

**“EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA PARA DETERMINAR LA MEJOR
ALTERNATIVA DE NEGOCIO PARA COMERCIALIZACIÓN Y TRATAMIENTO
DEL GAS NATURAL DE LOS CAMPOS DE LA SUPERINTENDENCIA DE
MARES DE LA GERENCIA REGIONAL MAGDALENA MEDIO”**

**ELGA PATRICIA PABÓN
INGRID NAVARRO OCHOA**

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

2012

**“EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA PARA DETERMINAR LA MEJOR
ALTERNATIVA DE NEGOCIO PARA COMERCIALIZACIÓN Y TRATAMIENTO
DEL GAS NATURAL DE LOS CAMPOS DE LA SUPERINTENDENCIA DE
MARES DE LA GERENCIA REGIONAL MAGDALENA MEDIO”**

**ELGA PATRICIA PABÓN
INGRID NAVARRO OCHOA**

**Monografía para optar al título de
ESPECIALISTA EN INGENIERÍA DE GAS**

**Directora
ROCÍO DEL PILAR RINCÓN PARDO
Ingeniera de Petróleos**

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

2012

DEDICATORIA

Con todo mi afecto, cariño y amor para todas y cada una de las personas que me apoyaron y animaron para sacar esta especialización adelante.

INGRID

Para mi esposo Jaime y mis hijos Mario Iván y Gabriela quienes con paciencia y comprensión soportaron varias horas sin la compañía de su mamá. Su apoyo fue muy importante para lograr esta nueva meta.

PATRICIA

AGRADECIMIENTOS

Las autoras expresan sus más sinceros agradecimientos a:

A **Dios** por darnos la sabiduría y la fortaleza que necesitamos para poder alcanzar esta meta.

Escuela de Ingeniería de Petróleos – EIP, a todo personal docente por los conocimientos compartidos y colaboración y a su personal administrativo por su apoyo desinteresado.

Rocío del Pilar Rincón Pardo, Ingeniera de Petróleos, por su respaldo, tiempo, sugerencias y dirección brindada en todo momento.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. GENERALIDADES	21
1.1 GAS NATURAL	21
1.2 COMPONENTES DEL GAS NATURAL	22
1.3 TRATAMIENTO DE GAS NATURAL	23
1.4 USOS DEL GAS NATURAL Y SUS LÍQUIDOS	28
1.4.1 Combustible Eficiente	29
1.4.2 Insumo Para Procesos	30
1.5 LEGISLACIÓN COLOMBIANA	30
1.6 FACILIDADES DE SUPERFICIE	32
2. PLANTA DE GAS EL CENTRO	33
2.1 CONDICIONES DEL SITIO	34
2.1.1 Datos del Sitio	35
2.1.2 Datos Meteorológicos	35
2.2 Caracterización de los Fluidos	36
2.3 GPM DEL GAS EL CENTRO	36
2.4 PROCESO DE TRATAMIENTO DEL GAS	37
3. TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO DE GAS EVALUADAS PARA EL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS	39
3.1 BASES Y PREMISAS DE DISEÑO	39
3.2 DESARROLLO DE LAS SIMULACIONES	40
3.2.1 Preparación del Gas de Alimentación a la Planta	40
3.2.2 Propuestas de Esquema de Procesos para las Opciones	41
3.3 ALTERNATIVA 1 - ABSORCIÓN CON ACEITE JP-1 Y REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON CICLO DE PROPANO	41
3.3.1 Equipos Requeridos y Descripción del Proceso	43
3.3.2 Ventajas	45

3.3.3 Desventajas	45
3.4 ALTERNATIVA 2 - DESHIDRATACIÓN DE GAS Y NO OBTENCIÓN DE PRODUCTOS BLANCOS	46
3.4.1 Caracterización de la fracción pesada	47
3.4.2 Ajuste de la máxima temperatura de rocío de hidrocarburos.	48
3.4.3 Poder Calorífico del gas	50
3.4.4 Deshidratación del gas	50
3.4.5 Equipos requeridos	51
3.4.6 Ventajas	51
3.4.7 Desventajas	51
3.4.8 Capex y Opex	51
3.5 ALTERNATIVA 3. PROCESO CON REFRIGERACIÓN MECÁNICA	52
3.5.1 Alternativa 3A - Ciclo Refrigeración con Propano, LGN (GLP Y GASOLINA NATURAL)	53
3.5.2 Alternativa 3B Ciclo de Refrigeración con Propano, LGN (PROPANO, BUTANO Y GASOLINA NATURAL).	54
3.5.3 Ventajas	56
3.5.4 Desventajas	56
3.5.5 Capex y Opex	57
3.6 ALTERNATIVA 4 - PROCESO DE AUTOREFRIGERACION (EXPANSIÓN VALVULA JOULE-THOMPSON)	57
3.6.1 Alternativa 4A - Expansión Joule Thompson, LGN (Propano, Butano Y Gasolina Natural).	58
3.6.2 Alternativa 4B Expansión Joule Thompson, LGN (GLP Y GASOLINA NATURAL).	60
3.6.3 Ventajas	62
3.6.4 Desventajas	63
3.6.5 Capex y Opex	63
4. RESULTADOS ANALISIS FINANCIERO	64
5. CONCLUSIONES	67

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Principales componentes del gas natural	23
Figura 2. Tecnologías para deshidratación del gas natural	26
Figura 3. Arreglo típico de endulzamiento de gas natural con amina	27
Figura 4. Arreglo típico de control de punto de rocío con refrigeración mecánica	28
Figura 5. Sistema de recolección de gas rico a Planta de Gas El Centro	34
Figura 6. Esquema General de Proceso de Planta de Gas El Centro	38
Figura 7. Ciclo Estándar de refrigeración mecánica	42
Figura 8. Esquema de refrigeración mecánica para la planta de gas el centro	44
Figura 9. Esquema de deshidratación para la planta de gas el centro	47
Figura 10. Caracterización fracción pesada gas planta el centro.	48
Figura 11. Envolvente de fases del gas de carga de planta de gas ELC	49
Figura 12. Diagrama de flujo refrigeración mecánica GLP & GN	54
Figura 13. Diagrama de flujo refrigeración mecánica C3, C4 & GN	56
Figura 14. Diagrama típico de Joule Thompson	58
Figura 15. Diagrama de flujo de Joule Thompson GLP & GN	60
Figura 16. Diagrama de flujo de Joule Thompson C3, C4 & GN	62
Figura 17. Resultados evaluación financiera	66

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición gases que alimentan la planta de gas el centro	36
Tabla 2. Gasolina natural recuperable en la planta de gas el centro	37
Tabla 3. Hidrocarburos líquidos recuperables escenario 1	43
Tabla 4. Costos operacionales de absorción refrigerada	45
Tabla 5. Inversión requerida en absorción refrigerada	46
Tabla 6. Inversión requerida en deshidratación de gas	51
Tabla 7. Costos operacionales deshidratación de gas	52
Tabla 8. Costos operacionales refrigeración mecánica	57
Tabla 9. Inversión Requerida Refrigeración Mecánica	57
Tabla 10. Inversiones requeridas Joule Thompson	63
Tabla 11. Costos operacionales Joule Thompson	63
Tabla 12. Balance volumétrico para todos los escenarios evaluados	64
Tabla 13. Inversiones requeridas en todos los escenarios evaluados	65
Tabla 14. Costos operacionales en todos los escenarios evaluados	65
Tabla 15. Precios de gas portafolio ECP 2012	65
Tabla 16. Pronósticos de gas de formación	65
Tabla 17. Resultados evaluación financiera	66

GLOSARIO

Absorción: Proceso mediante el cual un líquido retiene vapores o gases de manera selectiva.

Adsorción: Proceso de atracción y retención de un líquido o un gas de una corriente de proceso por medio de un compuesto sólido.

Análisis Cromatográfico: Método para la determinación de la composición química del gas natural. Los componentes de una muestra representativa se separan físicamente por medio del método de Cromatografía de gas y se comparan con los de una mezcla de referencia de composición conocida. La composición del gas natural incluye metano, etano, propano, butanos, hidrocarburos más pesados, nitrógeno, bióxido de carbono y oxígeno. El análisis cromatográfico proporciona datos para el cálculo de las propiedades fisicoquímicas tales como el poder calorífico y la densidad relativa.

Calentador: Un calentador es un intercambiador de calor que aumenta la temperatura de una corriente, sin que normalmente ocurra un cambio de fase. Como fuente de calor puede utilizarse una corriente de servicio; tal como vapor de agua, aceite caliente, fluidos térmicos o líquidos químicos o una corriente de proceso de entalpía alta; por ejemplo: la descarga de un reactor operado a alta temperatura.

Campo de Gas: Un yacimiento que contiene gas natural y aceite, con una mayor proporción de gas. El condensado aparece cuando el gas es extraído del pozo, y su temperatura y presión cambian lo suficiente para que parte del mismo se convierta en petróleo líquido

Cantidad de agua removida: El gas crudo al entrar al proceso de deshidratación contiene una cantidad de agua en forma de vapor y después de deshidratado contendrá una cantidad menor, la diferencia entre estas dos cantidades es el agua removida.

Condensado: Este puede referirse a cualquier mezcla de hidrocarburos relativamente ligeros que permanecen líquidos a temperatura y presión normales. Tendrán alguna cantidad de propano y butano disueltos en el condensado. A diferencia del aceite crudo, tienen poca o ninguna cantidad de hidrocarburos pesados de los que constituyen el combustible pesado. Hay tres fuentes principales de condensado: a) hidrocarburos líquidos que se separan cuando el gas crudo es tratado. Este condensado típicamente consiste en C5 a C8. b) Los hidrocarburos líquidos provenientes del gas no asociado que son recuperados en la superficie. c) los hidrocarburos líquidos que provienen de los yacimientos de gas/condensado. Estos apenas se distinguen de un crudo liviano estabilizado.

Condensador: Es una unidad en la cual los vapores de proceso se convierten total o parcialmente en líquidos. Generalmente, se utiliza agua o aire como medio de enfriamiento. Un “condensador de contacto directo” es una unidad en la cual el vapor es condensado mediante contacto directo con el medio enfriante, eliminando la superficie de transferencia de calor que separa el medio enfriante y el vapor.

Dew Point (Punto de rocío): Presión y temperatura a la cual se forma la primera gota de líquido de una sustancia que está en estado de vapor.

Depresión del punto de rocío: Diferencia entre, la temperatura de rocío del gas a la entrada a la contactora y la temperatura de rocío a la salida, después de la deshidratación.

Enfriador: Es una unidad en la cual una corriente de proceso intercambia calor con agua o aire sin que ocurra cambio de fase.

Evaporador: Los evaporadores son intercambiadores de calor usados específicamente para concentrar soluciones mediante la evaporación parcial del solvente, algunas veces hasta el punto que ocurra el fenómeno de la cristalización. Son diseñados para optimizar la producción del producto líquido o sólido

Gas Natural: Una mezcla de hidrocarburos, generalmente gaseosos presentes en forma natural en estructuras subterráneas. El gas natural consiste principalmente de metano (80%) y proporciones significativas de etano, propano y butano. Habrá siempre alguna cantidad de condensado y/o aceite asociado con el gas.

Gas rico: Gas predominantemente con metano, pero con una proporción relativamente alta de otros hidrocarburos. Muchos de estos hidrocarburos normalmente se separan como líquidos del gas natural.

Gas pobre: Gas con relativamente pocos hidrocarburos diferentes al metano. El poder calorífico es típicamente alrededor de 1,000 Btu/pié cúbico estándar, a menos que esté presente una proporción significativa de gases que no sean hidrocarburos.

Gas Residual o de Ventas: Gas crudo, después de ser procesado para remover LPG, Condensado y bióxido de carbono. Gas a ventas consiste de metano y etano

Gas dulce: Gas natural que contiene cantidades muy pequeñas de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono. El gas dulce reduce las emisiones de bióxido de azufre a la atmósfera

Gas amargo: Gas natural que contiene cantidades significativas de ácido sulfhídrico. El gas amargo se trata usualmente con trietanolamina para remover los elementos indeseables.

Glicol: Líquido higroscópico, cuya fórmula química es $C_6H_{14}O_4$, usado como absorbente del vapor de agua en el proceso de deshidratación.

Higroscopia: Capacidad de una sustancia para absorber y retener agua.

Intercambiador: Es el nombre genérico de un dispositivo mecánico, o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o más corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo

Rehervidor: Es un vaporizador frecuentemente usado para generar un flujo de vapor que suministra el calor latente de vaporización al fondo de una columna o torre fraccionadora.

