separadores y de la Planta de Gas.

El yacimiento, en general, es de gas con alta producción de agua. El pronóstico mostrado para condensado corresponde al potencial productor de un pozo del campo, el cual no es un aporte confirmado para los fluidos de producción. Por lo tanto, para efectos de planteamiento y valoración de las alternativas sólo se considerarán los condensados aportados por el acondicionamiento del gas y se deberá confirmar durante la ingeniería conceptual y básica el aporte de estos condensados.

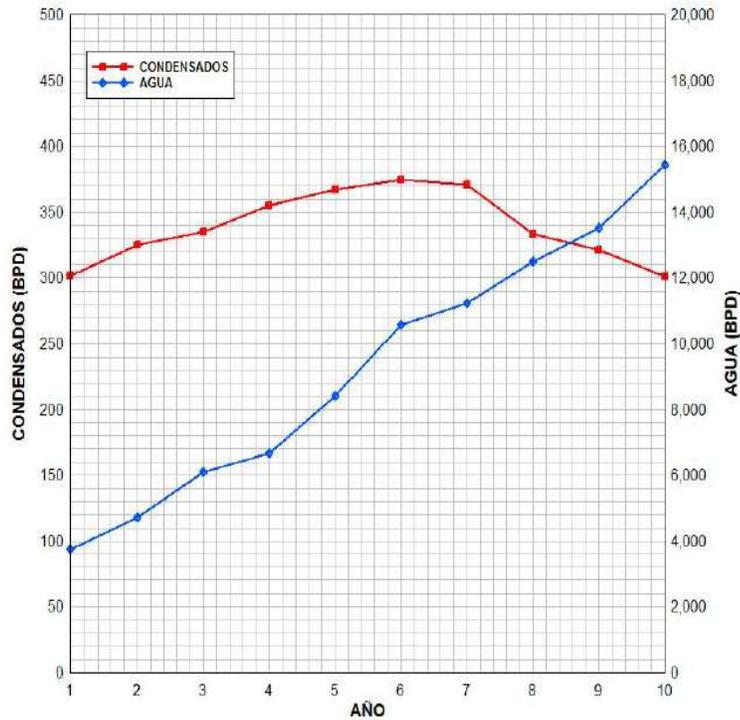


Figura 10 Pronóstico Inicial de Producción de Agua vs Condensados Fuente: *Operadora*

La estrategia prevista para minimizar los tiempos de ejecución del proyecto consiste en la instalación en el campo La Loma de un paquete completo de tratamiento de gas (Planta de Gas teniendo como producto principal la entrega de gas de venta en calidad RUT y como subproducto el almacenamiento y entrega de condensados estabilizados obtenidos del proceso).

1.2 Condiciones del sitio y climatología.

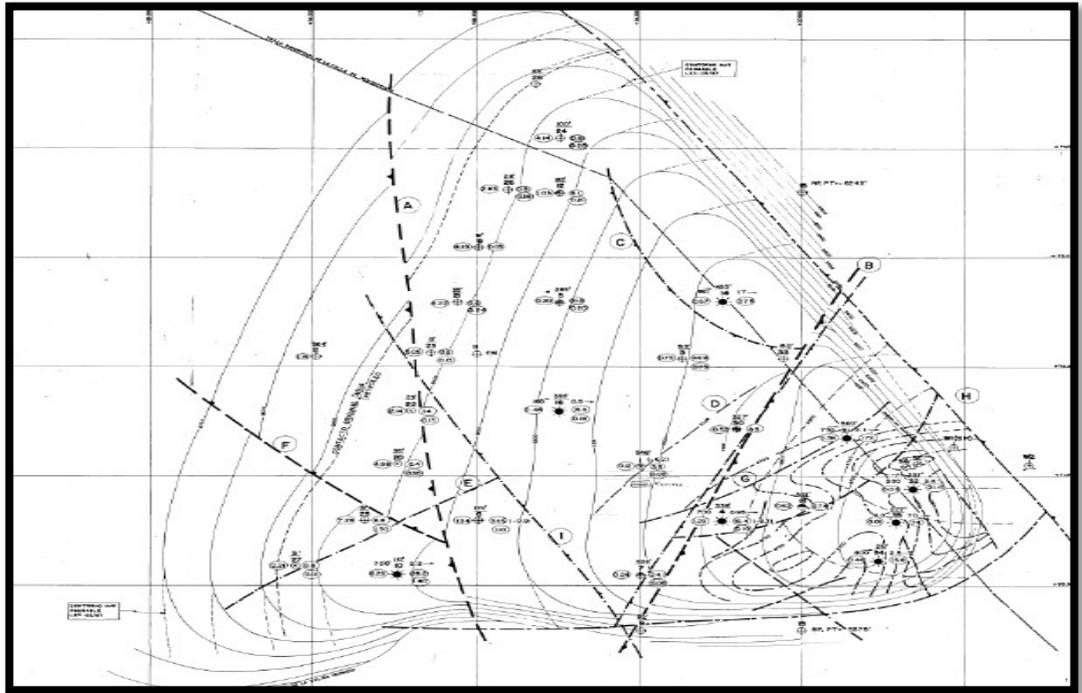


Figura 11 Ubicación de los pozos del yacimiento. Fuente: *Operadora*

El área de estudio se ubica en el tipo SSW “h” que corresponde a clima cálido con vegetación natural xerofítica y lluvias cenitales, que incluye la franja de la cuenca del río Ariguaní. La vegetación natural del área se clasifica como Bosque Seco Tropical (BS-T).

En el área del proyecto se registra una temperatura media anual de 28,3°C, lo que la ubica en el piso térmico Cálido. Los vientos presentes en la zona manifiestan velocidades promedio en superficie en un rango de 0,5 a 2m/s acorde a los estudios realizados por el IDEAM; Mapa Eólico de Colombia.

1.2.1 Precipitación:

De acuerdo con los datos de la estación Algarrobo, la distribución temporal de las lluvias en todas las zonas se caracteriza por ser de tipo bimodal, es decir, presentan de manera general dos periodos lluviosos intercalados con periodos de tendencia seca; el periodo lluvioso del primer semestre del año se presenta en los meses de abril y mayo para la totalidad de la región, el segundo periodo sucede entre los meses de agosto a octubre, con máximos de precipitación en el mes de octubre. Los periodos con tendencia seca se presentan en el primer semestre del año, entre los meses de enero a marzo y en el segundo semestre en los meses de junio, julio y diciembre.

1.2.2 Temperatura:

En general la temperatura media anual oscila entre los 27°C y 30°C, concordando con los periodos más calientes y secos; los periodos más fríos son los periodos con mayor pluviosidad. Para el campo La Loma la temperatura promedio es de 27,6°C, las temperaturas máximas se registran durante el mes de julio con 29,1°C y la mínima durante los meses de octubre y noviembre con un valor de 26,3°C. En la tabla No.3 se relaciona la temperatura ambiente, la cual estará sujeta a verificación en campo.

TEMPERATURA AMBIENTE	
Temperatura Mínima (°F)	79
Temperatura Promedia (°F)	82
Temperatura Máxima (°F)	86

Tabla 3 Temperatura del Sitio. Fuente: *Operadora*

1.2.3 Elevación:

Elevación del área sobre nivel del mar 1247 Ft (380m)

1.2.4 Presión Barométrica:

La presión barométrica calculada a partir de la elevación es de aproximadamente 14,03psia

2. Esquema del Proceso

La deshidratación deberá remover el exceso de humedad del gas. Es previsible el uso de una unidad basada en absorción con trietilenglicol y regeneración continua. Sin embargo, es aceptable la deshidratación por inyección de monoetilenglicol en línea antes de las etapas de enfriamiento de la unidad de ajuste de punto de rocío de hidrocarburo, combinado con un enfriamiento de gas.

Para el ajuste del punto de rocío se tuvo en cuenta que se requiere el mínimo procesamiento posible para lograr el gas tratado en condiciones RUT. Este criterio combinado con la vida esperada de la Planta (10 años) y el volumen de producción permite predefinir como mejor alternativa un sistema de autorefrigeración por expansión Joule-Thomson.

El módulo Joule Thomson deberá incluir un tren de intercambio de calor (Gas/Gas y Gas/ Líquido) para preenfriar el gas antes de entrar a la válvula de expansión, un separador frío para remover los líquidos condensados. El gas estará en condición de venta y se enviará al sistema de compresión y medición.

El condensado proveniente de la Planta de Gas junto con el obtenido de los separadores de producción, se deberán estabilizar para asegurar el cumplimiento de las condiciones de presión de vapor en el sistema de almacenamiento y despacho.

Adicional al esquema de estabilización se deberá contar con los siguientes elementos en la Planta:

- Tanques de almacenamiento.
- Bombas de despacho.
- Llenadero de carrotanques.

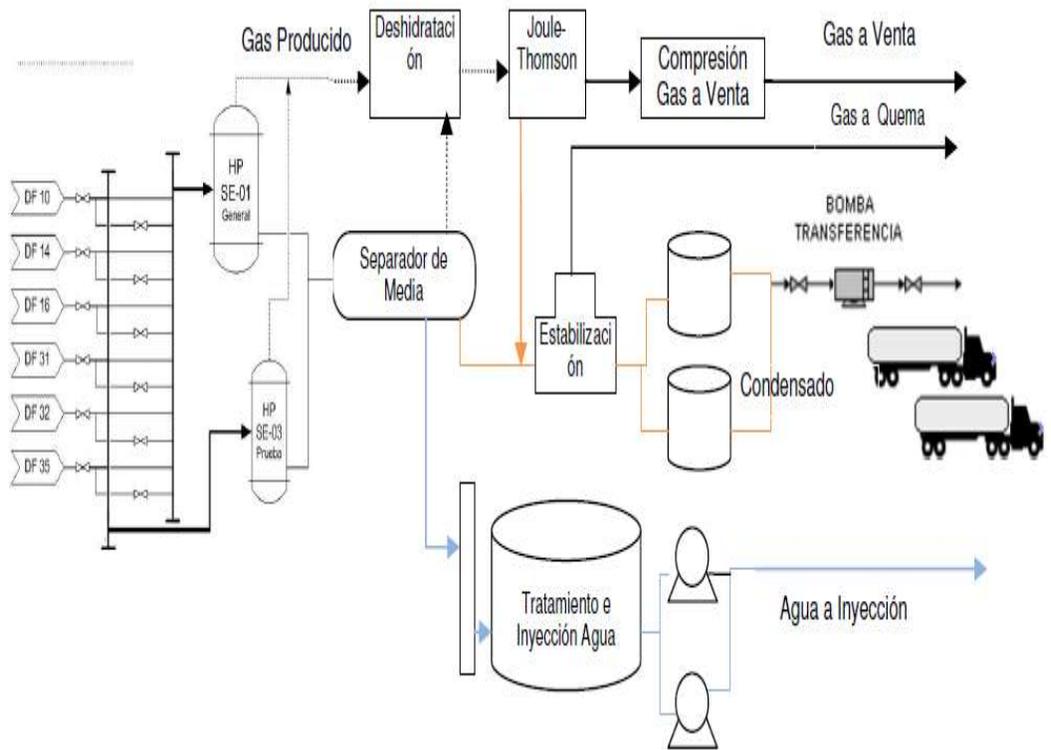


Figura 12 Esquema de la Planta. Fuente: Operadora

CAPITULO III
DESARROLLO DEL PROYECTO

1. Condiciones de diseño y Propiedades del Gas

Para establecer las condiciones de diseño se desconsideraron las siguientes premisas relacionadas con el comportamiento del yacimiento:

- Considerando el probable agotamiento de presión del yacimiento, no es posible garantizar una presión constante de 700 psig en toda la vida útil del proyecto.
- Debido a que el sostenimiento de presión del yacimiento es a través de un acuífero activo, no es posible realizar paradas frecuentes del sistema porque se podría ocasionar pérdidas permanentes de producción y reservas recuperables.

