

ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DEL USO INTEGRAL DEL GAS DE ORITO

**LUIS CARLOS PERDOMO HERMIDA
RICARDO GAITAN NARANJO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN GERENCIA DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA
2011**

ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DEL USO INTEGRAL DEL GAS DE ORITO

**LUIS CARLOS PERDOMO HERMIDA
RICARDO GAITAN NARANJO**

**Trabajo presentado como requisito para optar el título de especialista en
Gerencia de Hidrocarburos.**

**Director:
CARLOS EFRAIN ROA DUARTE**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN GERENCIA DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA**

2011

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	12
DEFINICION DEL PROBLEMA	13
1. OBJETIVOS	14
1.1 OBJETIVO GENERAL	14
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	14
2. MARCO TEORICO	16
2.1. GAS NATURAL	16
2.2. COMPONENTES DEL GAS NATURAL	17
2.3. COMPRESION	18
2.3.1. Tipos de compresores	18
2.4. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO	19
2.4.1. La absorción química.	22
2.4.2. La absorción física.	22
2.4.3. La adsorción.	23
2.5. DESHIDRATACION Y ELIMINACION DE OTROS COMPUESTOS.	23
3. DISEÑO METODOLOGICO	27
3.1 METODO DE INVESTIGACION	27
3.2 FUENTES O TECNICAS PARA RECOLECCION DE INFORMACION	27
4. SITUACIÓN ACTUAL	28
5. PROPUESTA DE TRATAMIENTO	35

6. ANALISIS ECONÓMICO	41
6.1. INVERSIONES (CAPEX)	41
6.2. GASTOS DE OPERACIÓN (OPEX)	42
6.3. SIMULACIONES	43
6.3.1. Planta de Condensados:	43
6.3.2. Planta de Endulzamiento:	46
6.3.3. Centro de Generación.	47
6.4. DETERMINACIÓN DE LA TARIFA (TOP)	49
7. CONCLUSIONES	51
BIBLIOGRAFÍA	53

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Clasificación de los distintos tipos de compresores.	19
Figura 2. Diagrama propuesto.	35
Figura 3. Esquema general de tratamiento del gas.	36
Figura 4. Refrigeración (Ciclo de Propano).	37
Figura 5. Membrana simple de separación de gas (CO ₂ del CH ₄)	38
Figura 6. Etapa de pre tratamiento al endulzamiento	39
Figura 7. Configuración interna de membranas para endulzamiento de gas.	40
Figura 8. Pronostico de producción anual de gas de las baterías 1 y 2.	41

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Cantidad de pozos de acuerdo al sistema de levantamiento.	30
Tabla 2. Carga actual y demanda eléctrica.	30
Tabla 3. Costos de generación actual del campo Orito.	31
Tabla 4. Pérdidas de producción por fallas en la generación diesel del año 2010.	31
Tabla 5: Cromatografías del gas del las baterías 1 y 2.	32
Tabla 6. Propiedades fisicoquímicas del gas de las baterías 1 y 2.	34
Tabla 7. Inversiones de capital.	42
Tabla 8. Costos de mantenimiento anual de la planta de tratamiento y el centro de generación.	43
Tabla 9. VPN para un tercero planta de condensados con WACC de 36%.	44
Tabla 10. VPN para Ecopetrol con planta construida por un tercero con WACC al 36%.	44
Tabla 11. VPN para un tercero planta de condensados con WACC de 68%.	45
Tabla 12. VPN para Ecopetrol con planta construida por un tercero con WACC al 68%.	45
Tabla 13. VPN para un tercero en la planta de endulzamiento con WAC de 36%.	46
Tabla 14. VPN para un tercero en la planta de endulzamiento con WACC de 68%.	47
Tabla 15. VPN para un tercero en el centro de generación, con WAC de 36%.	47
Tabla 16. VPN para Ecopetrol para el centro de generación construido por un tercero a un WACC de 36%.	48
Tabla 17. VPN para un tercero en el centro de generación, con WAC de 68%.	48
Tabla 18. VPN para Ecopetrol para el centro de generación construido por un tercero a un WACC de 68%.	49

RESUMEN

TITULO: “ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DEL USO INTEGRAL DEL GAS DE ORITO”*

AUTORES: Luis Carlos Perdomo Hermida
Ricardo Gaitan Naranjo**

PALABRAS CLAVES: Campo Orito, Gas, Deshidratación, Análisis económico, Hidrocarburo.

La presente monografía es un análisis técnico económico, cuyo objetivo fundamental es establecer la viabilidad en la implementación de diferentes alternativas de mejoramiento del proceso de tratamiento del gas del Campo Orito de la Gerencia Regional Sur de ECOPETROL S.A., con el fin de optimizar las condiciones del gas de inyección en los diferentes pozos productores, obtener condensados mediante el proceso de deshidratación del gas, la separación del CO₂ mediante el proceso de endulzamiento del gas y finalmente obtener gas combustible para la generación de energía eléctrica.