Refrigerador: Es una unidad que utiliza un refrigerante para enfriar un fluido, hasta una temperatura menor que la obtenida si se utilizara aire o agua como medio de enfriamiento.

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA PARA DETERMINAR LA MEJOR ALTERNATIVA DE NEGOCIO PARA COMERCIALIZACIÓN Y TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL DE LOS CAMPOS DE LA SUPERINTENDENCIA DE MARES DE LA GERENCIA REGIONAL MAGDALENA MEDIO*

AUTORAS: ELGA PATRICIA PABÓN
INGRID NAVARRO OCHOA**

PALABRAS CLAVES: Gas Natural, Tratamiento de Gas, Deshidratación, Recuperación de Condensados, Punto de Rocío de Hidrocarburos.

DESCRIPCIÓN

En la actualidad, la Planta de Gas El Centro tiene una capacidad instalada de 110 MMSCFD y una carga real de 15 MMSCFD provenientes de los campos Lizama, , La Cira-Infantas y Opón. Las diferencias entre las condiciones de diseño y las operativas actuales son principalmente el resultado de la declinación temprana de producción del Campo Opón para el cual fue realizada la ampliación de la planta. Las condiciones de operación por debajo del *turdown* para el que fue diseñada la planta complican el establecimiento de las variables óptimas del proceso para realizar la conversión de blancos y han aumentado considerablemente el consumo de energía y del fluido absorbente (jet A1).

Por otra parte el proceso actual de tratamiento del gas carece de sistemas de deshidratación y refrigeración adecuados, lo que aumenta las condiciones de temperatura y humedad del gas y dificulta su proceso de secado, generando así arrastres de agua y aceite hacia el gasoducto El Centro - Refinería Barrancabermeja. El gas producido es utilizado en Refinería GRB como combustible de sus hornos y calderas y también es distribuido en el Corregimiento El Centro para consumo domiciliario, por lo cual debe asegurarse que cumpla con las condiciones establecidas en el Reglamento Único de transporte (RUT).

En este documento se evalúan diferentes alternativas para el tratamiento de gas desde el punto de vista técnico y financiero y se genera una recomendación de la mejor alternativa para que se adopte en la planta de tratamiento de Gas El Centro y se optimice su operación.

* Proyecto de Grado

** Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenieras Físicoquímicas. Escuela de Ingeniera de Petróleos. Directora. Rocío Del Pilar Rincón Pardo Ingeniera de Petróleos

ABSTRACT

TITLE: EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA PARA DETERMINAR LA MEJOR ALTERNATIVA DE NEGOCIO PARA COMERCIALIZACIÓN Y TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL DE LOS CAMPOS DE LA SUPERINTENDENCIA DE MARES DE LA GERENCIA REGIONAL MAGDALENA MEDIO*

AUTHORS: ELGA PATRICIA PABÓN
INGRID NAVARRO OCHOA**

KEY WORDS: Natural Gas, Gas Treatment, Dehydration, Condensates Recovery, Hydrocarbon Dew Point.

DESCRIPTION

Currently, the gas treatment plant El Centro has an installed capacity of 110 MMSCFD and a real feed of 15 MMSCFD coming from the fields Lizama, La Cira-Infantas and Opon. The differences between design and operating conditions are mainly the result of the early declining production of Opon Field for which it was made the expansion of the plant. The operating conditions below the turndown of the plant complicate the set of optimal process variables in order to obtain the valuable products conversion and have increased dramatically the energy and fluid absorbent (Jet A1) consumption.

The actual gas treatment process does not has an adequate dehydration and cooling system, which increases the temperature and humidity conditions and difficult the gas dehydration process, generating water and oil carryover into the pipeline El Centro - Barrancabermeja Refinery. The gas produced is used as fuel in the Refinery furnaces and boilers and is also distributed in the township's Center for domestic consumption, so it is necessary be sure to comply with the conditions establish on the Colombia's Transport Regulation).

This document evaluates various alternatives for the gas treatment from the technical and economical point of view and chooses the best alternative for the Gas Treatment in the Plant El Centro in order to optimize its operation and accomplish the transport regulations.

* Graduation Project

** Industrial University of Santander. Physicochemical School of Engineers. School of Petroleum Engineering. Director. Rocio Rincon Del Pilar Pardo Petroleum Engineer

INTRODUCCIÓN

En la industria del gas natural existen muchos procesos: producción, transporte, tratamiento, procesamiento, etc. El gas es transportado generalmente por gasoductos, donde una serie de cambios a lo largo de las líneas de transferencia como caídas de presión y cambios de temperatura, ocasionan condensación de los líquidos que el gas natural lleva, lo cual es un problema para el transporte del gas ya que pueden formarse hidratos y a la postre serios problemas de integridad de las líneas que hacen parte del gasoducto, por lo anterior se hace necesario la instalación de plantas de tratamiento en las que se deshidrate, se endulce, se le retiren los hidrocarburos condensables y se le comprima para asegurar un óptimo transporte y distribución del mismo.

Por lo general el fluido proveniente de los pozos de producción contiene una fase líquida (crudo-agua), y una fase gaseosa (gas natural). Dichos fluidos deben ser separados para su tratamiento y disposición final, por lo que son transferidos a una estación de tratamiento. Al extraer los hidrocarburos líquidos y el agua del gas natural, se controla la posible aparición de problemas en las líneas de transferencia de gas y en el usuario final, como la corrosión, variaciones en el poder calorífico, disminución de la capacidad de transporte debido a aumentos en las caídas de presión, necesidad de instalación de estaciones de re compresión, entre otros.

Una de las necesidades que evalúa constantemente la industria del gas natural es la manera de optimizar y hacer cada vez más eficientes los procesos y equipos de dentro de las facilidades de producción; ya que de esta forma se adecuan los productos a las exigencias del mercado nacional, se recuperan hidrocarburos líquidos de alto valor comercial, que luego son procesados en refinerías para convertirlos en productos útiles para la industria, o son enviados a petroquímica para convertirlos en productos terminados.

Para lograr optimizar la operación y mejorar los procesos de la Planta de Gas El Centro, se realizará una evaluación técnico-financiera de varias alternativas de tratamiento y procesamiento del gas y se escogerá la que resulte más viable para ser implementada en la planta.

1. GENERALIDADES

1.1 GAS NATURAL

El gas natural es un combustible que se obtiene de rocas porosas del interior de la corteza terrestre y se encuentra mezclado con el petróleo crudo cerca de los yacimientos. Como se trata de un gas, puede encontrarse sólo en yacimientos separados. La manera más común en que se encuentra este combustible es atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable. En condiciones de alta presión se mezcla o disuelve aceite crudo.

El gas natural arrastra desde los yacimientos componentes indeseables como son: el ácido sulfhídrico (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) y agua en fase gaseosa, por lo que se dice que el gas que se recibe es un gas húmedo, amargo e hidratado; amargo por los componentes ácidos que contiene, húmedo por la presencia de hidrocarburos líquidos e hidratado por la presencia de agua que arrastra desde los yacimientos.

Existen diversas denominaciones que se le asignan al gas natural y por lo general se asocia a los compuestos que forman parte de su composición. Por ejemplo cuando en el gas natural hay H_2S a niveles por encima de 4 ppm por cada pie cúbico de gas se dice que es un gas “amargo” y cuando la composición desciende a menos de 4 ppm se dice que es un gas “dulce”.

El gas natural se encuentra en tres (3) grandes grupos:

1. Asociado: Cuando se encuentra disuelto en crudo, y su producción se desarrolla simultáneamente a la de crudo, puesto que a medida que la corriente de crudo se aproxima a la superficie y su presión disminuye el gas es liberado de este.

2. No asociado: Cuando se encuentra en formaciones que no contienen hidrocarburos pesados, típicamente acompañados de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno.

3. No convencionales: Otros tales como los lechos de metano encontrados en las minas de carbón, hidratos de metano hallados bajo el permafrost, o el biogás producto de la descomposición de residuos en rellenos sanitarios.

1.2 COMPONENTES DEL GAS NATURAL

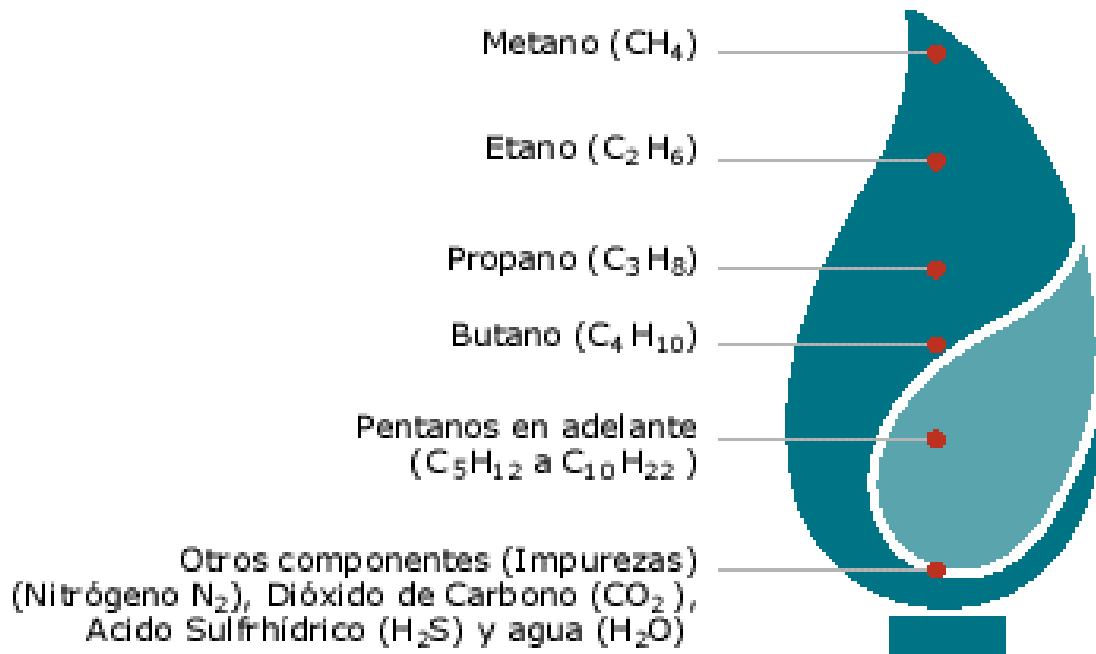
No existe una composición o mezcla que se pueda tomar para generalizar la composición del gas natural. Cada gas tiene su propia composición, de hecho dos pozos de un mismo yacimiento puede tener una composición diferente entre sí. También la composición del gas varía conforme el yacimiento va siendo explotado, es por eso que se deberá hacer un análisis periódico al gas que es extraído, para adecuar los equipos de explotación a la nueva composición y evitar problemas operacionales.

Cuando el gas natural es extraído de los yacimientos presenta impurezas las cuales hay que eliminar ya que pueden provocar daños al medio ambiente, corrosión en equipos o disminuir el valor comercial del gas.

Normalmente se compone de hidrocarburos con muy bajo punto de ebullición. El Metano es el principal constituyente de este combustible, con un punto de ebullición de -245°F , el etano con un punto de ebullición de -128°C , puede estar presente en cantidades de hasta 10%; el propano cuyo punto de ebullición es de hasta -44°F , representa un 3%. El butano, pentano, hexano y octano también pueden estar presentes.

La composición de una mezcla de gas natural puede ser expresada tanto en fracción mol, fracción volumen o fracción peso de sus componentes, aunque también puede ser expresada en porcentaje molar, volumétrico o en peso.

Figura 1. Principales componentes del gas natural



Fuente: Universidad Autónoma del Carmen Facultad de Química, Seminario de ingeniería.

1.3 TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

El desarrollo de un campo de gas pasa por las etapas de producción, recolección, tratamiento, procesamiento y transporte a usuarios finales. El fluido de pozos está compuesto por hidrocarburos líquidos, gas, agua (libre y de saturación) y sólidos del yacimiento (arena, calcita, sal, etc.).

Antes de ser entregado a los transportadores el gas natural debe someterse a algunos tratamientos para cumplir con las especificaciones de calidad necesarias para ser comercializado. Estas especificaciones han sido establecidas con el fin de proteger la infraestructura de transporte y de los usuarios finales.

El tratamiento típico del gas natural comprende recolección, separación primaria, compresión, endulzamiento, deshidratación y control de punto de rocío hidrocarburo.

La eliminación de compuestos ácidos (H_2S y CO_2) se realiza mediante el uso de tecnologías que se basan en sistemas de absorción – agotamiento utilizando un solvente selectivo. El gas alimentado se denomina “amargo / ácido”, el producto “gas dulce” y el proceso se conoce como endulzamiento.