Las siguientes son las bases consideradas para el diseño de las instalaciones:

Condiciones de Diseño	
Capacidad	5MMscfd
Presión Cabeza de Pozo	700 psig
Temperatura	120°F

Tabla 4 Condiciones de Diseño. Fuente: *Operadora*

La composición y las propiedades promedio del fluido del yacimiento del campo La Loma, se presenta en la siguiente tabla:

COMPONENTE	FORMULA	PESO MOLECULAR	% MOLAR
METANO	CH ₄	16,043	87,41
ETANO	C ₂ H ₆	30,07	4,891
PROPANO	C ₃ H ₈	44,097	1,982
i-BUTANO	C ₄ H ₁₀	58,123	0,674
n-BUTANO	C ₄ H ₁₀	58,123	0,756
i-PENTANO	C ₅ H ₁₂	72,15	0,428
n-PENTANO	C ₅ H ₁₂	72,15	0,319
HEXANO	C ₆ H ₁₄	86,177	0,293
HEPTANO	C ₇ H ₁₆	100,204	0,325
OCTANO	C ₈ H ₁₈	114,231	0,208
NONANO	C ₉ H ₂₀	128,258	0,049
DECANO	C ₁₀ H ₂₂	142,285	0,034
OXIGENO	O ₂	31,9988	0,000
NITROGENO	N ₂	28,0134	1,351
DIOXIDO DE CARBONO	CO ₂	44,01	0,152
HIDROGENO	H ₂	2,0159	0,000
SULFURO DE HIDROGENO	H ₂ S	34,08	0,000
AGUA (VAPOR)	H ₂ O	18,0163	0,111
TOTAL			100,0%
PROPIEDADES			
PESO MOLECULAR PROMEDIO			18,79
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD			0,998
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS			0,661
GRAVEDAD ESPECIFICA (REAL)			0,653
PODER CALORÍFICO BRUTO Btu/lbm			22,814
PODER CALORÍFICO BRUTO (IDEAL)			1,152
PODER CALORÍFICO BRUTO (REAL)			1,158
GPM (100% RECUPERACION DE PROPANO)			1,714
GPM (80% RECUPERACION DE PROPANO)			1,508
NUMERO DE OCTANO MOTOR			117,0
NBN			7,79

Tabla 5 Cromatografía y Propiedades del Gas. Fuente: Operadora

2. Análisis del Gas de Alimentación⁽⁶⁾

A presión constante a medida que se enfría un volumen de gas, su capacidad de retención disminuye. La figura 13 nos indica la cantidad de agua que puede retener el gas natural saturado a diversas condiciones de presión y temperatura.

Esta figura no es conveniente para calcular la cantidad de vapor de agua que transporta la mezcla, debido a que la figura mide en sus rectas, entrando por presión y temperatura el contenido de agua.

Según la grafica el contenido de agua estaría superior a 200Lb/MMscf. La gravedad específica es cercana al eje Y por lo tanto la corrección es aproximada a 0,98 o 1.0, la apreciación es cierta pero cuando el gas está a condiciones de 14,7psia y 60°F, es decir presenta variaciones.

La figura evidencia también que se supera el límite de riesgo de formación de Hidratos, lo cual también justifica la deshidratación.

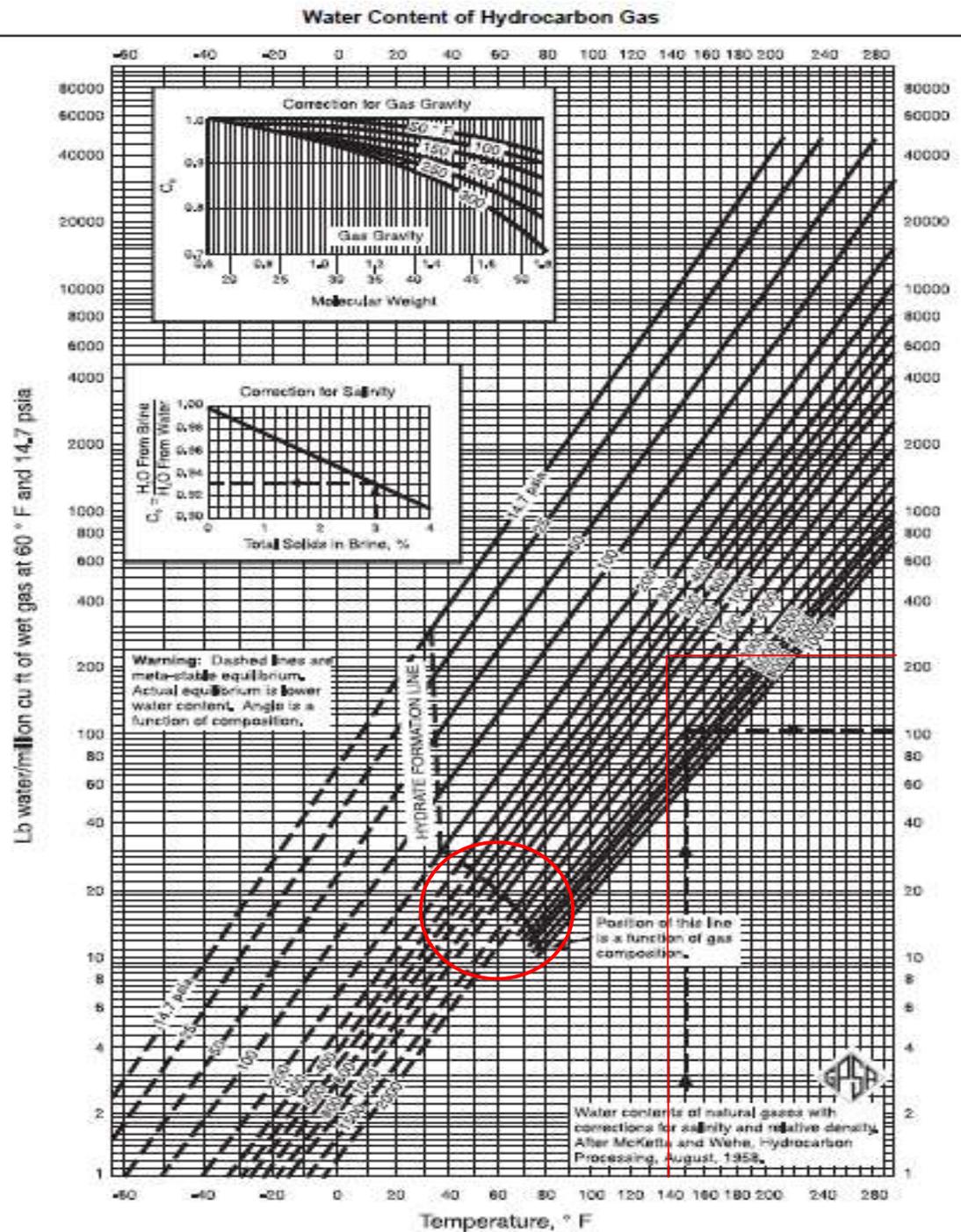


Figura 13 Cálculo de Contenido de Agua en el Gas. Fuente: GPSA

La figura presentada no aporta resultados más exactos, no obstante se utilizó el simulador para saturar el gas y saber el contenido de agua y todas las variables necesarias descritas de la siguiente forma:

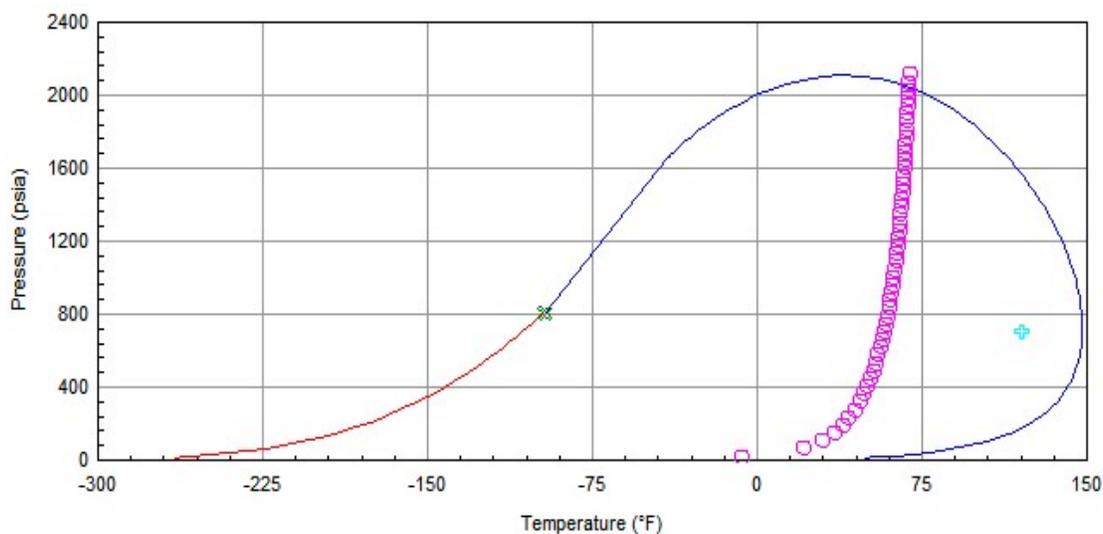


Figura 14 Phase Envelope Feed Gas. Fuente: Simulación Promax Feed Gas

ESPECIFICACION	RUT	GAS LA LOMA
Máximo Poder Calorífico bruto (Max. GHV)	1150 BTU/ft ³	1131 – 1130 BTU/SCF
Mínimo Poder Calorífico bruto (GHV)	950 BTU/ft ³	
Cricodentherm	45°F	141,7 – 140,3 °F
Contenido total de H ₂ S máximo	0,25 granos/100SCF	N.D
Contenido total de azufre máximo	1.0 granos/100SCF	N.D
Contenido CO ₂ máximo en % volumen	2%	0,173%
Contenido máximo N ₂ en % volumen	3%	1,36%
Contenido de Intertes máximo en % volumen	5%	2,32 – 2,34%
Contenido máximo de vapor de agua	6 lbm/MMscf	47,52 lbm/MMSCF
Temperatura de entrega máximo	120°F	