Este análisis económico, nos servirá para determinar el valor presente neto de la inversión, con el fin de verificar si el proyecto genera rentabilidad para la organización, además de valorar los OPEX y los CAPEX con que soportamos los análisis.

En la actualidad, la producción de gas de los pozos en el Campo Orito es de aproximadamente 10 MPCED los cuales llegan a las Batería 1 y Batería 2 donde son comprimidos para su utilización en la producción de hidrocarburos por Gas Lift y los excedentes son quemados.

De acuerdo con los resultados de este análisis se aconseja a la administración de la SOP darle visto bueno al presente proyecto y hacer las instalaciones para el tratamiento del gas y llevarlo a condiciones de generación, toda vez que este genera beneficios para la empresa.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Petróleos, Director Carlos Efraín Roa Duarte

ABSTRACT

TITLE: “TECHNICAL ECONOMIC ANALYSIS OF INTEGRAL GAS USE ORITO”*

AUTHORS: LUIS CARLOS PERDOMO HERMIDA
RICARDO GAITAN NARANJO**

This paper is a technical economic analysis, whose main objective is to establish the feasibility in implementing different alternatives for improving the treatment process gas from the Orito Field South Regional Management ECOPETROL SA, in order to optimize the conditions gas injection in the different wells, condensate obtained by the gas dehydration process, the separation of CO₂ by gas sweetening process and finally obtain fuel gas for power generation.

This economic analysis will be useful apparatus to determine the net present value of the investment, in order to verify if the project generates profits for the organization, and to determine the OPEX and CAPEX we support the analysis.

Currently, gas production wells in the Orito field is approximately 10 MPCED which reach the Battery 1 and Battery 2, which are compressed for use in the production of hydrocarbons by Gas Lift and surpluses are burned. Currently, gas production wells in the Orito field is approximately 10 MPCED which reach the Battery 1 and Battery 2, which are compressed for use in the production of hydrocarbons by Gas Lift and surpluses are burned.

According to the results of this analysis is advisable for the administration of the SOP give approval to this project and make facilities for gas treatment and lead to conditions of generation, since it generates profits for the company.

* Work Degree

** Faculty of Engineering Physicochemical, School of Petroleum, Director Carlos Efrain Duarte Roa

INTRODUCCIÓN

La presente monografía es un análisis técnico económico, cuyo objetivo fundamental es establecer la viabilidad en la implementación de diferentes alternativas de mejoramiento del proceso de tratamiento del gas del Campo Orito de la Gerencia Regional Sur de ECOPETROL S.A., con el fin de optimizar las condiciones del gas de inyección en los diferentes pozos productores, obtener condensados mediante el proceso de deshidratación del gas, la separación del CO₂ mediante el proceso de endulzamiento del gas y finalmente obtener gas combustible para la generación de energía eléctrica.

Este análisis económico, nos servirá para determinar el valor presente neto de la inversión, con el fin de verificar si el proyecto genera rentabilidad para la organización, además de valorar los OPEX y los CAPEX con que soportamos los análisis.

En la actualidad, la producción de gas de los pozos en el Campo Orito es de aproximadamente 10 MPCED los cuales llegan a las Batería 1 y Batería 2 donde son comprimidos para su utilización en la producción de hidrocarburos por Gas Lift y los excedentes son quemados.

DEFINICION DEL PROBLEMA

En la actualidad, la producción de gas de los pozos en el Campo Orito es de aproximadamente 10 MPCED los cuales llegan a las Bateria 1 y Bateria 2 donde son comprimidos para su utilización en Gas Lift y los excedentes que corresponden a 2 MPCED, son quemados.

Al revisar el proceso realizado en estas estaciones, se encuentran oportunidades de mejora en el tratamiento del gas por la implementación de nuevas tecnologías para mejorar la calidad del gas a inyectar en el sistema de Gas Lift, recuperar condensados que aportan a la producción de crudo y en la obtención de gas combustible para autogeneración del campo.

El proceso de mejora requiere una gran inversión de capital y por lo tanto su implementación debe tener un retorno de la inversión positivo, para obtener el rendimiento de acuerdo a los indicadores económicos de la empresa.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar un análisis técnico económico para la viabilidad de aprovechar el gas producido en el campo Orito, en la autogeneración de energía eléctrica y en los sistemas de gas lift.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Hacer una conceptualización del Campo Orito para determinar el estado actual del sistema de gas lift y el consumo de energía eléctrica.
- Analizar las cromatografías disponibles para determinar la composición del gas que llega a las Baterías 1 y 2, para revisar la calidad actual y de acuerdo a esto proponer los procesos de mejora requeridos.
- Determinar los volúmenes recuperables de condensados obtenibles del gas que llega a las Baterías 1 y 2.
- Seleccionar las tecnologías de tratamiento de separación y endulzamiento que más aplique al gas de Orito.