La recuperación de etano e hidrocarburos licuables o condesados se realiza mediante procesos criogénicos (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por destilación fraccionada) previo proceso de deshidratación para evitar la formación de sólidos (hidratos).

El fraccionamiento de los hidrocarburos líquidos recuperados se realiza en torres fraccionadoras que permiten la obtención de corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina; en ocasiones también resulta conveniente separar el isobutano del n- butano para usos muy específicos.

Cada etapa de tratamiento puede desarrollarse de diferente forma de acuerdo con la tecnología seleccionada.

Deshidratación. Las principales razones para remover el vapor de agua del gas natural son las siguientes:

1. El agua líquida y el gas natural pueden formar hidratos que taponan los equipos y tuberías.
2. El agua líquida del gas natural es corrosiva principalmente si contiene CO_2 y H_2S .

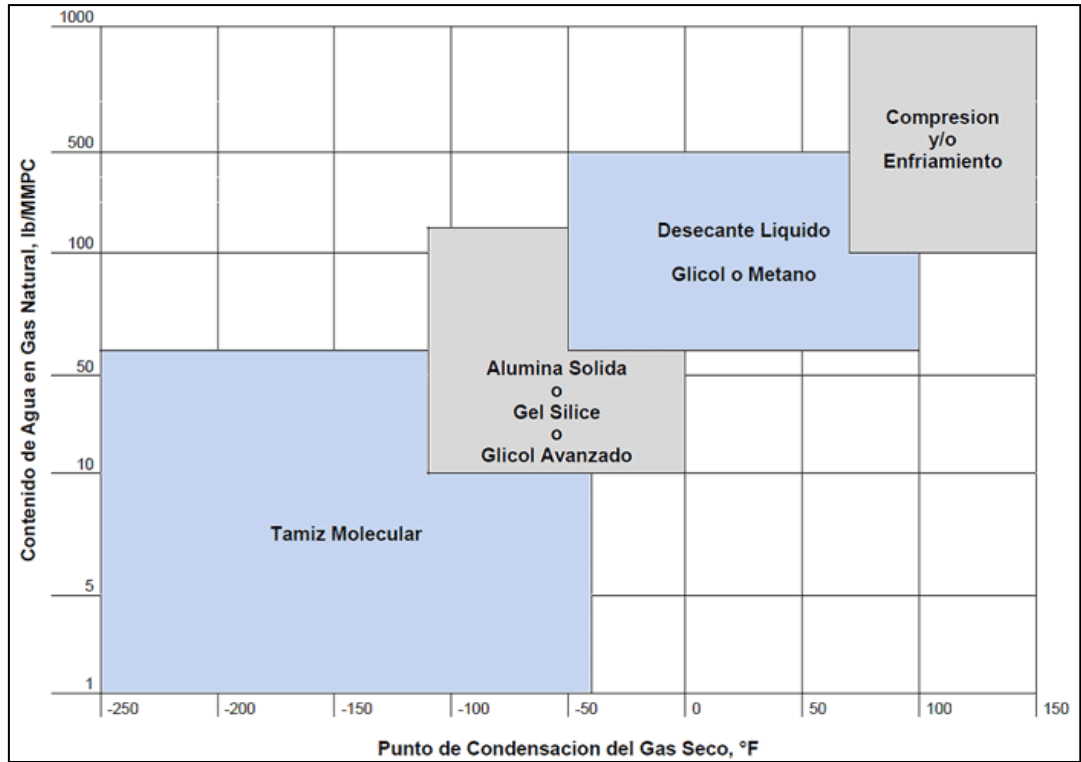
3. El vapor de agua del gas natural puede condensarse en las líneas llegando a causar taponamiento
4. Optimizar el funcionamiento de los compresores
5. Cumplir con calidad exigida para su transporte en tuberías y comercialización.

Se utilizan dos conceptos muy importantes para referirse al contenido de humedad del gas y por ende a la eficiencia de las unidades de deshidratación: El punto de rocío y la depresión del punto de rocío.

Las tecnologías más utilizadas para el endulzamiento del gas son:

- Expansión-Refrigeración
- Absorción con TEG
- Adsorción con lechos sólidos (Sílica gel)

Figura 2. Tecnologías para deshidratación del gas natural



Fuente: Kockenergy.Com

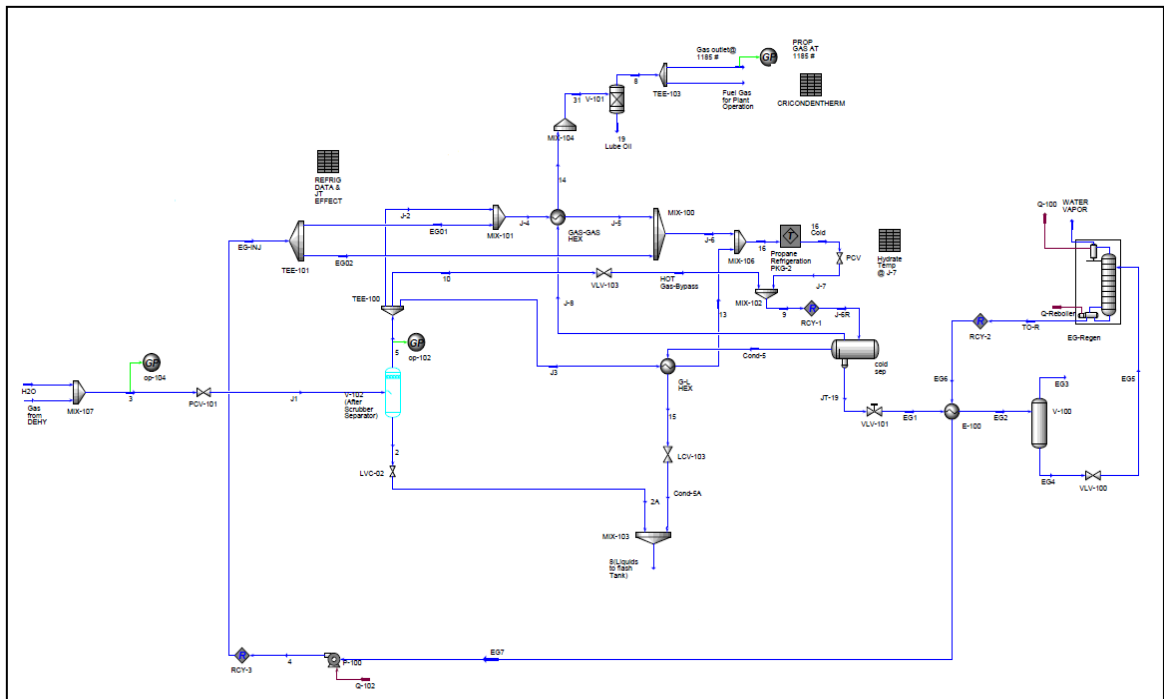
Endulzamiento. Para la selección de la tecnología de endulzamiento deben tenerse en cuenta aspectos como: La concentración de impurezas, temperatura y presión disponible, volumen de gas a procesar, composición del hidrocarburo, selectividad de los gases ácidos por mover y especificaciones del gas ácido residual entre otras.

Las tecnologías más utilizadas para el endulzamiento del gas son:

- Absorción con aminas
- Membranas

- Lechos sólidos
- Absorción con aceite pobre
- Autorefrigeración Joule Thompson

Figura 4. Arreglo típico de control de punto de rocío con refrigeración mecánica



Fuente: exterran.com

El orden de las unidades de tratamiento puede variar de acuerdo con las tecnologías empleadas en cada etapa.

1.4 USOS DEL GAS NATURAL Y SUS LÍQUIDOS

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas han contribuido decididamente a que esta fuente natural de energía sea un factor importante en la vida moderna, tanto para las industrias como para el hogar.

1.4.1 Combustible Eficiente. Como combustible, ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos.

1. Es limpio, por lo tanto los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.
2. Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.
3. Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.
4. Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función de la relación presión – temperatura de trabajo.
5. Puede ser transportado por sistemas de tuberías madres, tróncales y ramales, especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.
6. Su despacho a clientes puede ser continua y directa a los equipos donde deben consumirse, usando controles y reguladores, sin requerimientos de almacenaje en sitio o preocupación por volúmenes almacenados en el hogar, la oficina, el taller, la planta o fábrica.
7. Reversibilidad gas – líquido – gas lo que hace apto para el envasado en pequeños y seguros recipientes, fáciles de manejar, transportar e instalar para suplir combustibles en sitios no servidos por red de tuberías de distribución.
8. Por su eficiencia y poder calorífico, su costo por volumen es muy económico.

9. Las características de funcionamiento limpio y eficiente, su rendimiento y precio económico han logrado que cada día se expanda el mercado de gas natural para vehículos. Se ha comprobado que como combustible el gas metano es muchísimo menos contaminante del ambiente que otros, como la gasolina y el diesel.

1.4.2 Insumo Para Procesos. El gas seco, húmedo o condensado, a través de tratamientos, sirve de insumo para la refinación y petroquímica, donde por medio de plantas especialmente diseñadas se hacen recombinaciones de las moléculas de los hidrocarburos para obtener materia prima semi elaborada para una cadena de otros procesos o productos finales para mercados.

El gas natural separado del petróleo (gas asociado) y el gas libre (no asociado) procedente de yacimientos de gas, se trata y acondiciona para obtener gas seco de ciertas especificaciones, que se despacha por gasoductos y redes de distribución a ciudades y centros industriales donde se utiliza como combustible.

El gas sujeto a procesos y tratamientos adecuados y separados en metano, etano, propano y butano, puede ir finalmente a plantas petroquímicas para ser convertido en una variedad de productos semi elaborados o finales. De igual forma puede ser enviado a las refinerías, donde sus moléculas son desintegradas térmicamente y, extracciones adicionales derivadas de los crudos allí refinados, son enviadas a las plantas petroquímicas. A su vez las plantas petroquímicas pueden enviar productos a refinerías.

1.5 LEGISLACIÓN COLOMBIANA

El Ministerio de Minas de la República de Colombia, a través de la Comisión de Regulación de Energía y Gas y mediante la resolución CREG 071 de 1999, adoptó el Registro Único de Transporte de Gas Natural – RUT – donde se establecen las

especificaciones de calidad que debe cumplir el gas para ser inyectado al sistema nacional de transporte.

Las especificaciones de calidad hacen referencia a propiedades físicas y su establecimiento obedece a consideraciones de confiabilidad de la infraestructura de transporte y suministro a consumidores y usuarios finales, que permitan su transporte por tuberías a alta presión y grandes distancias a temperatura ambiente, sin que se formen líquidos, los cuales pueden causar corrosión, formación de hidratos o baches de líquido (slugs).

El RUT no estableció originalmente, en forma explícita, un valor para el parámetro de temperatura del punto de rocío hidrocarburo (HCDP), pero definió la temperatura mínima de entrega en 40°F (la mínima temperatura a la cual el transportador puede entregar el gas a los usuarios finales) y adicionalmente se debe garantizar que el gas no debe formar líquidos bajo las condiciones de operación críticas del sistema nacional de transporte. Estas dos especificaciones establecían en forma implícita que la temperatura cricondentérmica (Temperatura del gas a cualquier presión donde no existe fase líquida) del gas natural no debería exceder los 40°F.

El CNO de Gas de Colombia, soportado en estudios contratados por la Asociación Guajira (Chevron-Ecopetrol) y desarrollados por la Universidad Industrial de Santander – UIS, durante el año 2004, aprobó unánimemente el establecimiento de un valor de 45°F para el parámetro Punto de Rocío Hidrocarburo, correspondiente al renglón de calidad de gas del RUT. Luego de esto la GREG contrató al Dr. Ken Starling, quién recomendó la instalación de equipos con tecnología de espejo frío automático para el cumplimiento de esta norma. Posteriormente y con base en lo anterior, a finales del año 2007, el RUT fue modificado según resolución CREG-054 del mismo año, con el fin de introducir la definición y establecer en forma explícita un valor de temperatura de punto de

rocío hidrocarburo (HCDP), definiendo que la temperatura del punto de rocío hidrocarburo (HCDP) del gas natural para cualquier presión no deberá superar el valor de 45°F (7.2°C).

1.6 FACILIDADES DE SUPERFICIE

Las facilidades de superficie comprenden el conjunto de equipos y sistemas a través de los cuales circulan los fluidos de producción, y que a través de condiciones controladas de presión y temperatura permiten el ajuste de esta corriente en un producto que cumpla con las especificaciones de venta establecidas.