Tabla 6 Condiciones del Gas vs Condiciones RUT. Fuente: Autor

- Contenido de Agua: El contenido de agua a esas condiciones es de: 47,52 lbm/MMscf, esto da pie a que es necesario un el proceso de deshidratación dado que lo permisible por norma son 6lbm/MMscf.
- Poder Calorífico: Los rangos máximo y mínimo de poder calorífico bruto (GHV) están entre 1150BTU/ft³ y 950BTU/ft³ respectivamente, esta especificación cumple con lo requerido en el reglamento único de transportadores dado que el gas del pozo tiene un poder calorífico máximo de: 1131BTU/ft³ y mínimo de 1130BTU/ft³.
- Contenido de H₂S: El contenido de H₂S es cero.
- Contenido de Azufre: El contenido de Azufre es cero.
- Contenido de CO₂: El contenido de CO₂ permitido por norma es de 2%, el dióxido de carbono del gas de pozo tiene un porcentaje molar de 0,152%. Así que no se hará tratamiento de endulzamiento dada esta condición.
- Contenido de Inertes: El contenido de inertes por norma es de 5%, el contenido de pozo está por debajo de la mitad (1,351%) así que no se hará ningún tratamiento para retirar nitrógeno.
- Temperatura de Entrega: La temperatura de entrega debe estar menor a 120°F. La temperatura actual de cabeza de pozo está en 140°F, este dato no es mayor problema dado que en el proceso para deshidratar es necesario reducir la temperatura del gas.

Se hace innecesario invertir en sistemas de endulzamiento con aminas y permeado de gas con membranas ⁽⁸⁾, dado que los contenidos de H₂S y CO₂ están dentro de lo permitido por norma, no representan ninguna amenaza para la producción y utilización del gas

3. Simulaciones⁽¹⁰⁾

Para establecer un estudio técnico conceptual de las alternativas de procesos necesitamos escoger la planta más óptima que con nuestro criterio técnico llevado a variables económicas represente en el tiempo una buena inversión del cliente.

En esta evaluación simulada, no se tiene en cuenta el proceso Turbo-expander, dado que este proceso es utilizado para obtener GLP o GNL, requiriendo temperaturas criogénicas y necesitando altas compresiones del gas para el aprovechamiento energético de la expansión con un turboexpansor, este proceso se descarta por su enfoque y por sus elevados costos. Así mismo se descartan procesos de deshidratación con Aminas y permeado con membranas ya que son especializados en endulzamiento para el retiro del H₂S y CO₂.

De esta forma las tres alternativas que mejor se adaptan a las condiciones cromatográficas del gas son: Deshidratación con Glicol, Refrigeración Mecánica y Joule-Thompson.

3.1 Simulación Deshidratación con Glicol

Unidad de Deshidratación Campo “La Loma”

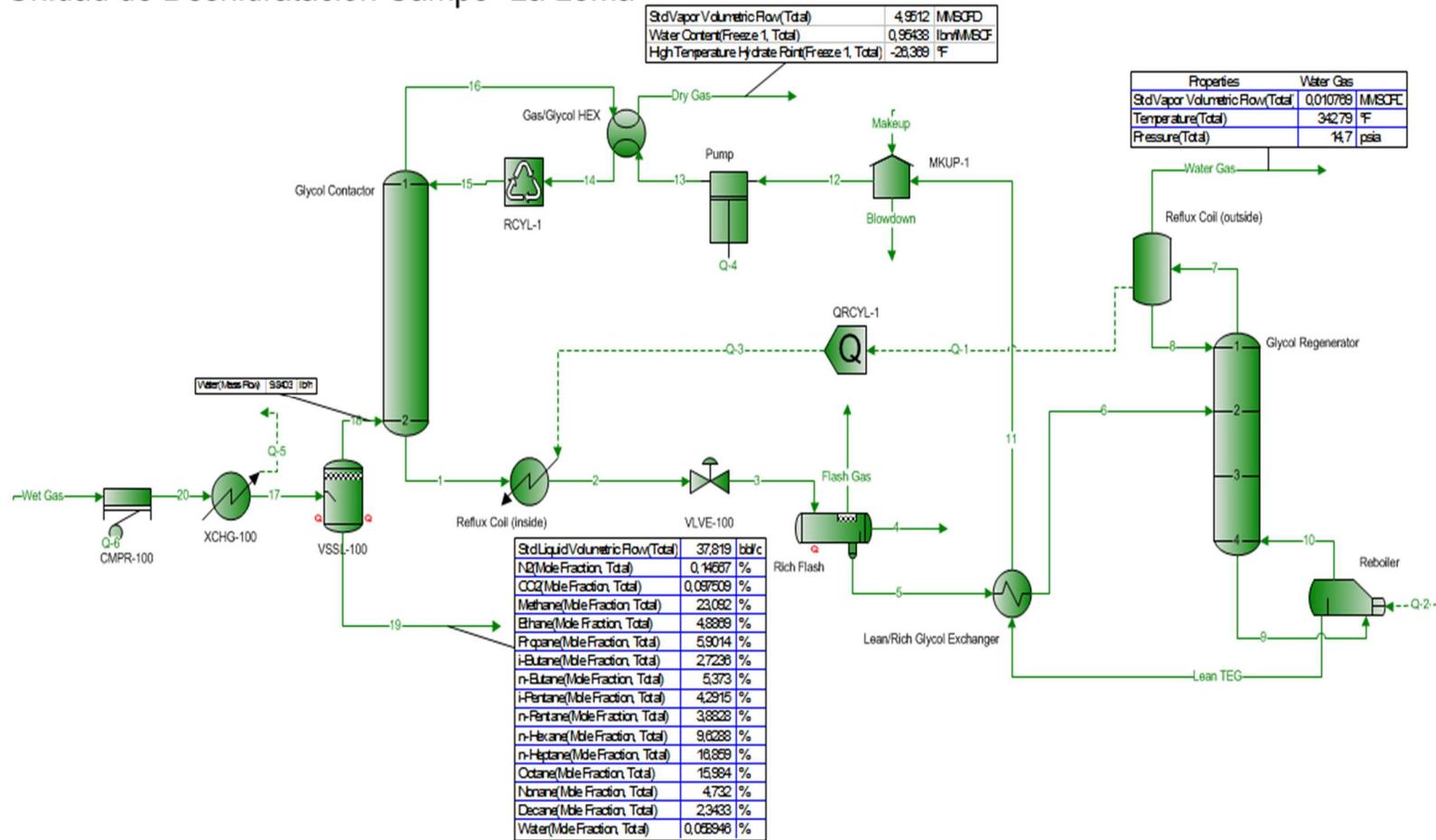


Figura 15 Simulación Deshidratación con Glicol

3.2 Simulación Joule-Thompson

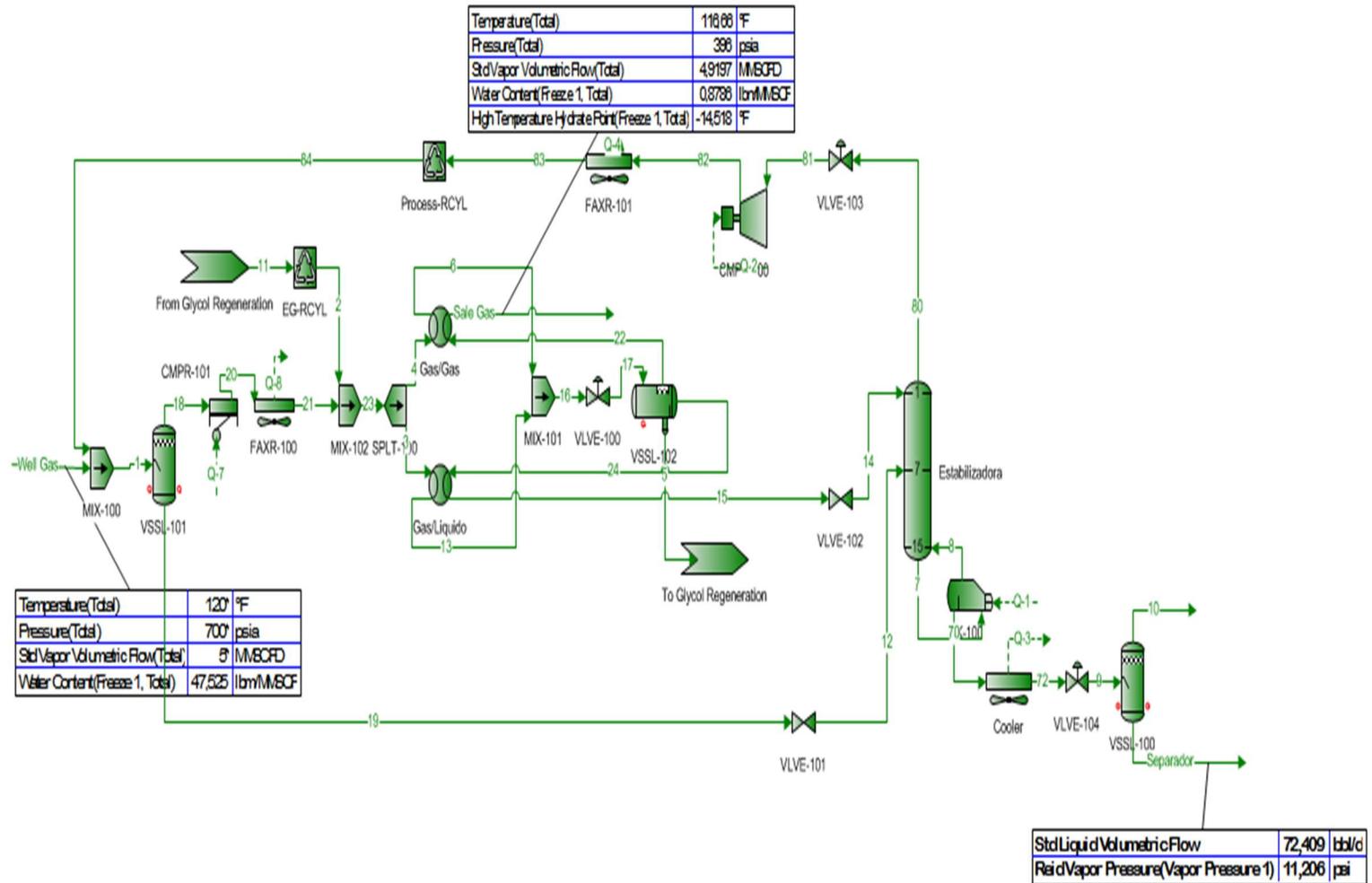


Figura 16 Simulación Joule-Thompson

4. Comparativo de los procesos simulados

4.1 Escenarios Suministro de Glicol

El contenido de agua se ajustó para cada proceso teniendo en cuenta la cantidad de glicol que se inyecta buscando un contenido de agua en el gas de venta menor a 1lbm/MMSCF. Los cuadros comparativos son basados en una herramienta de ProMax que evalúa los escenarios de variables de operación.