La fabricación de estos equipos está gobernada por una serie de estándares y códigos de la industria que tienen relación con aspectos de seguridad y desempeño.

Las facilidades de producción de superficie para tratamiento deben ser diseñadas para transformar el gas de producción en gas de ventas de tal forma que cumpla con las especificaciones de calidad, y que dichas facilidades operen de manera confiable garantizando el suministro.

2. PLANTA DE GAS EL CENTRO

Actualmente la Superintendencia de Operaciones de Mares (SOM) carga en su Planta de Gas El Centro alrededor de 17MMSCFD de gas proveniente de los campos: Lizama, La Cira-Infantas y Opón distribuidos así:

Gas de Producción	Lizama	La Cira-Infantas	Opón
Gas a Planta	9 - 12 MMPCD	2 - 3 MMPCD	1,5 - 2 MMPCD

El gas del Campo Lizama, es comprimido por medio de una batería de compresión instalada en el campo, la cual se encarga de succionar el gas proveniente de la batería de tratamiento de crudo a una presión entre 2-5 psig y descargarlo a 600 psig, para ser enviado a la Planta de Gas El Centro (ELC) a través de los gasoductos Lizama-ELC de 6 in y 8 in.

El gas del Campo La Cira-Infantas, es comprimido por medio de los compresores K1, K2 ubicados dentro de la Planta de Gas, que succionan el gas a una presión entre 0 y 6 in de Hg y descargar el gas a 500 psig.

El gas del Campo Opón, (campo en asociación con Petrocolombia) llega a la Planta de Gas a través de un gasoducto de 14 in, con una presión de descarga de 600 psig. Este gas pasa por un tren de estabilización con el fin de recuperar los líquidos condensables antes de entrar al proceso de absorción.

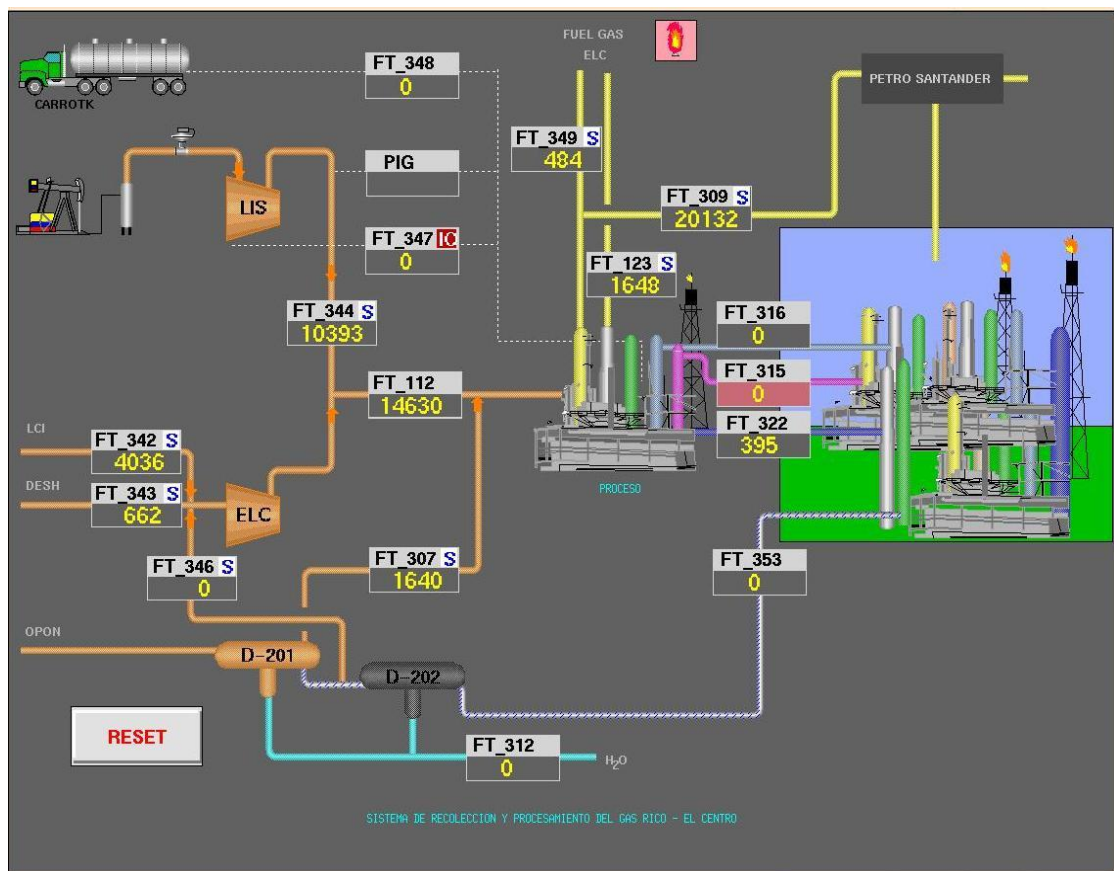
Estas tres corrientes son mezcladas y luego cargadas al proceso de tratamiento en Planta de gas el cual consta básicamente de:

- Separación
- Absorción con Aceite Absorbente (Turbosina o JP-1A)

- De-etanización
- Fraccionamiento

A continuación se presenta un diagrama representativo de estas corrientes de gas de campo.

Figura 5. Sistema de recolección de gas rico a Planta de Gas El Centro



2.1 CONDICIONES DEL SITIO

La Planta de Gas El Centro de la Superintendencia de Mares (SOM) está localizada en el Municipio de Barrancabermeja, Departamento de Santander. Ubicada en el Corregimiento El Centro, en la Zona Industrial.

2.1.1 Datos del Sitio

Ubicación: PLANTA DE GAS EL CENTRO

Altura sobre el nivel del mar: 134 msnm

2.1.2 Datos Meteorológicos

Temperatura Ambiente máxima	110°F
Temperatura Ambiente mínima	72°F
Temperatura de bulbo seco	95°F
Humedad relativa máxima	83%
Humedad Relativa promedio	80%
Presión barométrica máxima	14.5 psia
Presión barométrica mínima	14.2 psia
Presión barométrica promedio	14.3 psia
Velocidad máxima del viento	5.68 Km/h a 10 m de altura
Dirección prevalente del viento	S.E.
Caída máxima pluviométrica (1 hora)	200 mm.

Caída máxima pluviométrica (24 horas) 400 mm.

Terremoto: Zona intermedia

2.2 CARACTERIZACIÓN DE LOS FLUIDOS

A continuación se presentan las cromatografías de los gases que se cargan a la planta provenientes de las área La Cira Infantas, Lizama, Deshidratadora ELC y Opón.

Tabla 1. Composición gases que alimentan la planta de gas el centro

COMPONENTES	Gas rico LCI FE 342	Gas rico Desh FE 343	Gas rico Lizama FE 344	Gas rico Opón FE 307	Gas LP Opón FE 346
C1	69,1	61,7	77,4	90,3	70,8
C2	16,9	18,5	10,6	3,5	11,9
C3	7,3	7,6	5,4	1,3	7,3
i - C4	1,4	1,7	1,8	0,9	2,0
n - C4	1,5	1,8	2,3	0,6	2,6
i - C5	0,7	1,3	0,5	0,2	0,9
n - C5	0,7	1,1	0,5	0,2	0,9
C6+	0,6	4,5	0,8	0,1	2,0
O ₂	0,1	0,1	0,1	0,1	0,0
N ₂	0,9	0,5	0,3	1,4	0,1
H ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	0,8	1,3	0,3	1,4	1,4
H ₂ S	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Caudal (MMSCFD)	3,3	0,0	9,9	2,1	0,0

2.3 GPM DEL GAS EL CENTRO

Teóricamente la mezcla de gas que se carga a la planta tiene un potencial de recuperación basado en los galones por millón de pie cúbico (GPM) como se muestra a continuación:

Tabla 2. Gasolina natural recuperable en la planta de gas el centro

Componente		% Molar	Gal/mol	GPM	BBL/día	Recobro Estimado (%)	Neto Recuperado (BBL/día)
O ₂	Oxígeno	0,8			0,0	0%	0,0
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0,0			0,0	0%	0,0
CO ₂	Dióxido de Carbono	1,2	6,4	0,2	67,8	0%	0,0
N ₂	Nitrógeno	0,6	4,2	0,1	22,2	0%	0,0
C ₁	Metano	80,6	6,4	13,6	4728,1	0%	0,0
C ₂	Etano	8,6	10,1	2,3	797,4	30%	239,2
C ₃	Propano	5,0	10,4	1,4	472,6	78%	368,7
iC ₄	i-Butano	0,9	12,4	0,3	99,2	78%	77,4
nC ₄	n-Butano	1,4	11,9	0,4	148,8	80%	119,0
iC ₅	i-Pentano	0,1	13,9	0,0	6,4	100%	6,4
nC ₅	n-Pentano	0,4	13,7	0,2	52,4	100%	52,4
C ₆	Hexanos	0,6	15,6	0,2	80,6	100%	80,6
C ₇	Heptanos	0,0	17,5	0,0	0,0	100%	0,0
C ₈	Octanos	0,0	19,4	0,0	0,0	100%	0,0
C ₉	Nonanos	0,0	21,3	0,0	0,0	100%	0,0
C ₁₀	Decanos	0,0					
C ₁₁	Undecanos	0,0					
C ₁₂₊	Dodecanos+	0,0					
		—————		4,8		LPG	565,1
	Total :	100,0				GASOLINA NATURAL	139,4

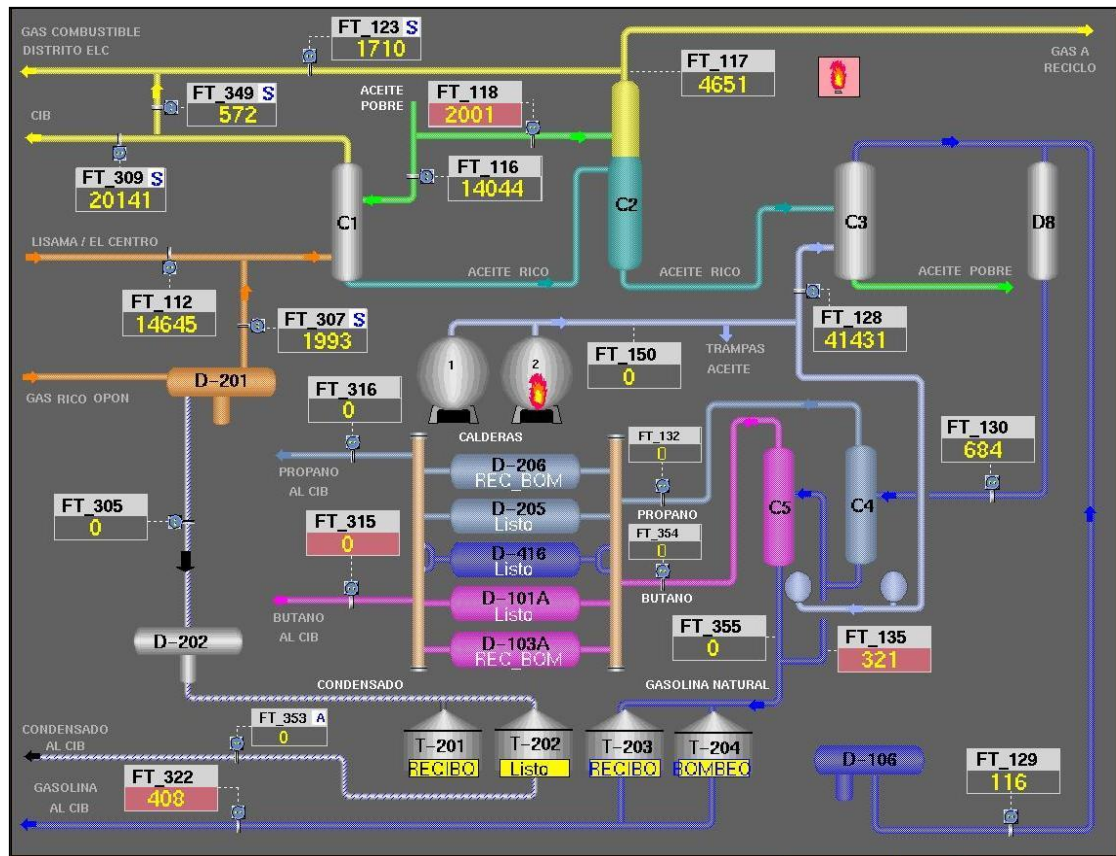
2.4 PROCESO DE TRATAMIENTO DEL GAS

El gas proveniente de los campos Lizama, Opón y La Cira-Infantas es mezclado y recibe tratamiento por medio de un sistema de absorción con aceite absorbente Turbosina (Jet A1), con el fin de retirarle los compuestos condensables. El gas que sale por la torre de absorción es enviado como gas de ventas a Refinería GRB y la mezcla de aceite e hidrocarburos livianos es enviada a una torre De-

etanizadora con el objetivo de extraer el mayor porcentaje de etanos que están en la corriente. La corriente de etanos obtenida es empleada como combustible de las calderas y el horno; el etano remanente se recircula a través de la corriente que ingresa a la Compresora de Gas El Centro, combinándose con la corriente de gas enviada por el campo La Cira Infantas. Posteriormente la corriente líquida libre de etanos es enviada a una torre fraccionadora donde es recuperado el aceite absorbente y la mezcla de hidrocarburos es enviada posteriormente a las torres Depropanizadora y Debutanizadora donde se obtiene propano, butano y gasolina natural.