Escenario Deshidratación con Glicol

Cantidad de Glicol Alimentación gpm	Cantidad de Glicol a reponer en gpm	Contenido de agua lbm/MMSCFD
0,1	0,00443111	8,609518482
0,2	0,011297712	4,323148941
0,3	0,01756368	2,891392647
0,4	0,023067747	2,233777559
0,5	0,027936025	1,870354747
0,6	0,032293454	1,643716005
0,7	0,036236351	1,489855046
0,8	0,039837317	1,378663958
0,9	0,043151394	1,294396645
1	0,046221139	1,228122666
1,1	0,049080079	1,174441597
1,2	0,051755094	1,129913199
1,3	0,054268103	1,0922508
1,4	0,056637196	1,059876578
1,5	0,058877506	1,03166847
1,6	0,061001834	1,006807148
1,7	0,063021111	0,984680215
1,8	0,064944753	0,964820396
1,9	0,066780934	0,946864605
2	0,068536795	0,930526368

Tabla 7 Escenario Deshidratación con Glicol

La cantidad de glicol escogida teóricamente es 1,7gpm dado que es el primer valor por debajo de 1lbm/MMSCFD de contenido de agua. Experimentalmente es una bomba que con un rango 0,5 – 2 gpm.

Escenario Joule-Thompson

Cantidad de Glicol Alimentación (gpm)	Cantidad de Glicol a reponer (gpm)	Contenido de Agua Lbm/MMSCFD
0,1	9,82021E-06	1,616463392
0,2	1,32501E-05	1,228354848
0,3	1,51063E-05	1,071248158
0,4	1,63478E-05	0,98852088
0,5	1,72583E-05	0,939053071
0,6	1,79681E-05	0,907324387
0,7	1,8544E-05	0,88617398
0,8	1,90288E-05	0,871839768
0,9	1,94455E-05	0,862155568
1	1,9816E-05	0,855785869
1,1	2,02851E-05	0,851862631
1,2	2,06379E-05	0,849797889
1,3	2,0967E-05	0,849174966
1,4	2,1186E-05	0,849697074
1,5	2,14164E-05	0,851142123
1,6	2,16051E-05	0,853342229
1,7	2,20338E-05	0,856168166
1,8	2,21615E-05	0,859518456
1,9	2,23413E-05	0,863312344
2	2,25766E-05	0,867464252

Tabla 8 Escenario Joule-Thompson

Para la Joule-Thompson se requiere menos gpm de glicol debido a que el gas viene comprimido a 1200psig y se expande a una presión de 400 psig ocasionando que se condensen gases y líquidos entre ellos agua.

Escenario Refrigeración Mecánica

Cantidad de Glicol Alimentacion (gpm)	Cantidad de Glicol a reponer (gpm)	Contenido de Agua Lbm/MMSCFD
0,1	9,82021E-06	1,716463392
0,2	1,32501E-05	1,328354848
0,3	1,51063E-05	1,071248158
0,4	1,63478E-05	0,98852088
0,5	1,72583E-05	0,939053071
0,6	1,79681E-05	0,907324387
0,7	1,8544E-05	0,88617398
0,8	1,90288E-05	0,871839768
0,9	1,94455E-05	0,862155568
1	1,9816E-05	0,855785869
1,1	2,02851E-05	0,851862631
1,2	2,06379E-05	0,849797889
1,3	2,0967E-05	0,849174966
1,4	2,1186E-05	0,849697074
1,5	2,14164E-05	0,831242123
1,6	2,16051E-05	0,825642229
1,7	2,20338E-05	0,806816611
1,8	2,21615E-05	0,789518456
1,9	2,23413E-05	0,723112344
2	2,25766E-05	0,680061456

Tabla 9 Escenario Refrigeración Mecánica

Se trabajó en este proceso con 2gpm y se observa un comportamiento de contenido de agua muy consecuente con lo que ocurre en la experiencia. Se pudo escoger 0,4 gpm y también es válido.

4.2 Requerimiento Energético

REQUERIMIENTO ENERGÉTICO			Energía(kW)
Deshidratación con Glicol	Compresor Elevador Absorbedor		119,63
	Bomba de Glicol		1,914
	Calentador		26,02
	total		147,564
Refrigeración Mecánica	Skid Refrigeración	Compresor	87,5
		Aeroenfriador	215,52
		Chiller	155,85
		Evaporador	27,83
	Skid Regeneración	Evaporador	16,62
		Reboiler	24,11
		Bomba Glicol	1,35
	Skid Debutanizadora	Reboiler	116,9
		Compresor Reciclo	25,4
		Aeroenfriador Reciclo	75,6
	Despacho	Aeroenfriador	31,5
		Bomba	25
	total		803,18
Joule - Thompson	Skid Compresión	Compresor de Carga	128,72
		Aeroenfriador	195,12
	Skid Regeneración Glicol	Calentador	15,71
		Reboiler	49,82
		Bomba Glicol	1,66
	Skid debutanizadora	Reboiler	49,39
		Compresor Reciclo	4,62
		Aeroenfriador	16,69
total		461,73	

Tabla 10 Requerimiento Energético

Los requerimientos energéticos son calculados con el simulador ProMax, estos valores son muy cercanos a los experimentales. Para conocer el requerimiento de toda la planta hay que agregar los requerimientos energéticos locativos y de otros equipos fuera de los paquetes de tratamiento.

4.3 Cuadro comparativo

Cuadro Comparativo Planta tratamiento La Loma	PODER CALORÍFICO (BTU/FT3)	PUNTO DE ROCIO DEL GAS (CRICONDENTERMICA)	GAS TRATADO (MMSCFD)	CONDENSADOS (bbl/d)	CONTENIDO DE AGUA GAS DE VENTA Lbm/MMSCFD	REQUERIMIENTO ENERGETICO	RVP (PSI)	COSTO APROX (USD MM)	COSTO KPC TRATADO (USD/KPC)
DESHIDRATAACION GLICOL	1027,74	103,12°F	4,95	37,81	0,9543	122,52 KW	11,08	1,6	323,2323232
JOULE- THOMPSON	1104,29	12,41 °F	4,86	69,03	0,8766	461,73 KW	11,15	1,8	370,3703704
REFRIGERACION MECANICA	1096,9	(-4,74°F)	4,9109	79,55	0,68	803,18 KW	11,32	2,1	427,6201918

Tabla 11 Cuadro Comparativo

	GAS PARA TEA (MMSCFD)	ETAPAS ABSORBEDOR ⁽¹²⁾	ETAPAS REGENERADOR ⁽¹²⁾	ETAPAS DEBUTANIZADORA ⁽¹²⁾
DESHIDRATAACION GLICOL	0,0003161	2	4	N.A
JOULE-THOMPSON	0,003169	2	4	5
REFRIGERANCION MECANICA	0,003522	2	4	5

Tabla 12 Cuadro comparativo B

Deshidratación con Glicol

El cuadro comparativo evidencia que el proceso con deshidratación con glicol no logra bajar la temperatura cricondentermica a menos de 45°F debido a que hay presencia en el gas de porcentajes de pesados, esto ocurre cuando no se condensan los gases como pentanos, hexanos, heptanos, etc. ⁽⁹⁾. Por consiguiente no es un proceso óptimo para cumplir con las condiciones RUT. También tiene poca producción de condensados (37,81bb/d) de los cuales solo el 7% son naftas que no hace este proceso atractivo. Es muy bueno este proceso basado en requerimientos energéticos dado que es baja la potencia instalada. Su configuración permite que no exista un flujo alto de gases a tea y presenta el costo más bajo de kpc tratado.

Joule-Thompson

El proceso de JT baja la temperatura cricondentermica a 12,41°F que es apto para condiciones RUT. El gas tratado es el menor de las tres simulaciones, debido a que hay flujos de gas en el separador final que van a tea. Es el proceso que requiere menos inyección de glicol para bajar el contenido de agua a menos de 1Lbm/MMSCFD. La obtención de condensados es de 69,03 bbl/d que es menos que la que producimos con el proceso de refrigeración mecánica, pero es un proceso que requiere menor potencial energético comparado con la refrigeración mecánica. El costo del kpc tratado es un 13,38% más bajo económicamente que con refrigeración mecánica. Lo especial de este proceso es que los condensados antes de la debutanización están prácticamente estabilizados pero no cumplen con el RVP que es necesario para la venta de condensados.

Refrigeración Mecánica

La refrigeración mecánica es el proceso más costoso y que requiere mayor potencial energético ⁽¹¹⁾ debido a que adiciona un Skid de refrigeración con propano y un Skid de regeneración con glicol, lo atractivo de este proceso es que de los tres tiene la producción más alta de condensados (79,55 bbl/d) que hace que la planta se pague en poco tiempo con la venta de los condensados estabilizados. Debido a que hay un retiro del calor a la más baja temperatura en el Skid de refrigeración, la temperatura cricondentermica va a ser la menor de los tres procesos. No hay pérdidas considerables de gas para venta haciendo que se trate el 99,19% del gas que entra de los pozos.

El RVP es muy bueno para los tres procesos eso quiere decir que están bien diseñadas las torres debutanizadoras.

5. Descripción de la planta seleccionada

A continuación se presenta la descripción de la planta de tratamiento de gas asociado para 5MMscfd, para el campo La Loma.

Balance de Materia:

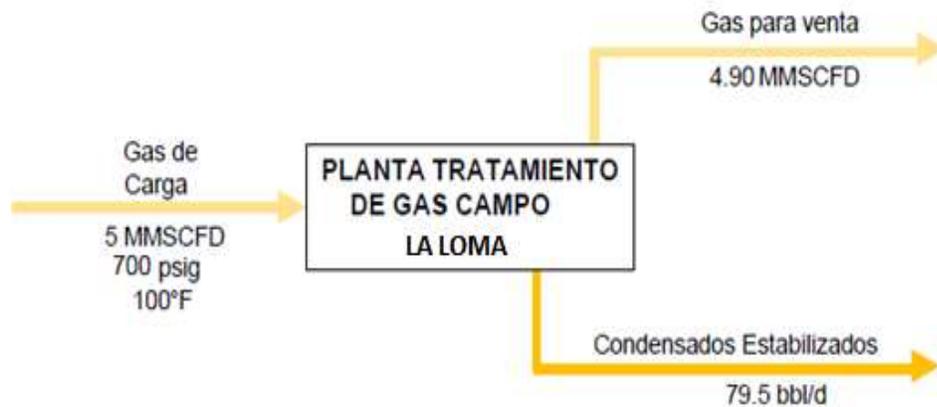


Figura 18 Balance General de Materia

La figura 17: Balance de Materia General para 5 MMscfd, presenta los flujos esperados del esquema propuesto para un caso de carga de 5MMSCFD. Se garantiza un $\pm 5\%$ en el valor de los flujos dada la cromatografía suministrada.

Descripción General del proceso:

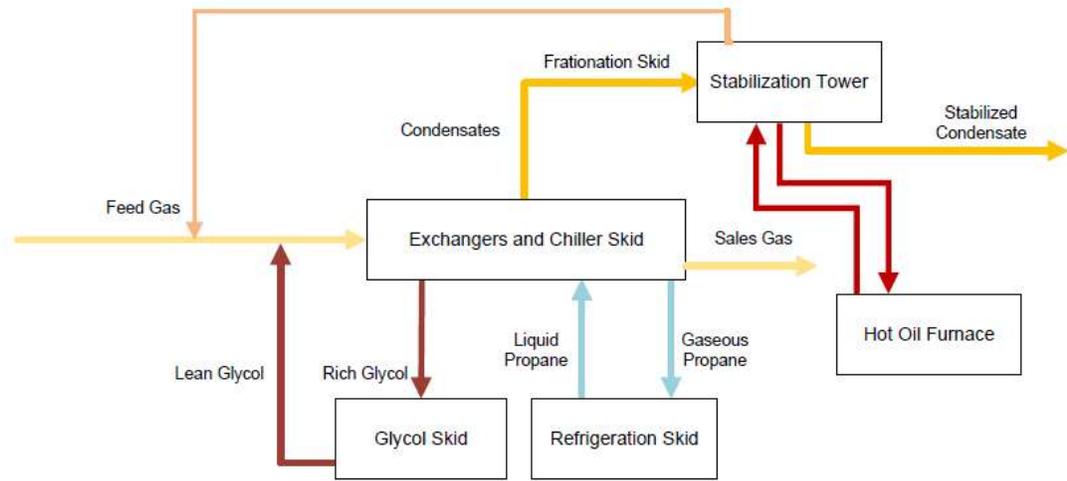


Figura 19 Diagrama de Bloques del Proceso

El diagrama de bloques general del proceso se muestra en la figura 19: Diagrama de bloques del proceso. La tecnología sugerida para la planta de tratamiento de gas del campo La Loma es la Refrigeración Mecánica.

El Gas de carga saturado de agua llega a la sección Enfriamiento, donde se produce condensación de los componentes más pesados del gas, los cuales son recolectados y enviados a la Torre Estabilizadora.

El gas con alta presión entra a la sección de refrigeración con propano, donde se enfría por intercambio con gas tratado, lo que produce más condensación. Etilenglicol se inyecta antes y después del enfriamiento en el intercambiador de gas-gas, lo anterior con el fin de evitar la formación de hidratos debido a las bajas temperaturas que se logran en esta sección de la planta. A la salida de ese intercambiador, el gas se envía al lado tubos del *Chiller*, donde intercambia calor con propano en ebullición por el lado casco. El descenso en temperatura logrado en el *Chiller* condensa la mayor parte de hidrocarburos pesados del gas.

Posteriormente, la corriente se envía al separador frío donde líquido y gas son separados. El gas tratado se envía al intercambiador Gas-Gas, como fluido de

enfriamiento del gas de entrada, y el líquido condensado a un nuevo *Chiller* donde es enfriado nuevamente para luego ser enviado a la torre estabilizadora. Dependiendo de la configuración de la venta del gas establecida, se envía el gas a los compresores de venta o a los sistemas de distribución definidos por el cliente. Para efectos de este presupuesto, se están tomando en cuenta compresores de venta, para una presión de 1200 psig.

Los hidrocarburos condensados en la sección de refrigeración con propano se envían a la Torre Estabilizadora, en la cual se retiran los componentes livianos del condensado, tales como nitrógeno, CO₂, metano y etano ⁽¹³⁾. La corriente no condensada de gas se envía a mezcla con el gas de entrada sumándose así a la corriente de gas de carga de la planta.

Finalmente, los hidrocarburos estabilizados, obtenidos por los fondos de la torre de estabilización, son enfriados y enviados a tanques de almacenamiento.

Especificaciones de los Productos:

Los cálculos realizados para este proceso permiten establecer las siguientes especificaciones para los productos:

Gas de Venta:

Volumen (5 MMscfd de carga):	4,90 MMscfd
Presión:	697 psig
Temperatura:	55,5 °F
Contenido de Agua:	Menos de 1lb/MMscfd

Condensados Estabilizados:

Volumen:	79,55 bbl/d	
Presión:	14,7 psia	
Temperatura:	111,7 °F	
RVP:	11,39	psi

6. Requerimientos

Listado de General de Equipos

1. Separador de Entrada (Trifásico)
2. *Skid* de Proceso:
 - a. Intercambiador Gas-Gas
 - b. Chiller (Gas de Proceso)
 - c. Separador de Baja temperatura
 - d. Chiller (Condensados)
3. *Skid* de regeneración de glicol
4. *Skid* de Refrigeración con propano:
 - a. Compresor de Propano
 - b. Economizador
 - c. Enfriamiento de Propano (Suelto)
 - i. Aeroenfriador de reflujo
5. *Skid* de Fraccionamiento
 - a. Torre de Estabilización
 - i. Rehervidor
 - ii. Compresor de reflujo
 - iii. Aeroenfriador de reflujo
6. Sistema de Transferencia de Calor a rehervidores con aceite:
 - a. *Scrubber* de Gas combustible
 - b. Horno
 - c. Tambor Acumulador de Aceite Caliente
 - d. Bomba para Aceite Caliente
7. CCM y centro de control
8. Medición
 - a. Flujo de gas a la entrada
 - b. Flujo de gas a la salida
 - c. Flujo de condensado estabilizado

9. Compresores de Ventas (dependiendo de las condiciones de venta)
10. Sistema de Alivio: Tea
11. Sistema Contra Incendio
12. Sistema de almacenamiento de Productos (condensado estabilizado)
13. Sistema de despacho (Condensado Estabilizado)

CONCLUSIONES

1. Se analizó la cromatografía entregada por la operadora, basada en esta se ajustó la temperatura cricondentérmica y el contenido de vapor de agua en la corriente de gas de venta, ambas condiciones se ajustaron por debajo de lo permitido por norma.
2. Se simularon todos los procesos para deshidratar el gas y obtener condensados en el simulador ProMax, encontrando nuevas herramientas para optimizar el proceso (ProMax Scenario Tool) y ver diferentes escenarios de operación.
3. Los procesos de deshidratación ideales para el gas son Joule-Thompson y Refrigeración Mecánica. La planta JT tiene la ventaja en costo por kpc tratado y menor requerimiento energético pero la planta con RM tiene mayor producción de condensados. El criterio de ingeniería del autor selecciona RM debido a que los condensados de diferencia (10,52 bbl/d) son representativos para pagar la inversión de la planta en un menor tiempo.
4. El costo final de la construcción de la planta (EPC) es de: \$25'000.000, pero en caso de un ejecutar el proyecto tipo BOMT, luego de 10 años de operación y mantenimiento se entregarían los equipos con un costo de transferencia de 1'340.000. Lo cual sería mejor negocio hacer el proyecto BOMT.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

1. **OIL FIELD REVIEW.** Manejo de la producción de Agua Residual: De residuo a recurso. 2004.
<http://www.slb.com/~/media/Files/resources/oilfield_review/spanish04/aut04/04_managing_water.pdf>
2. **INGAS.** Integrated GAS powertrain – Low emissions, CO2 optimised and efficient CNG engines for passengers cars (PC) and light duty vehicles (LDV). 2008. < <http://www.ingas-eu.org/docs/DB0.1.pdf>>
3. **ECOPETROL.** Gas Natural. 2012.
<<http://www.ecopetrol.com.co/categoria.aspx?catID=358>>
4. **DESHIDRATACION.** Memorias Capacitación Control de Hidratos: Deshidratación del Gas Natural. Prof. Hernando Ramírez Plazas – USCO.
5. **REPSOL.** Introducción al procesamiento del LGN: Repsol YPF.
6. **GPSA** (Volume I y II). 20th Ed. Tulsa, Oklahoma: Editorial Gas Processor Association, 2004. Manual Técnico de la Asociación de Productores y Procesadores de Gas de USA
7. **MARTÍNEZ,** Marcías J. Deshidratación del Gas Natural. Pág. 72
8. **TECNA,** Nuevas Tendencias En los Esquemas de Procesamiento de Gas. Jornadas de Producción y Transporte de Gas, 2011
9. **Mokhatab,** S., POE, W.A., SPEIGHT, J.G. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Burlington, MA (USA), Gulf Professional Publishing, 2006. 636 p
10. **ProMax Foundations,** “Manual de ProMax”. Elaborado por Bryan Research & Engineering, Inc. 2012.
11. **Canaán Geraldine,** (2005) Optimización del Proceso de Refrigeración Mecánica de la Planta de Extracción de GLP. Trabajo especial de grado para