En el siguiente esquema se presenta el diagrama general del proceso llevado a cabo en la actualidad en esta planta de gas.

Figura 6. Esquema General de Proceso de Planta de Gas El Centro



3. TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO DE GAS EVALUADAS PARA EL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS

Para el desarrollo de los modelos propuestos fue necesario fue necesario recopilar la información referente a las condiciones de operación y diseño actuales.

Utilizando los análisis cromatográficos del gas más recientes, se obtuvo la información de las propiedades del gas en cuanto a las propiedades físicas y termodinámicas de los mismos, en los diferentes campos asociados: Opón, Lizama y Cira Infantas.

Dichos análisis son resultados de las muestras de gas obtenidas en el Laboratorio de Cromatografía del Instituto Colombiano del Petróleo y del Laboratorio de Petróleos del Centro- Ecopetrol, obtenidas de las corrientes de entrada a la Planta de Gas los cuales fueron realizados en base seca.

3.1 BASES Y PREMISAS DE DISEÑO

A continuación se describen las premisas consideradas en todas las simulaciones de proceso analizadas:

- El proceso seleccionado para cualquier opción debe ser lo más simplificado posible con la menor cantidad de equipos de proceso y auxiliares.
- La presión de entrega de gas de ventas es la requerida actualmente por Refinería Barrancabermeja GRB, de 390psig.
- Los procesos que se analizaron para la planta de extracción de líquidos son: a) Absorción Refrigerada, b) Deshidratación del Gas y entrega de gas Rico a Refinería GRB c) Refrigeración Mecánica, d) Expansión Joule Thompson.

- Para el caso de Refrigeración Mecánica se seleccionó como tipo de refrigerante a usar, el propano, debido a la disponibilidad de propano refrigerante en la Planta de Gas Provincia que pertenece al mismo negocio del área operativa.
- Se considera que el gas de carga, es un gas con 0ppm de H₂S en todas las corrientes provenientes de los campos de producción a la Planta de Gas.
- En todas las alternativas evaluadas se considera que se entregará gas en condiciones de calidad de acuerdo al RUT, excepto en la alternativa de entregar el gas rico.

3.2 DESARROLLO DE LAS SIMULACIONES

Se procedió a efectuar las evaluaciones técnicas planteadas en proceso, por medio de simulación de los procesos utilizando el paquete AspenTech Hysys versión 7.0, el cual incluye los mecanismos de enfriamiento antes mencionados. A continuación se indica la metodología seguida para desarrollo de las simulaciones de procesos.

3.2.1 Preparación del Gas de Alimentación a la Planta. Como primer paso para la definición del proceso se llevó a cabo la caracterización de la mezcla de hidrocarburos, reproduciendo los datos composicionales reportados en los análisis cromatográficos revisados. Para tal fin es necesario realiza la saturación del gas de alimentación con agua, para reproducir las condiciones reales del yacimiento.

Esto se realizó simplemente mezclando las corrientes en un mixer, cuya corriente resultante se ingresa a un separador flash, obteniendo una corriente de tope en estado gaseoso saturada con agua, luego se simula el proceso de deshidratación donde la cantidad del agua es llevada a la especificación de venta que fue de 6 lb/Mscfd.

3.2.2 Propuestas de Esquema de Procesos para las Opciones. Las propuestas de los esquemas de procesos de cada una de las opciones a analizar en el presente estudio, se llevó a cabo realizando la descripción de procesos y elaborando su respectivo diagrama de flujos del proceso (PDF).

Los procesos analizados para el control de punto de rocío de hidrocarburo planteadas son los siguientes:

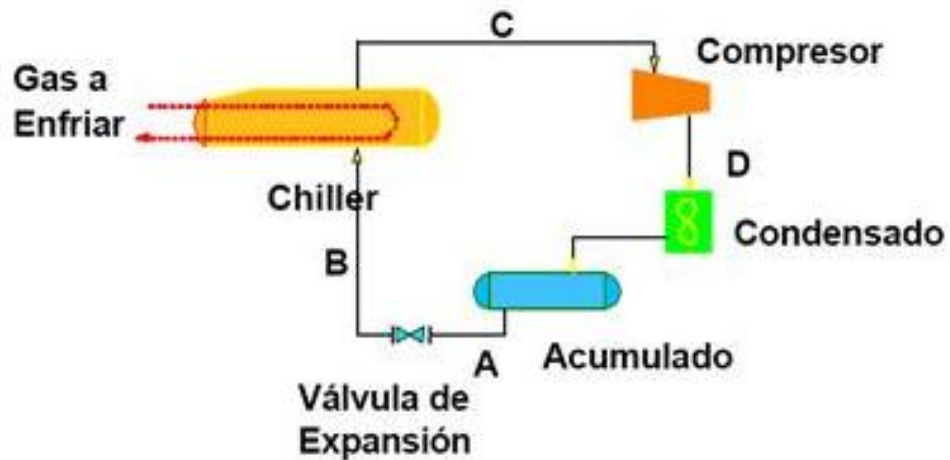
- **Alternativa 1.** Continuar con el proceso de absorción con gasolina JP actual y complementar con ciclo de refrigeración con propano.
- **Alternativa 2.** Realizar deshidratación del agua del gas y entregarlo en condiciones de gas rico debido a que Refinería GRB no exige en este momento condiciones RUT y el gas de carga está alrededor de 1220 Btu/ft³
- **Alternativa 3.** Realizar control de punto de rocío de hidrocarburo con Refrigeración Mecánica con propano.
- **Alternativa 4.** Realizar control de punto de rocío de hidrocarburo con Expansión Joule Thompson.

3.3 ALTERNATIVA 1 - ABSORCIÓN CON ACEITE JP-1 Y REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON CICLO DE PROPANO

El escenario que se plantea es continuar con el proceso de absorción con JP-1 complementado con un proceso de refrigeración mecánica con propano.

La refrigeración es el proceso más directo para la recuperación de líquidos, proporcionada por un ciclo de expansión – compresión de vapor, que generalmente utiliza al propano como agente refrigerante.

Figura 7. Ciclo Estándar de refrigeración mecánica



A continuación se explica cada una de las etapas del ciclo de refrigeración:

- 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.

De acuerdo con la simulación en HYSYS, realizada para evaluar el escenario 1, se recuperan:

- 119 gpd de butanos,

- 260 bbl/d gasolina,
- 197 bbl/d de propano.
- **Total: 576 bbl/d de líquidos del gas natural (LGN).**

Se evidencia que los LGN obtenidos a la fecha presentan composiciones de producto final no de muy buena especificación, disminuyendo su valor comercial:

Tabla 3. Hidrocarburos líquidos recuperables escenario 1

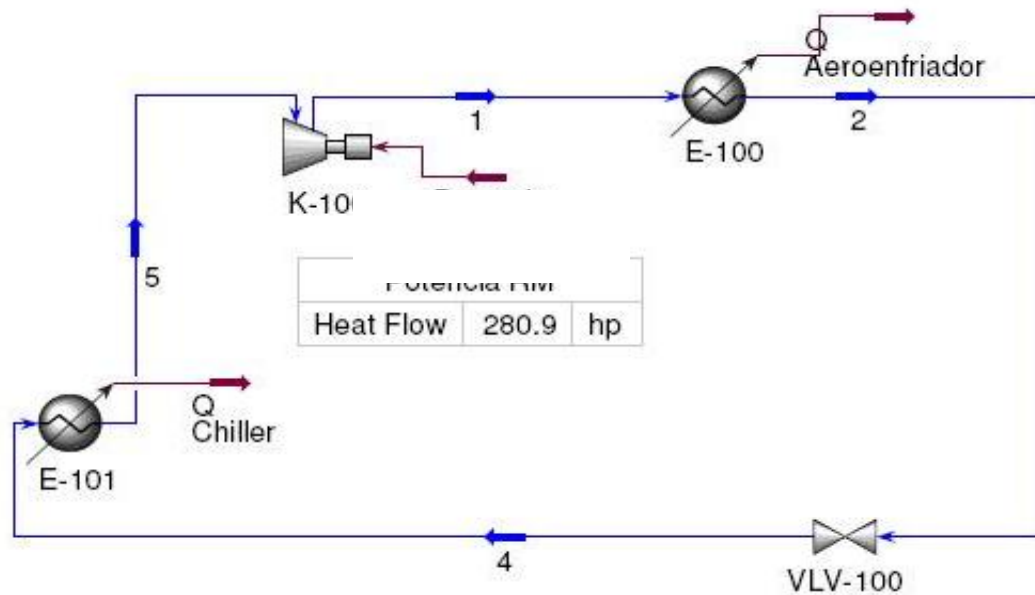
Componente	Propano (% molar)	Butano (% molar)	Gasolina Natural (% molar)
C1	0,1	----	----
C2	15	----	----
C3	70	10,3	----
i-C4	9,4	33	3,3
n-C4	4	47	13
i-C5	----	5,9	15
n-C5	----	2,08	17
n-C6	----	----	26

3.3.1 Equipos Requeridos y Descripción del Proceso. A continuación se muestra el diagrama de flujo de proceso (PFD) de los equipos requeridos para implementar un ciclo de refrigeración mecánica con enfriamiento con propano con el fin de disminuir la temperatura del aceite absorbente y así disminuir sus pérdidas.

En este sistema el propano gaseoso es comprimido hasta una presión estimada de 280 psig. Posteriormente, es enfriado para condensarlo en el intercambiador a la salida del compresor y llevarlo a un tambor acumulador. Una vez condensado es expandido en una válvula hasta una presión estimada entre 2 y 10 psig cerca de su punto de burbuja. El propano líquido intercambia calor en el Chiller con la

corriente de gas a enfriar. Finalmente, el propano gaseoso es llevado a la succión del compresor para recomprimirlo y de nuevo iniciar el ciclo de enfriamiento.

Figura 8. Esquema de refrigeración mecánica para la planta de gas el centro



Este escenario requiere de los siguientes equipos nuevos:

- Compresor de propano.
- Condensador de propano.
- Tambor acumulador.
- Válvula de expansión.
- Chiller.

3.3.2 Ventajas

- Reduce las pérdidas de aceite absorbente.
- No presenta problemas de formación de hidratos por lo tanto no se requiere de inyección de inhibidores.

3.3.3 Desventajas

- Menor eficiencia en comparación con otros procesos de refrigeración mecánica, debido a que se continúa con el proceso de absorción como sistema principal.
- Operación compleja.
- Mayor consumo de servicios auxiliares como vapor, agua de enfriamiento o aceite térmico con respecto a otras alternativas de refrigeración mecánica o auto refrigeración.

A continuación se presentan tabulados los requerimientos de inversión y costos operacionales considerados en esta alternativa de procesamiento.