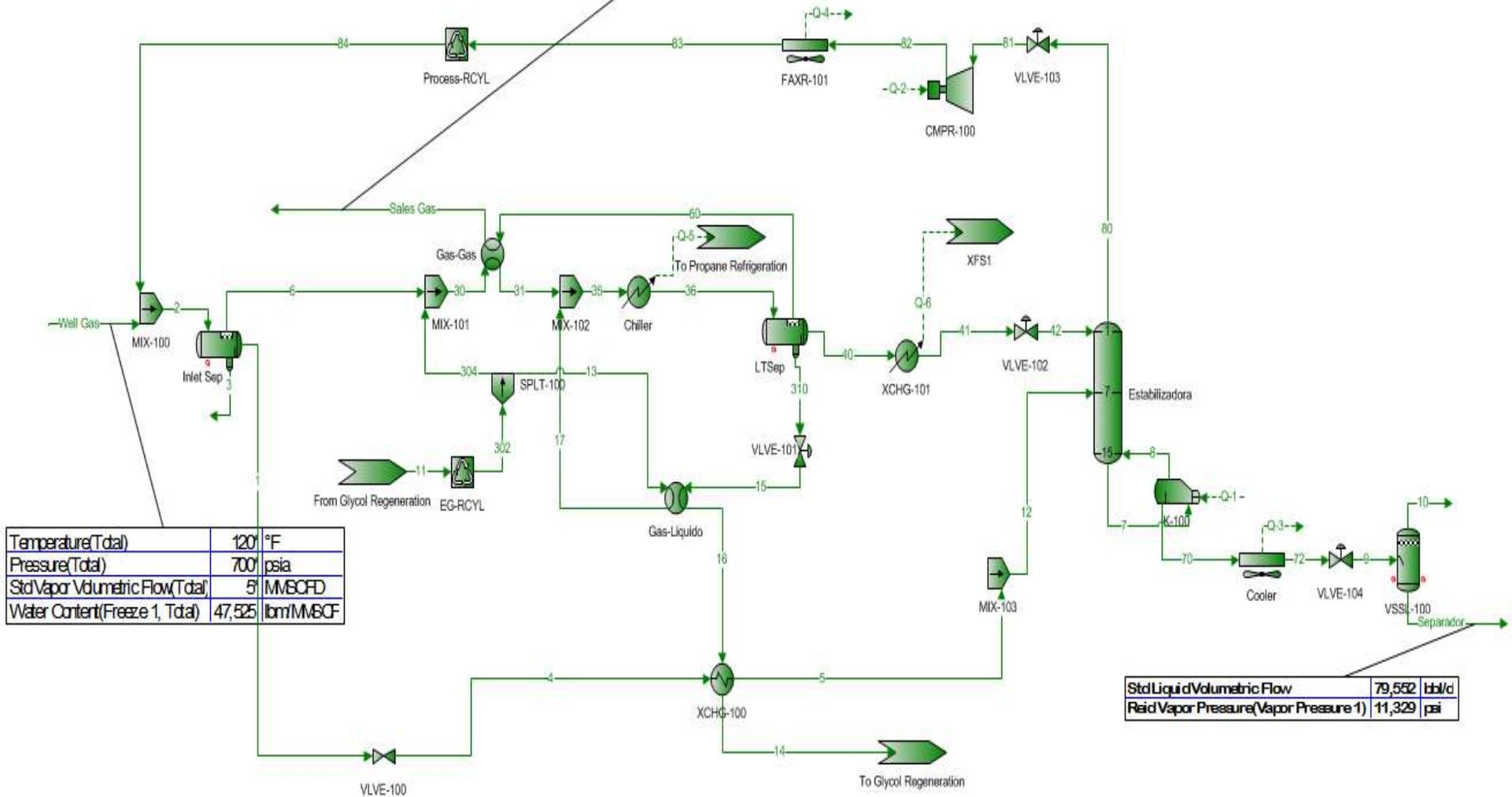
optar al Magíster en Ingeniería de Gas. Facultad de Ingeniería, División de Postgrado. Universidad de Zulia. Maracaibo, Venezuela.

12. **Younger, A.H.** (1970-1992) Natural Gas Processing Principles and Technology. First Edition. University of Calgary. Calgary. Canadá.
13. **Manning, F. y Thompson R.** (1991) Oil Field of Petroleum (Oil & Gas). Primera Edición. PennWell Books. Tulsa-Oklahoma, U.S.A

ANEXOS



Std Vapor Volumetric Flow	4,9109	MMSCFD
Gross Ideal Gas Heating Value	1098,9	Btu/ft ³
Cri condantherm Temperature(Phase Envelope 1)	-4,7531	°F
Water Dew Point(Freeze 1)	-22,793	°F
Water Content(Freeze 1)	0,68006	lbm/MMSCF



Temperature(Total)	120	°F
Pressure(Total)	700	psia
Std Vapor Volumetric Flow(Total)	5	MMSCFD
Water Content(Freeze 1, Total)	47,525	lbm/MMSCF

Std Liquid Volumetric Flow	79,552	bbbl/d
Reid Vapor Pressure(Vapor Pressure 1)	11,329	psi

Figura 20 Planta Simulada (ProMax)