Tabla 4. Costos operacionales de absorción refrigerada

ESCENARIO	1
OPEX	ABSORCION REFRIGERADA
**** Costos de Personal	0.74
**** Servicios Públicos	1.62
**** Materiales y Suministros	1.01
**** Servicios de Mantenimiento	2.86
**** Gastos Generales	0.06
Total MUSD/año	6.27

Tabla 5. Inversión requerida en absorción refrigerada

ESCENARIO	1
CAPEX USD\$	ABSORCION CON JP
SISTEMA DE REFRIGERACION PROPANO	3.70
SISTEMA DE DESHIDRATACION GLYCOL	0.60
Total MUSD/año	4.30

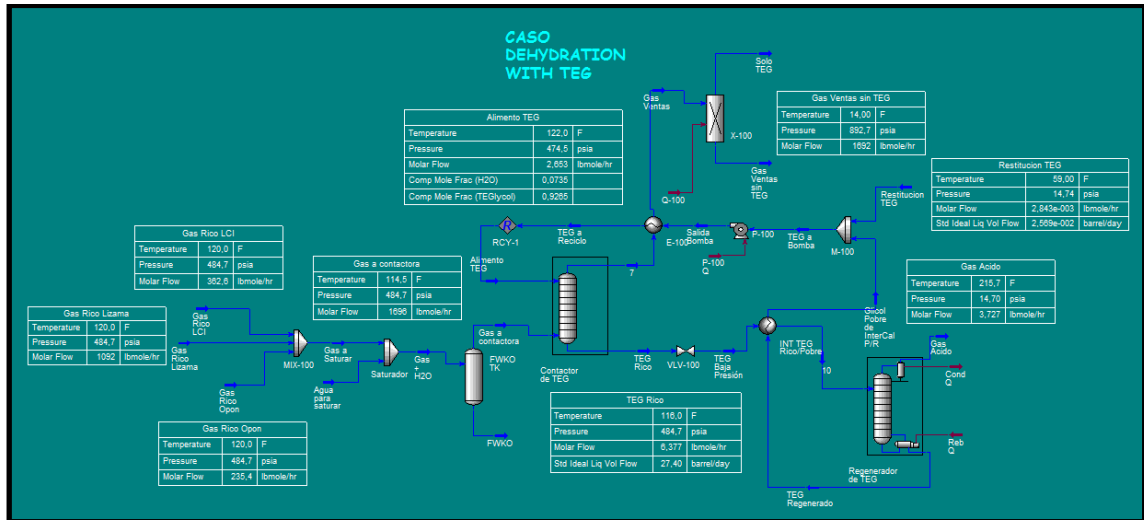
3.4 ALTERNATIVA 2 - DESHIDRATACIÓN DE GAS Y NO OBTENCIÓN DE PRODUCTOS BLANCOS

Esta alternativa consiste en acondicionar el gas para hacerlo transportable sin afectar la integridad del gasoducto El Centro-Barrancabermeja. El gas no cumplirá los parámetros que establece el Reglamento Único de Transporte (RUT) en cuanto a la temperatura de punto de rocío de hidrocarburos y el poder calorífico máximo permitidos, sin embargo esta alternativa no afectará el transporte y la integridad del gasoducto por los motivos que se explican a continuación.

Previo al análisis de lo referente a la deshidratación del gas y al ajuste de la temperatura de punto de rocío se presenta un aspecto concerniente a la cromatografía del gas disponible.

A continuación se describe el diagrama de flujo de proceso de este escenario para vender gas rico a Refinería Barrancabermeja.

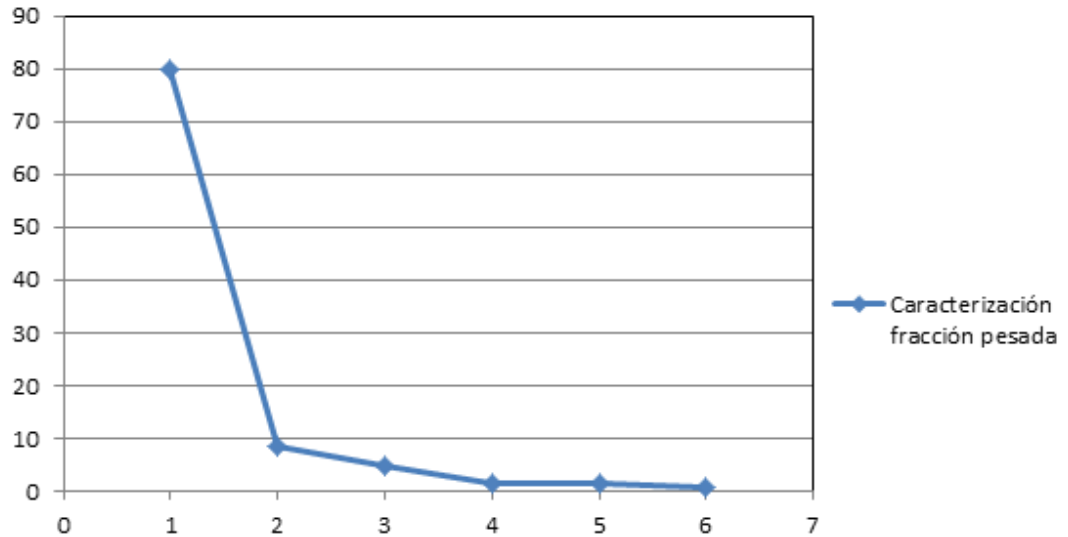
Figura 9. Esquema de deshidratación para la planta de gas el centro



3.4.1 Caracterización de la fracción pesada. De los datos disponibles se cuenta con una cromatografía hasta C6+ para todos los gases que actualmente se mezclan y se cargan a la planta de gas El Centro, de la gráfica de la composición de la mezcla basada en el número de carbonos por componente se tiene una tendencia lineal con pendiente siempre negativa¹. Esto supone que es posible asumir que para obtener la envolvente de fases del gas es posible asignar las propiedades de n-Hexano para el componente C6+.

¹ Se asumen las propiedades del C6+ como las del n-Hexano. Se requiere una cromatografía extendida del gas hasta C12+ para corroborar que la envolvente de fases con la cromatografía extendida tiene igual comportamiento. Asumir las propiedades del C6+ como las del hexano en la práctica suele generar envolventes de fases erróneas.

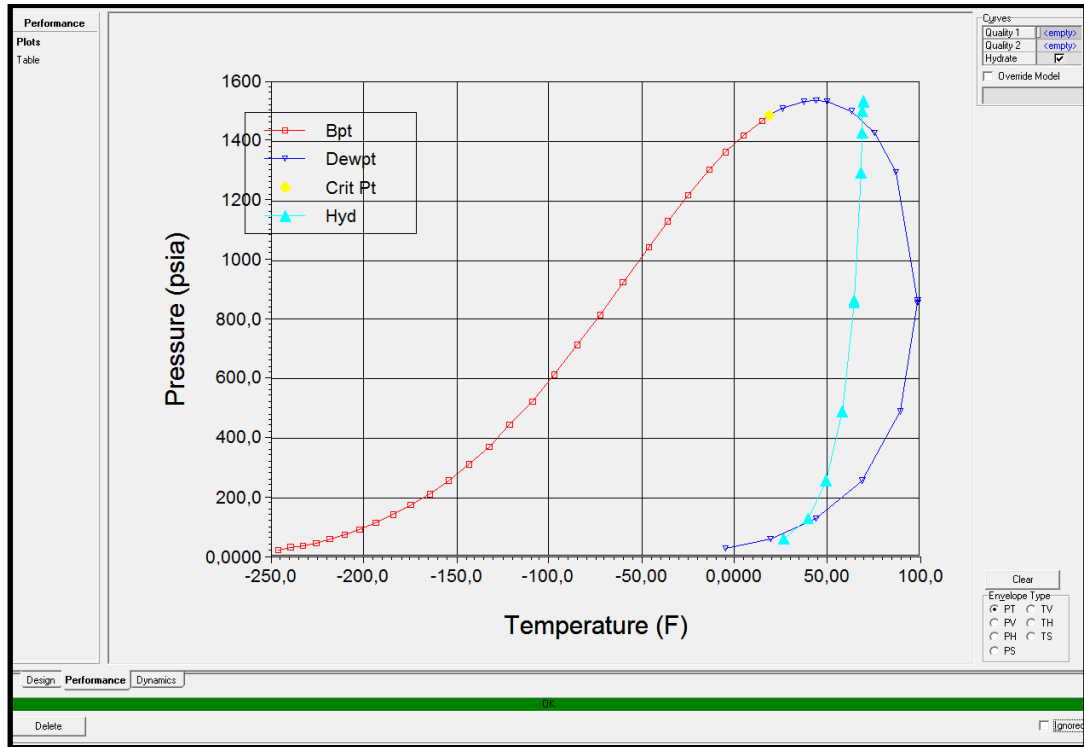
Figura 10. Caracterización fracción pesada gas planta el centro.



3.4.2 Ajuste de la máxima temperatura de rocío de hidrocarburos. Con respecto a la temperatura máxima de punto de rocío de hidrocarburos, el RUT establece que debe ser máximo de 45°F. Este parámetro es también conocido como la temperatura cricondentérmica, que se define como la máxima temperatura a la que a cualquier presión el gas de una mezcla multicomponente presentará condensación. La condensación en líneas de transporte de gas, genera problemas operativos por presentarse flujo de dos fases (líquido-gas) afectando al gasoducto reduciendo su capacidad de transporte.

A continuación se muestra la envolvente de fases de la mezcla de gas que actualmente llega a la planta de gas El Centro.

Figura 11. Envolvente de fases del gas de carga de planta de gas ELC



Design: Performance Dynamics

Name: Envelope Utility-1 HYSYS Two-Phase

Stream: Gas Rico LCI Select Stream...

Notes

Critical Values	
Two-Phase Critical Temperature	18.95 F
Two-Phase Critical Pressure	1486 psia
Three-Phase Critical Temperature	<empty>
Three-Phase Critical Pressure	<empty>

Maxima	
Cricondentherm	99.07 F
Cricondenbar	1538 psia

En esta gráfica se observa para las cromatografías de gases entregadas con descripción de componentes hasta C6+, que la temperatura cricondentérmica para el gas de entrada es de 75°F. Esto en términos prácticos significa que mientras el gas y el medio ambiente se mantengan por encima de esta temperatura no se presentará condensación de hidrocarburos pesados en el gasoducto por más que se aumente la presión del sistema, ya que la temperatura de entrega del gas

estimada será entre 100-120°F y por las condiciones ambientales de la zona en Barrancabermeja no se alcanzan temperaturas ambientales más bajas de 75°F.

Esta alternativa contempla el suministro de 300 MSCFD de gas a la población de influencia cercana a la planta de gas El Centro. Para ajustar el gas las condiciones de poder calorífico para suministro de gas domiciliario se contempla la instalación de un sistema de lechos desecantes (Sílica Gel) con el fin de retener hidrocarburos pesados del gas y conseguir el poder calorífico de 1150 Btu/SCF que exige la normatividad.

3.4.3 Poder Calorífico del gas. La mezcla del gas que actualmente se carga a la planta de gas El Centro tiene sin procesamiento un poder calorífico de 1210 Btu/SCF. El RUT establece un valor entre 950-1150 Btu/SCF. Sin embargo, por ser un gas que no ingresa a la red nacional de gasoductos y que se vende directamente a la refinería de Barrancabermeja podría negociarse con el poder calorífico del gas sin tratamiento

3.4.4 Deshidratación del gas. El RUT recomienda mantener por debajo de las 6 lb de H₂O por cada MMSCF de gas. Con esto se garantiza que las gotas de agua que se encuentren dispersas en el gas por bajas velocidades en las líneas o por cualquier otro proceso de coalescencia condensen, generando problemas de corrosión al entrar esa agua en contacto con el CO₂ o bien con el H₂S, o cualquier otra sustancia que favorezca la corrosión. Por tal motivo esta alternativa incluye el proceso de deshidratación del gas que llega a la planta de gas El Centro. Para lo cual se requiere una unidad de deshidratación de glicol que consiste en sistemas de torre contactora y generación del glicol rico. La deshidratación del gas se lleva hasta los niveles de 6 lb de H₂O/MMSCF de gas. Esto permitirá tener el gas que se transporta en el gasoducto El Centro-Barrancabermeja en niveles que el agua no condensará aun con las temperaturas más críticas en la zona, protegiendo la integridad del gasoducto.

3.4.5 Equipos requeridos

- Torre contactora de glicol.
- Sistema de regeneración de glicol.

3.4.6 Ventajas

- Bajo costo de inversión.
- Fácil operación y mantenimiento.
- Proceso conocido por Ecopetrol.
- No presenta problemas de formación de hidratos.

3.4.7 Desventajas. Su aplicación está limitada a la disposición de los clientes finales de recibir un gas con poder calorífico de 1250 Btu/Scf. Este mayor poder calorífico puede afectar los quemadores de los equipos de calentamiento a donde se usa el gas en la refinería.

3.4.8 Capex y Opex

Tabla 6. Inversión requerida en deshidratación de gas

ESCENARIO	2
CAPEX USD\$	DESHIDRACION GAS RICO
SISTEMA DE DESHIDRACION	0.60
SISTEMA DE ESTABILIZACION	0.70
Total MUSD/año	1.30

Tabla 7. Costos operacionales deshidratación de gas

ESCENARIO		2
OPEX		DESHIDRACION GAS RICO
****	Costos de Personal	0.15
****	Servicios Publicos	0.16
****	Servicios de Mantenimiento	0.29
Total MUSD/año		0.60

3.5 ALTERNATIVA 3. PROCESO CON REFRIGERACIÓN MECÁNICA

El núcleo central de este proceso se encuentra en el sistema de refrigeración conformado principalmente por un chiller, en el cual se aprovecha el alto calor latente de vaporización de un refrigerante como el propano (PROPANO 98%, 2% ETANO), para disminuir la temperatura de un gas con el fin de obtener en fase líquida los productos condensables del gas normalmente desde C3+. Estos líquidos son obtenidos en un separador diseñado para operar a bajas temperaturas.

Posteriormente, los líquidos provenientes de ese separador frío son estabilizados mediante procesos de destilación y absorción. Se acostumbra a emplear la baja temperatura de estos líquidos a la salida del separador frío para pre-calentar el gas que ingresa a la planta de proceso en un intercambiador de calor gas/líquido. Por su parte, el gas es enviado a la corriente de gas de venta previo aprovechamiento de su baja temperatura a la salida del separador frío para precalentar el gas de entrada a la planta en el intercambiador de calor gas/gas.

Este proceso requiere de la inyección de un inhibidor de hidratos para evitar su formación durante los procesos de enfriamiento. Evitando de esta forma que los hidratos puedan taponar los intercambiadores de calor y demás equipos de proceso.

Dentro de esta alternativa se realizaron simulaciones de proceso para comparar producción de líquidos estabilizados como LGN (GLP y Gasolina) y de productos blancos separados (propano y butano)

3.5.1 Alternativa 3A - Ciclo Refrigeración con Propano, LGN (GLP Y GASOLINA NATURAL). Esta alternativa tendrá como equipos principales:

- **Ciclo de refrigeración de propano** (incluye compresor de aproximadamente 280 hp, Chiller, condensador, tanques recipientes de propano). Este sistema ayudará a disminuir la temperatura entre -25 a 35°F para obtener los líquidos del gas natural así como su deshidratación debido al efecto de la disminución de la temperatura. La temperatura más baja que se pueda obtener en el separador frío depende del punto de burbuja del refrigerante usado.
- **Torre De-etanizadora.** Este sistema permite liberar el gas metano y etano que se encuentre disuelto en los líquidos provenientes del separador frío.
- **Torre De-butanizadora.** Permite la recuperación de GLP (Gas Licuado de Petróleo) como destilado de alta pureza (0.6% molar de etano, 60 % molar de propano, 21 % Isobutano, 7 % molar de n-butano). Los productos de fondos pueden ser tratados como gasolina natural con una composición desde C5+.
- **Intercambiadores gas/gas.** Este equipo permite aprovechar el gas proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Intercambiador gas/líquido.** Este equipo permite aprovechar el líquido proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.

obtener los líquidos del gas natural así como su deshidratación debido al efecto de la disminución de la temperatura. La temperatura más baja que se pueda obtener en el separador frío depende del punto de burbuja del refrigerante usado.

- **Torre De-etanizadora.** Este sistema permite liberar el gas metano y etano que se encuentre disuelto en los líquidos provenientes del separador frío.
- **Torre De-propanizadora.** Este sistema permite la recuperación de propano de tipo refrigerante (96% molar de propano, 0.9% molar de etano, 2.8% molar de i-butano).
- **Torre De-butanizadora.** Permite la recuperación de butanos como destilado de alta pureza (1.2 % molar de propano, 76 % molar de iso-butano, 21% molar de n-butano). Los productos de fondo pueden ser tratados como gasolina natural con una composición desde C5+.
- **Intercambiadores gas/gas.** Este equipo permite aprovechar el gas proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Intercambiador gas/líquido.** Este equipo permite aprovechar el líquido proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Separador Frío.** Recibe el líquido a baja temperatura luego del proceso de enfriamiento en el chiller para enviarlos a fraccionamiento. El gas se envía a la corriente de gas de ventas.
- **Sistema de inyección de glicol y regenerador.** Se requiere para evitar formación de hidratos y la deshidratación del gas.

- Puede presentar problemas de formación de hidratos si se carece de buen sistema de inhibidores.

3.5.5 Capex y Opex

Tabla 8. Costos operacionales refrigeración mecánica

ESCENARIO	3
OPEX	REF.MCA
**** Costos de Personal	0.37
**** Servicios Públicos	0.40
**** Servicios de Mantenimiento	1.14
Total MUSD/año	1.91

Tabla 9. Inversión Requerida Refrigeración Mecánica

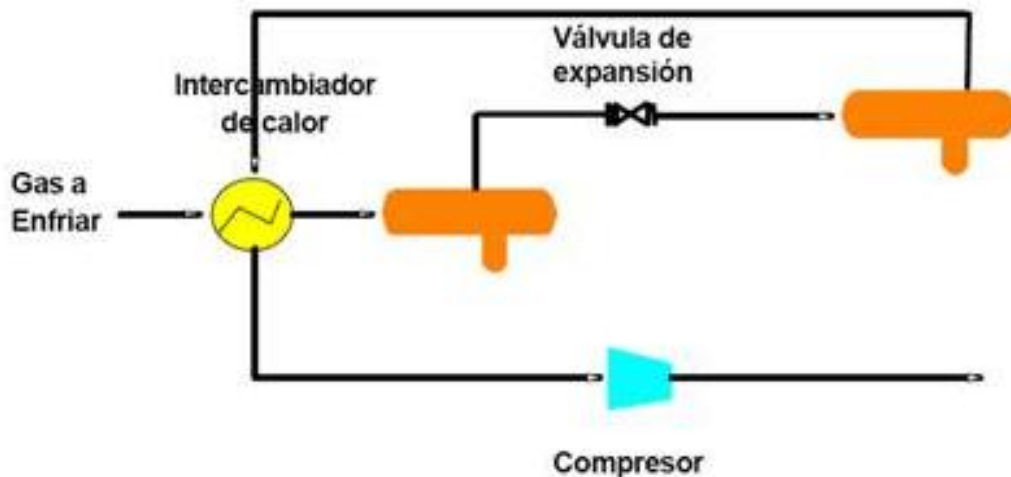
ESCENARIO	3	4
CAPEX USD\$	REFRIGERACION MECANICA (GLP)	REFRIGERACION MECANICA (C3,C4,GN)
INGENIERÍA, COMPRA Y MONTAJE BOMBAS	0.25	0.25
CONSTRUCCIÓN LLENADERO	0.25	0.25
SISTEMA DE REFRIGERACION	4.20	4.20
SISTEMA DE DESHIDRATACION	0.60	0.60
SISTEMA DE ESTABILIZACION	1.60	1.80
Total MUSD/año	6.90	7.10

3.6 ALTERNATIVA 4 - PROCESO DE AUTOREFRIGERACION (EXPANSIÓN VALVULA JOULE-THOMPSON)

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 14. Diagrama típico de Joule Thompson



Dentro de esta alternativa se realizaron simulaciones de proceso para comparar producción de líquidos estabilizados como LGN (GLP y Gasolina) y de productos blancos separados (propano y butano)

3.6.1 Alternativa 4A - Expansión Joule Thompson, LGN (Propano, Butano Y Gasolina Natural). Esta alternativa tendrá como equipos principales:

- **Sistema de compresión de carga** (incluye compresor de aproximadamente 600 hp). Este sistema ayudará a incrementar la presión desde 500 psig hasta 900 psig con el fin de tener la presión suficiente para hacer una expansión hasta 410 psig aprovechando el enfriamiento debido al efecto Joule-Thompson en la válvula ubicada previo al separador frío. Se consigue

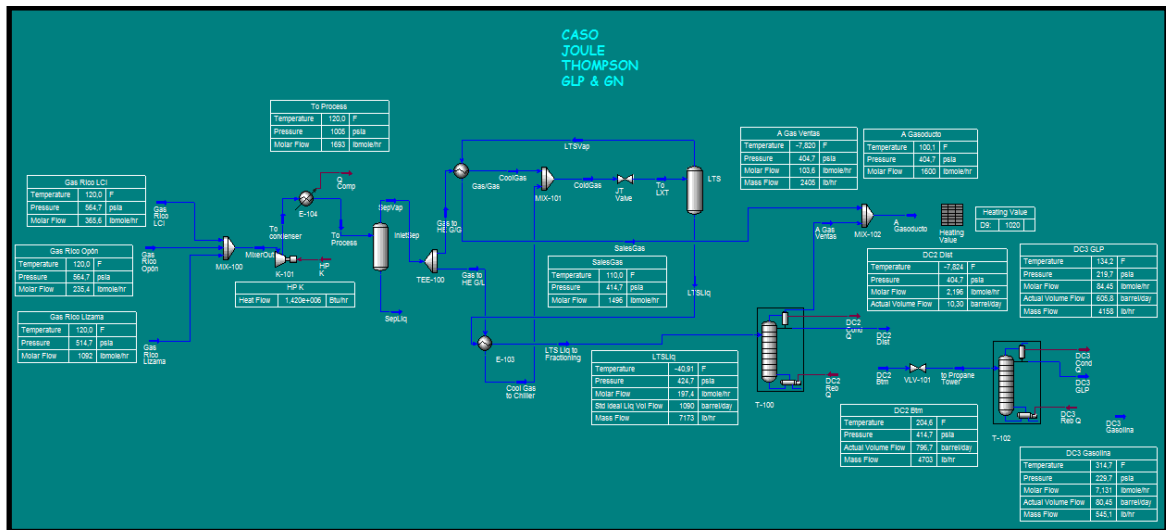
temperaturas de por lo menos -40°F . Este proceso permite recuperación de líquidos un poco mayores al proceso con refrigeración mecánica. Tiene la ventaja respecto a la refrigeración mecánica que la temperatura final obtenida en el separador frío no depende del fluido refrigerante.

- **Torre De-etanizadora.** Este sistema permite liberar el gas metano y etano que se encuentre disuelto en los líquidos provenientes del separador frío.
- **Torre De-propanizadora.** Este sistema permite la recuperación de propano de tipo refrigerante (96% molar de propano, 0.9% molar de etano, 2.8% molar de i-butano).
- **Torre De-butanizadora.** Permite la recuperación butanos como destilado de alta pureza (1.2 % molar de propano, 76 % molar de iso-butano, 21% molar de n-butano). Los productos de fondos pueden ser tratados como gasolina natural con una composición desde C5+.
- **Intercambiadores gas/gas.** Este equipo permite aprovechar el gas proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Intercambiador gas/líquido.** Este equipo permite aprovechar el líquido proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Separador Frío.** Recibe el líquido a baja temperatura luego del proceso de enfriamiento en el chiller para enviarlos a fraccionamiento. El gas se envía a la corriente de gas de ventas.

- Sistema de inyección de glicol y regenerador. Se requiere para evitar formación de hidratos y ayuda a la deshidratación del gas.

A continuación se muestra el diagrama de proceso de esta alternativa en la que se muestran los equipos requeridos:

Figura 15. Diagrama de flujo de Joule Thompson GLP & GN



3.6.2 Alternativa 4B Expansión Joule Thompson, LGN (GLP Y GASOLINA NATURAL). Esta alternativa tendrá como equipos principales:

- **Sistema de compresión de carga** (incluye compresor de aproximadamente 600 hp). Este sistema ayudará a incrementar la presión desde 500 psig hasta 900 psig con el fin de tener la presión suficiente para hacer una expansión hasta 410 psig aprovechando el enfriamiento debido al efecto Joule-Thompson en la válvula ubicada previo al separador frío. Se consigue temperaturas de por lo menos -40°F. Este proceso permite recuperación de líquidos un poco mayores al proceso con refrigeración mecánica. Tiene la ventaja respecto a la refrigeración mecánica que la temperatura final obtenida en el separador frío no depende del fluido refrigerante.

- **Torre De-etanizadora.** Este sistema permite liberar el gas metano y etano que se encuentre disuelto en los líquidos provenientes del separador frío.
- **Torre De-butanizadora.** Permite la recuperación de GLP (Gas Licuado de Petróleo) como destilado de alta pureza (0.6% molar de etano, 60 % molar de propano, 21 % Isobutano, 7 % molar de n-butano). Los productos de fondos pueden ser tratados como gasolina natural con una composición desde C5+.
- **Intercambiadores gas/gas.** Este equipo permite aprovechar el gas proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Intercambiador gas/líquido.** Este equipo permite aprovechar el líquido proveniente del separador frío para precalentar el gas de proceso que se carga a la planta.
- **Separador Frío.** Recibe el líquido a baja temperatura luego del proceso de enfriamiento en el chiller para enviarlos a fraccionamiento. El gas se envía a la corriente de gas de ventas.
- **Sistema de inyección de glicol y regenerador.** Se requiere para evitar formación de hidratos y ayuda a la deshidratación del gas.