Propane Refrigeration

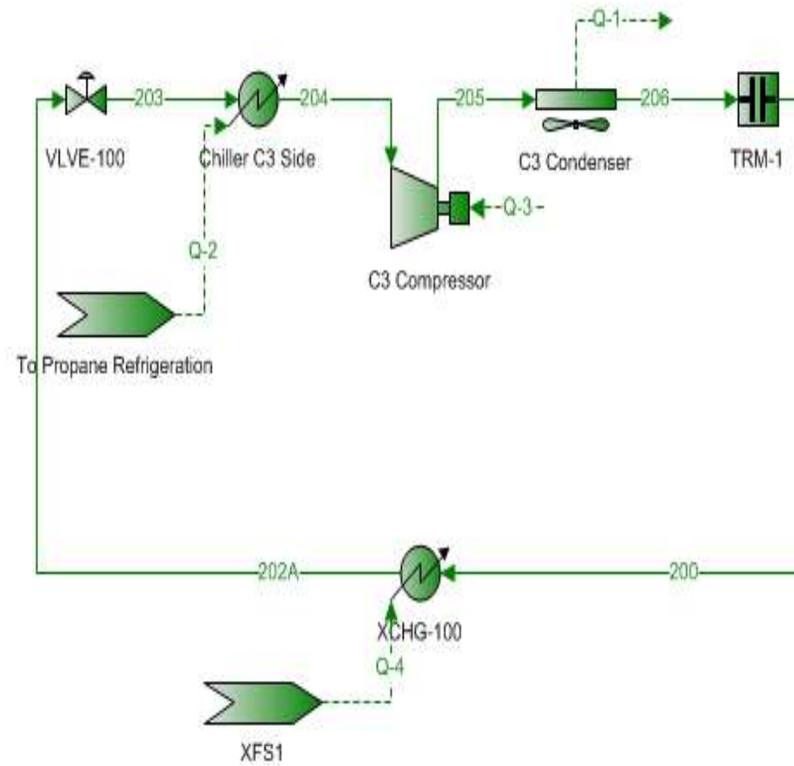


Figura 21 Skid Refrigeración Propano

Glycol Regeneration

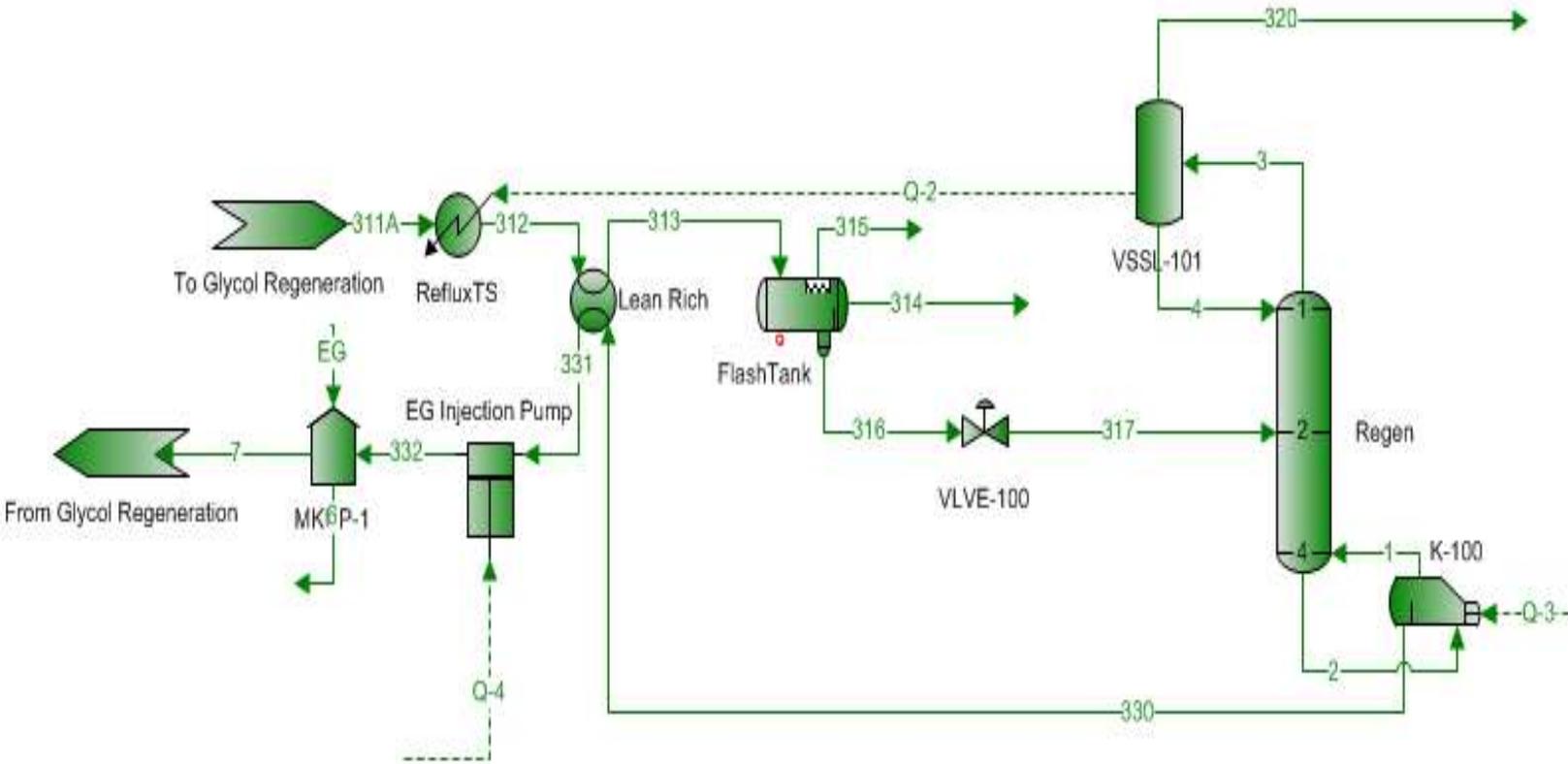


Figura 22 Skid Regeneración Glicol

AMBIENTE DE SIMULACION

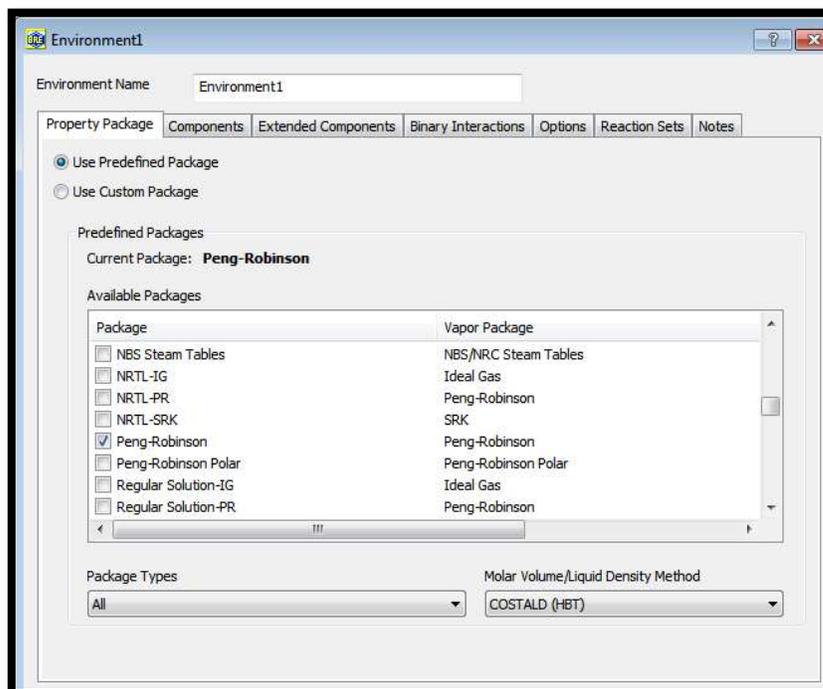


Figura 23 Ambiente de Simulación

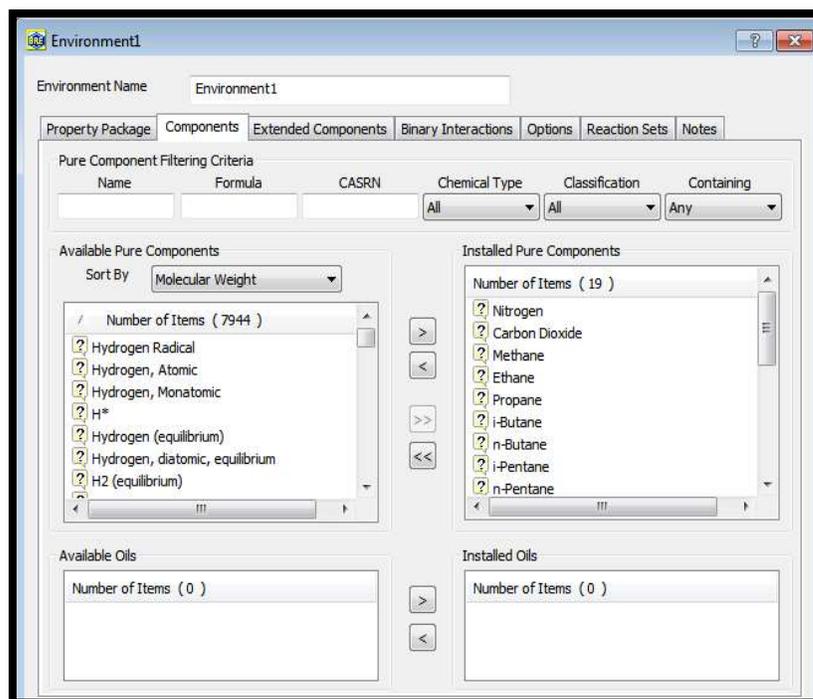


Figura 24 Componentes

CORRIENTE WELL GAS:

Grouping	Total	Vapor	Light Liquid	Heavy Liquid	Mixed Liquid
Basis	%	%	%		
Phase					
Nitrogen	1,36214	1,36765	0,107036		
Carbon Dioxide	0,173017	0,173454	0,0733673		
Methane	88,2348	88,5461	17,2777		
Ethane	4,77448	4,77904	3,73597		
Propane	2,32823	2,31803	4,65388		
i-Butane	0,562056	0,554864	2,2014		
n-Butane	0,856086	0,840728	4,35663		
i-Pentane	0,377038	0,362515	3,68726		
n-Pentane	0,274027	0,260437	3,37167		
Hexane	0,323032	0,284138	9,18838		
Benzene	0	0	0		
Heptane	0,340034	0,259744	18,641		
Toluene	0	0	0		
Octane	0,220022	0,128098	21,1727		
Nonane	0,0520052	0,019823	7,38742		
Decane	0,0230023	0,0051131	4,10056		
Water	0,10001	0,100251	0,0450963		
EG	0	0	0		
Hydrogen	0	0	0		

Tabla 13 Composición Well Gas

	Total	Vapor	Light Liquid
Temperature	120	120	120
Pressure	700	700	700
Mole Fraction Vapor	99,5632	100	0
Mole Fraction Light Liquid	0,436807	0	100
Mole Fraction Heavy Liquid	0	0	0
Molecular Weight	19,3569	19,0864	81,0134
Mass Density	2,41959	2,37803	39,3054
Molar Flow	548,99	546,592	2,39803
Mass Flow	10626,8	10432,5	194,272
Vapor Volumetric Flow	4391,96	4387,02	4,94264
Liquid Volumetric Flow	547,57	546,953	0,616225
Std Vapor Volumetric Flow	5	4,97816	0,0218404
Std Liquid Volumetric Flow	2160,98	2140,34	20,644
Compressibility	0,900217	0,903149	0,23193
Specific Gravity		0,659002	0,630208
API Gravity			81,7362
Enthalpy	-1,8413e+007	-1,82212e+007	-191762
Mass Enthalpy	-1732,7	-1746,58	-987,075
Mass Cp	0,589454	0,590095	0,555071
Ideal Gas CpCv Ratio	1,25187	1,25534	1,06141
Dynamic Viscosity		0,012661	0,231924
Kinematic Viscosity		0,332376	0,368359
Thermal Conductivity		0,0225135	0,0654761
Surface Tension			0,000758349
Net Ideal Gas Heating Value	1049,7	1036,14	4140,96
Net Liquid Heating Value	20539,4	20563,6	19243,8
Gross Ideal Gas Heating Value	1159,81	1145,27	4474,29
Gross Liquid Heating Value	22698,2	22733,5	20805,2

Tabla 14 Propiedades Well Gas

Name: Well Gas

Properties | Composition | **Analyses** | Notes

Analysis Name: Freeze 1

Phase		Total	
Solids Formation Temperature	<input checked="" type="checkbox"/>	57,7366	°F
Degrees above Solids Formation	<input checked="" type="checkbox"/>	62,2634	°F
Water Content	<input checked="" type="checkbox"/>	47,5253	lbm/MMSCF
Water Dew Point	<input checked="" type="checkbox"/>	84,3576	°F
Hydrate Formation			
High Temperature Hydrate Point	<input checked="" type="checkbox"/>	57,7366	°F
High Temperature Hydrate Point Structure		Structure II	
High Temperature Hydrate Point Region		V-L-Lw-H	
Mid Temperature Hydrate Point	<input type="checkbox"/>		°F
Mid Temperature Hydrate Point Structure			
Mid Temperature Hydrate Point Region			
Low Temperature Hydrate Point	<input type="checkbox"/>		°F
Low Temperature Hydrate Point Structure			
Low Temperature Hydrate Point Region			
Hydrate Formation Pressure	<input type="checkbox"/>		psia
Hydrate Formation Pressure Structure			
Hydrate Formation Pressure Region			
Ice Formation			
High Temperature Water Freeze Point	<input checked="" type="checkbox"/>	31,1156	°F
High Temperature Water Freeze Point Region		V-L-Lw-S	
Mid Temperature Water Freeze Point	<input type="checkbox"/>		°F
Mid Temperature Water Freeze Point Region			
Low Temperature Water Freeze Point	<input type="checkbox"/>		°F

Tabla 15 Análisis Well Gas

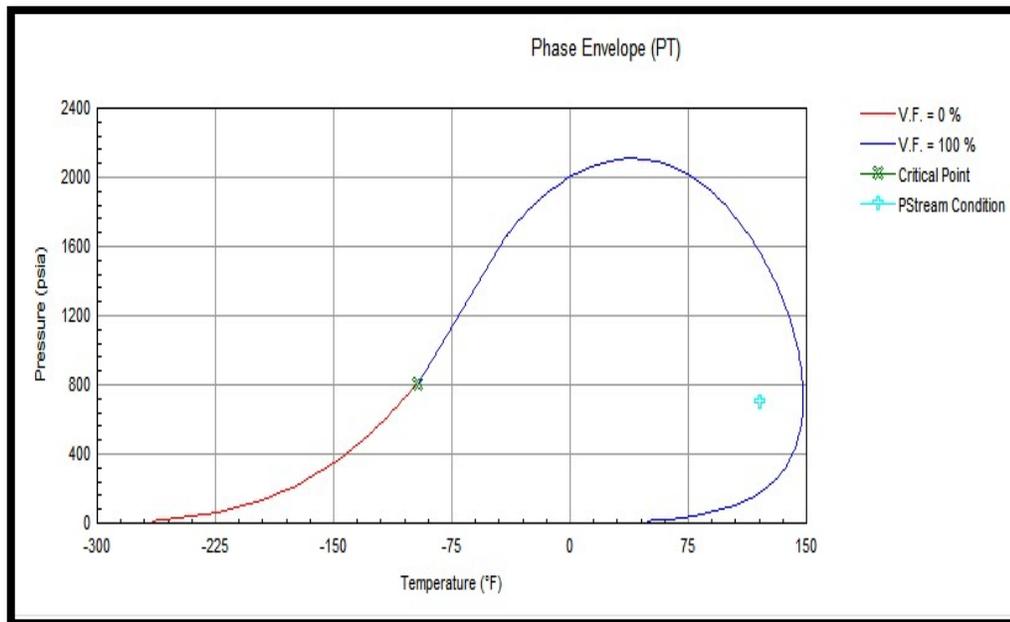


Figura 25 Phase Envelope Well Gas

CORRIENTE SALES GAS:

Name: Sales Gas				
Properties Composition Analyses Notes				
Grouping		Total	Vapor	Light Liquid
Basis		%	%	
Phase				
	Nitrogen	1,38678	1,38678	
	Carbon Dioxide	0,175103	0,175103	
	Methane	89,827	89,827	
	Ethane	4,85956	4,85956	
	Propane	2,36696	2,36696	
	i-Butane	0,563123	0,563123	
	n-Butane	0,692533	0,692533	
	i-Pentane	0,0741299	0,0741299	
	n-Pentane	0,039776	0,039776	
	Hexane	0,0101579	0,0101579	
	Benzene	0	0	
	Heptane	0,00300838	0,00300838	
	Toluene	0	0	
	Octane	0,000414735	0,000414735	
	Nonane	1,45065e-005	1,45065e-005	
	Decane	1,36353e-006	1,36353e-006	
	Water	0,0014325	0,0014325	
	EG	2,21044e-006	2,21044e-006	
	Hydrogen	0	0	

Tabla 16 Composición Sale Gas

Name: Sales Gas				
Properties Composition Analyses Notes				
		Total	Vapor	
Temperature	°F	90,9582	90,9582	
Pressure	psia	683	683	
Mole Fraction Vapor	%	100	100	
Mole Fraction Light Liquid	%	0	0	
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0	
Molecular Weight	lb/lbmol	18,2055	18,2055	
Mass Density	lb/ft ³	2,35045	2,35045	
Molar Flow	lbmol/h	539,204	539,204	
Mass Flow	lb/h	9816,47	9816,47	
Vapor Volumetric Flow	ft ³ /h	4176,43	4176,43	
Liquid Volumetric Flow	gpm	520,697	520,697	
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	4,91087	4,91087	
Std Liquid Volumetric Flow	sgpm	60,5916	60,5916	
Compressibility		0,895262	0,895262	
Specific Gravity		0,628586	0,628586	
API Gravity				
Enthalpy	Btu/h	-1,78094e+007	-1,78094e+007	
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1814,24	-1814,24	
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,591072	0,591072	
Ideal Gas CpCv Ratio		1,27482	1,27482	
Dynamic Viscosity	cP	0,0122527	0,0122527	
Kinematic Viscosity	cSt	0,325431	0,325431	
Thermal Conductivity	Btu/(h*ft*°F)	0,0215732	0,0215732	
Surface Tension	lbf/ft			
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³	992,947	992,947	
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	20668,7	20668,7	
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³	1098,95	1098,95	
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	22878,3	22878,3	

Tabla 17 Propiedades Sales Gas

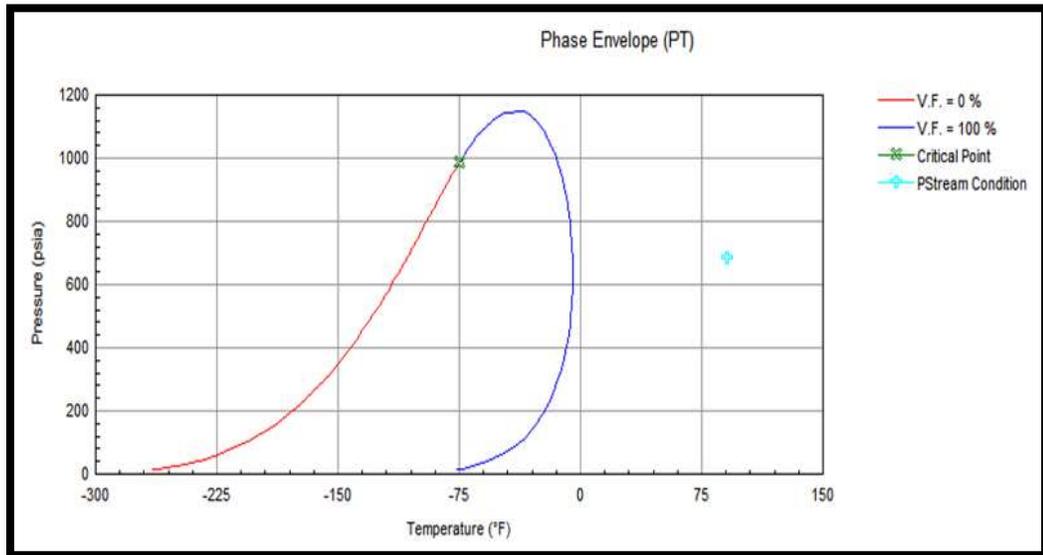


Figura 26 Phase Envelope Sales Gas

Name Sales Gas

Properties Composition Analyses Notes

Analysis

Name Freeze 1

Freeze 1

Phase Envelop...

Phase		Total	
Solids Formation Temperature	<input checked="" type="checkbox"/>	-10,857	°F
Degrees above Solids Formation	<input checked="" type="checkbox"/>	101,815	°F
Water Content	<input checked="" type="checkbox"/>	0,68006	lbm/MMSCF
Water Dew Point	<input checked="" type="checkbox"/>	-22,7927	°F
Hydrate Formation			
High Temperature Hydrate Point	<input checked="" type="checkbox"/>	-10,857	°F
High Temperature Hydrate Point Structure		Structure II	
High Temperature Hydrate Point Region		V-L-H	
Mid Temperature Hydrate Point	<input type="checkbox"/>		°F
Mid Temperature Hydrate Point Structure			
Mid Temperature Hydrate Point Region			
Low Temperature Hydrate Point	<input type="checkbox"/>		°F
Low Temperature Hydrate Point Structure			
Low Temperature Hydrate Point Region			
Hydrate Formation Pressure	<input type="checkbox"/>		psia
Hydrate Formation Pressure Structure			
Hydrate Formation Pressure Region			
Ice Formation			
High Temperature Water Freeze Point	<input checked="" type="checkbox"/>	-17,4242	°F
High Temperature Water Freeze Point Region		V-L-S	
Mid Temperature Water Freeze Point	<input type="checkbox"/>		°F
Mid Temperature Water Freeze Point Region			
Low Temperature Water Freeze Point	<input type="checkbox"/>		°F
Low Temperature Water Freeze Point Region			

Tabla 18 Análisis Sale Gas

CORRIENTE CONDENSADOS:

Name: Separador

Properties Composition Analyses Notes

Grouping	Total	Vapor	Light Liquid
Basis	%		%
Phase			
Nitrogen	0		0
Carbon Dioxide	6,43885e-012		6,43885e-012
Methane	9,41894e-012		9,41894e-012
Ethane	1,20597e-007		1,20597e-007
Propane	0,000456636		0,000456636
i-Butane	0,37146		0,37146
n-Butane	9,45504		9,45504
i-Pentane	17,7079		17,7079
n-Pentane	13,9011		13,9011
Hexane	19,2228		19,2228
Benzene	0		0
Heptane	20,9446		20,9446
Toluene	0		0
Octane	13,7075		13,7075
Nonane	3,25018		3,25018
Decane	1,43872		1,43872
Water	4,41091e-012		4,41091e-012
EG	0,000195944		0,000195944
Hydrogen	0		0

Flow Rates

Molar Flow	8,7738	lbmol/h
Mass Flow	771,594	lb/h
Std Vapor Volumetric Flow	0,0799085	MMSCFD
Normal Vapor Volumetric Flow	0,075603	MMCFD
Std Liquid Volumetric Flow	2,32026	sgpm

Tabla 19 Composicion Condensados

Name: Separador

Properties Composition Analyses Notes

	Total	Vapor	Light Liquid	Heavy Liquid
Temperature	°F	111,701		111,701
Pressure	psia	14,696		14,696
Mole Fraction Vapor	%	0		0
Mole Fraction Light Liquid	%	100		100
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0		0
Molecular Weight	lb/lbmol	87,9429		87,9429
Mass Density	lb/ft^3	40,0045		40,0045
Molar Flow	lbmol/h	8,7738		8,7738
Mass Flow	lb/h	771,594		771,594
Vapor Volumetric Flow	ft^3/h	19,2876		19,2876
Liquid Volumetric Flow	gpm	2,40469		2,40469
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	0,0799085		0,0799085
Std Liquid Volumetric Flow	sgpm	2,32026		2,32026
Compressibility		0,00526876		0,00526876
Specific Gravity		0,641417		0,641417
API Gravity		80,1854		80,1854
Enthalpy	Btu/h	-750119		-750119
Mass Enthalpy	Btu/lb	-972,168		-972,168
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,541892		0,541892
Ideal Gas CpCv Ratio		1,0575		1,0575
Dynamic Viscosity	cP	0,258204		0,258204
Kinematic Viscosity	cSt	0,402932		0,402932
Thermal Conductivity	Btu/(h*ft*°F)	0,0654342		0,0654342
Surface Tension	lbf/ft	0,00109274		0,00109274
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft^3	4489,89		4489,89
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	19215,5		19215,5
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft^3	4848,36		4848,36
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	20762,4		20762,4

Tabla 20 Propiedades Condensados

Name:

Properties | Composition | **Analyses** | Notes

Analysis Name: Vapor Pressure 1

Vapor Pressure 1

Phase		Total	
Perform Calculations on Dry Basis	<input type="checkbox"/>		
Bubble Point Temperature	<input checked="" type="checkbox"/>	111,701	°F
Bubble Point Pressure	<input checked="" type="checkbox"/>	14,696	psia
Dew Point Temperature	<input checked="" type="checkbox"/>	206,905	°F
Dew Point Pressure	<input checked="" type="checkbox"/>	1,72551	psia
True Vapor Pressure	<input checked="" type="checkbox"/>	-2,61988	psig
Reid Vapor Pressure	<input checked="" type="checkbox"/>	11,3288	psi

Tabla 21 Análisis Condensados

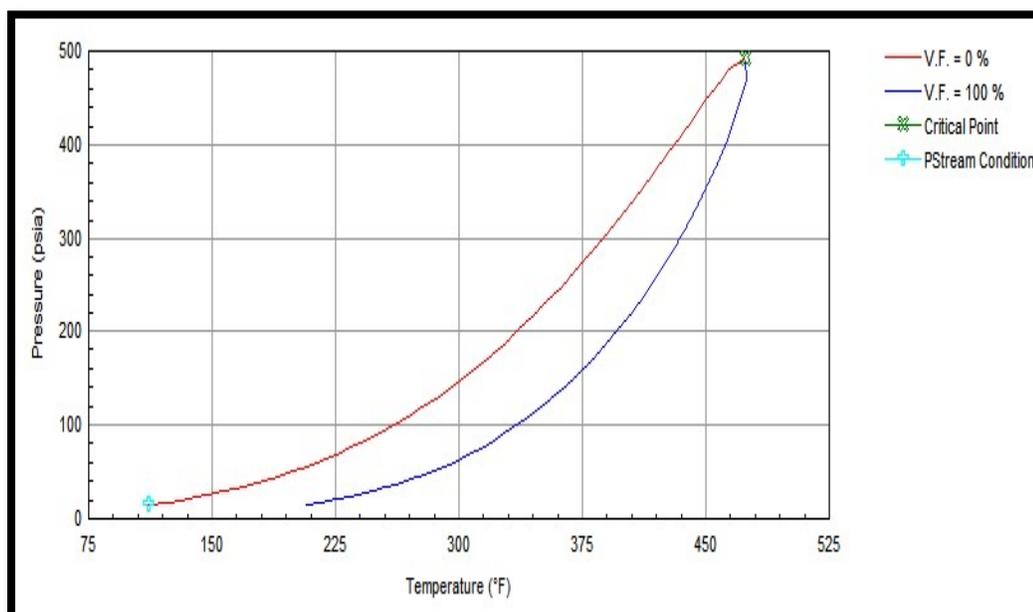


Figura 27 Phase Envelope Condensados