A continuación se muestra el diagrama de proceso de esta alternativa en la que se muestran los equipos requeridos:

3.6.4 Desventajas

- Requiere compresión antes de entrar al proceso si se carece de presión disponible desde los pozos.
- Puede presentar problemas de formación de hidratos si se carece de buen sistema de inhibidores.

3.6.5 Capex y Opex

Tabla 10. Inversiones requeridas Joule Thompson

ESCENARIO	4	4
CAPEX USD\$	JOULE THOMPSON (C3,C4,GN)	JOULE THOMPSON (GLP)
INGENIERÍA, COMPRA Y MONTAJE BOMBAS	0.25	0.25
CONSTRUCCIÓN LLENADERO	0.25	0.25
SISTEMA DE DESHIDRATAACION	0.60	0.60
SISTEMA DE ESTABILIZACION	1.80	1.60
SISTEMA JOULE THOMPSON (Compresor, valvula)	3.00	3.00
Total MUSD/año	5.90	5.70

Tabla 11. Costos operacionales Joule Thompson

ESCENARIO	4
OPEX	JOULE-THOMPSON
**** Costos de Personal	0.22
**** Servicios Publicos	0.24
**** Servicios de Mantenimiento	0.71
Total MUSD/año	1.18

4. RESULTADOS ANALISIS FINANCIERO

La Evaluación Financiera de los escenarios planteados, se desarrolló con la identificación de la inversión inicial, los beneficios futuros y los costos durante la etapa de operación y así se calculó para cada escenario su propia rentabilidad.

La finalidad de esta evaluación es, antes que mostrar el resultado contable de los escenarios, en los que puede haber una utilidad o una pérdida, tiene como propósito principal determinar la conveniencia de desarrollar el proyecto de inversión con la alternativa de procesamiento evaluada.

La evaluación se realizó en el período de 2012 a 2038, que es el tiempo aproximado en el que se encuentra la declinación de los campos en producción de hidrocarburo.

En todos los casos para una carga de 15,42 MMSCFD se obtienen los siguientes resultados producto de la simulación de proceso empleando Aspen Hysys v7.1.

Tabla 12. Balance volumétrico para todos los escenarios evaluados

Alternativa	Gas Ventas (MMSCFD) ²	Poder calorífico gas (Btu/SCF)	Productos blancos				
			GLP ³ (BPD)	Propano ⁴ (BPD)	Butanos ⁵ (BPD)	Gasolina Natural (BPD)	Rec. (BPD)
Absorción con JP	13,75	1200	----	197	119	260	576
Deshidratación gas rico	15,42	1200	----	----	----	----	---
Refrigeración mecánica (GLP)	14,57	1021	600	---	----	79	679

² Condiciones RUT excepto alternativa 4.3.2

³ GLP, >60% molar de propano, >20% molar de butanos.

⁴ Propano > 95% molar

⁵ Butanos >97 % molar

Alternativa	Gas Ventas	Poder	Productos blancos				
Refrigeración mecánica (C3,C4 y GN)	14,57	1021	----	366	206	77	649
JT (C3, C4, GN)	14,57	1020	---	351	229	72	652
JT (C3, C4, GN)	14,57	1020	605	----	----	80	685

Tabla 13. Inversiones requeridas en todos los escenarios evaluados

ESCENARIO	1	2	3	4	4	4
CAPEX USD\$	ABSORCION CON JP	DESHIDRATAACION GAS RICO	REFRIGERACION MECANICA (GLP)	REFRIGERACION MECANICA (C3,C4,GN)	JOULE THOMPSON (C3,C4,GN)	JOULE THOMPSON (GLP)
INGENIERÍA, COMPRA Y MONTAJE BOMBAS	0.25	0.00	0.25	0.25	0.25	0.25
CONSTRUCCIÓN LLENADERO	0.25	0.00	0.25	0.25	0.25	0.25
SISTEMA DE REFRIGERACION	3.70	0.00	4.20	4.20	0.00	0.00
SISTEMA DE DESHIDRATAACION	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60
SISTEMA DE ESTABILIZACION	0.00	0.70	1.60	1.80	1.80	1.60
SISTEMA JOULE THOMPSON (Compresor, valvula)	0.00	0.00	0.00	0.00	3.00	3.00
Total MUSD/año	4.80	1.30	6.90	7.10	5.90	5.70

Tabla 14. Costos operacionales en todos los escenarios evaluados

ESCENARIO	1	2	3	4
OPEX	ABSORCION REFRIGERADA	DESHIDRATAACION GAS RICO	REF.MCA	JOULE-THOMPSON
**** Costos de Personal	0.74	0.15	0.37	0.22
**** Servicios Publicos	1.62	0.16	0.40	0.24
**** Materiales y Suministros	0.12	0.00	0.00	0.00
**** Materiales y Suministros	0.89	0.00	0.00	0.00
**** Servicios de Mantenimiento	2.86	0.29	1.14	0.71
**** Gastos Generales	0.06	0.00	0.00	0.00
Total MUSD/año	6.27	0.59	1.91	1.18

Tabla 15. Precios de gas portafolio ECP 2012

PRECIOS GAS																													
Dolares Constantes 2012																													
USD / MBTUD																													
Producto	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
GAS LISAMA_12	6.31	4.70	4.50	4.50	4.50	4.50	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52	5.52

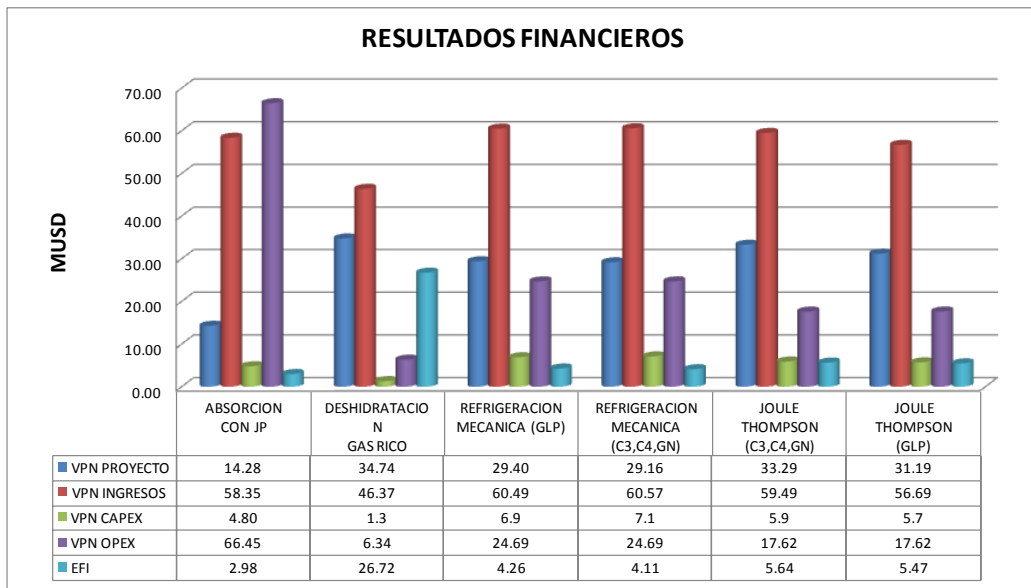
Tabla 16. Pronósticos de gas de formación

GAS FORMACION	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033					
LISAMA	10,061	8,665	7,559	6,649	3,618	3,301	3,048	2,844	2,681	2,400	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0	0			
CIRA INFANTAS	2,427	3,484	3,821	3,943	3,870	3,645	3,352	2,996	2,667	2,357	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	1,450	0	0	
LISAMA PROFUNDO	736	708	467	312	163	112	78	55	34	23	15	10	7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0	0		
OPON	1,272	1,045	879	752	652	574	509	451	400	355	314	279	247	219	194	172	153	135	120	106	94.42	94.42	94.42	94.42	94.42	94.42	
TOTAL (MSCFD)	14,496	13,903	12,726	11,656	8,302	7,633	6,987	6,347	5,782	5,135	1,780	1,739	1,704	1,669	194	172	153	135	120	106	94	94	94	94	94	94	94

Tabla 17. Resultados evaluación financiera

ESCENARIO	1	2	3	4	4	4
	ABSORCION CON JP	DESHIDRATACION GAS RICO	REFRIGERACION MECANICA (GLP)	REFRIGERACION MECANICA (C3,C4,GN)	JOULE THOMPSON (C3,C4,GN)	JOULE THOMPSON (GLP)
VPN PROYECTO	14.28	34.74	29.40	29.16	33.29	31.19
VPN INGRESOS	58.35	46.37	60.49	60.57	59.49	56.69
VPN CAPEX	4.80	1.3	6.9	7.1	5.9	5.7
VPN OPEX	66.45	6.34	24.69	24.69	17.62	17.62
EFI	2.98	26.72	4.26	4.11	5.64	5.47

Figura 17. Resultados evaluación financiera



5. CONCLUSIONES

Conforme a los resultados obtenidos, el orden de selección de alternativas recomendado es:

OPCION	PROCESO	OBSERVACIONES
1	Deshidratación gas rico, sin obtención de blancos.	Depende de si el cliente final está dispuesto a recibir gas rico de 1250 Btu/SCF, y si se confirma que la cromatografía del gas corresponde a C6+. Si se tienen datos de cromatografía extendida es probable que se requiera ajustar el punto de rocío de hidrocarburos del gas y de esta manera la segunda opción sería la recomendada.
2	Autorefrigeración (Expansión Joule Thompson)	De no viabilizarse la opción 2, esta sería la alternativa a implementar con la recuperación de blancos.
3	Refrigeración mecánica	
3	Absorción con aceite pobre	Proceso en desuso a nivel mundial por tener menores rendimientos que las opciones 2 y 3, y más complejo de operar y sus altos Opex por la reposición del aceite absorbente.

La alternativa de comercializar el gas sin obtención de blancos puede resultar una solución de negocios atractiva para la Superintendencia de Mares, pero estará limitada a aspectos contractuales como la calidad del gas y la capacidad del gasoducto (no presencia de hidrocarburos líquidos en la línea).

Las alternativas propuestas de refrigeración mecánica y autorefrigeración presentan mayores rendimientos y mejor calidad de los productos blancos recuperados que el actual proceso de recuperación con aceite absorbente. Con base en las simulaciones realizadas y los datos de la actual operación se recomienda cambiar sistema actual de absorción con Jet A por un sistema de baja temperatura.

De mantener la recuperación de hidrocarburos líquidos se recomienda emplear auto-refrigeración (expansión Joule Thompson) en lugar de refrigeración mecánica lo que permitirá obtener valores más bajos de temperatura en el separador frío aumentando la recuperación de líquidos.

El sistema JT es mucho más confiable operacionalmente y requiere menos mantenimiento. JT es muy fácil de operar respecto a las otras alternativas de recuperación de hidrocarburos líquidos.

BIBLIOGRAFÍA

ARNOLD, K. y STEWART, M. *Surface Production Operations*. Volume 1 Design of Oil Handling Systems and Facilities. 3ra edición, Gulf Publishing Company, New York, 2008.

ARNOLD, K. y STEWART, M. *Surface Production Operations*. Volume 2 Design of Gas-Handling Systems and Facilities. 2da edición, Gulf Publishing Company, Houston (TX), 1999.

GPSA. *Engineering Databook*. 12va edición, Tulsa, 2004.

GUO, B. y GHALAMBOR, A. *Natural Gas Engineering Handbook*. Gulf Publishing Company, Houston (TX), 2005.

MOKHATAB, S., POE, W. y SPEIGHT, J. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publishing, Boston (MA), 2006.

PERRY, R. *Chemical Engineer's Handbook*. 7ma edición. McGraw-Hill, New York (NY), 1997.

POLING, B., PRAUSNITZ, J. y O'CONNELL, J. *The Properties of Gases and Liquids*. 5ta edición. McGraw-Hill, New York (NY), 2004.

STEWART, M. y ARNOLD, K. *Emulsion and Oil Treating Equipment: Selection, Sizing and Troubleshooting*. Gulf Professional Publishing, Boston (MA), 2009.

STEWART, M. y ARNOLD, K. *Gas-Liquid and Liquid-Liquid Separators*. Gulf Professional Publishing, Boston (MA), 2009.