- Establecer la relación de los volúmenes requeridos a partir del gas de las baterías 1 y 2, para el sistema de inyección de gas lift y la autogeneración eléctrica.
- Realizar el análisis económico de las diferentes alternativas en cada uno de los escenarios planteados.

2. MARCO TEORICO

2.1. 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. La manera más común en que se encuentra este combustible es atrapado entre el petróleo.

El gas natural que es extraído del subsuelo, contiene una serie de impurezas, entre las cuales están: la arena, el agua, compuestos de azufre, dióxido de carbono, compuestos oxigenados y compuestos de nitrógeno, aparte de otros componentes, que generalmente constituyen trazas, como el mercurio, gas helio, arsénico, etc. De todos ellos los más peligrosos desde el punto de vista de la corrosión son los compuestos de azufre (Sulfuro de hidrógeno, H₂S y los mercaptanos) y el dióxido de carbono (CO₂), llamados gases ácidos por su habilidad para reaccionar con el agua presente en el gas y formar los respectivos ácidos sulfhídrico y carbónico, responsables de la corrosión de los aparatos y gasoductos. Por este motivo hay que realizar en primer lugar un tratamiento de desulfuración y de descarbonatación, llamados comúnmente endulzamiento del gas natural.

Existen diversas denominaciones para el 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 H₂S a nivel 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”. Adicionalmente, cuando el gas contiene CO₂, se dice que es un gas “agrio”.

El gas natural también se denomina húmedo e hidratado; húmedo por la presencia de hidrocarburos líquidos e hidratado por la presencia de agua que arrastra desde los yacimientos.

2.2. 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. 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.

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 -154°C , el etano con un punto de ebullición de -89°C , puede estar presente en cantidades de hasta 10%; el propano cuyo punto de ebullición es de hasta -42°C , 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 mol, en porcentaje volumen o porcentaje peso.

Su procesamiento consiste principalmente en: La eliminación de compuestos ácidos (H_2S y CO_2) mediante el uso de tecnologías que se basan en sistemas de absorción - agotamiento utilizando un solvente selectivo. El gas alimentado se

denomina “amargo”, el producto “gas dulce” y el proceso se conoce como Endulzamiento.

2.3. COMPRESION

Para comprimir el gas natural, se utilizan compresores que elevan la presión a un valor de trabajo deseado.

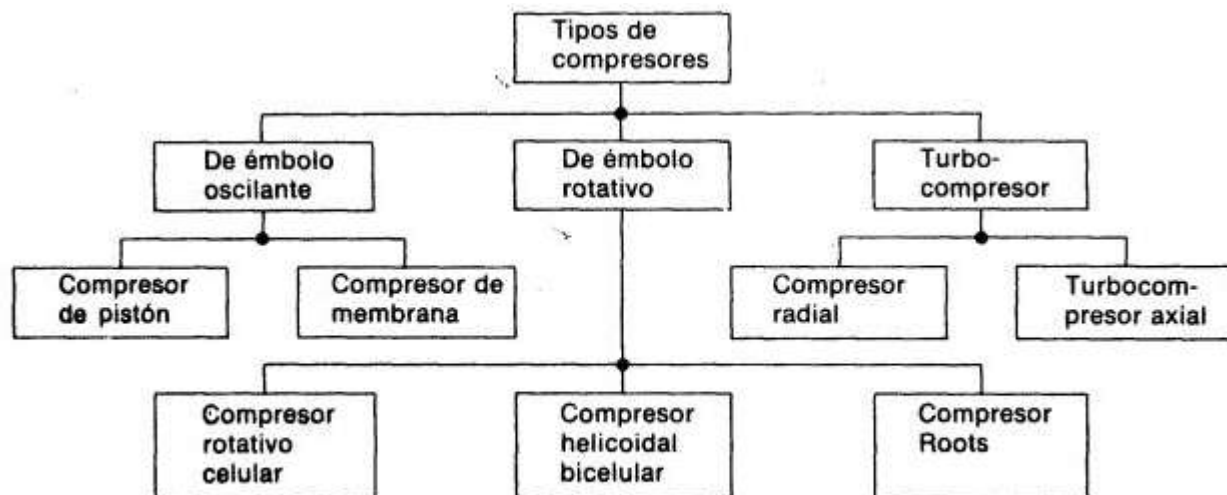
2.3.1. Tipos de compresores

Según las exigencias referentes a la presión de trabajo y al caudal de suministro, se pueden emplear diversos tipos de construcción. Se distinguen dos tipos básicos de compresores:

El primero trabaja según el principio de desplazamiento. La compresión se obtiene por la admisión del gas en un recinto hermético, donde se reduce el volumen. Se utiliza en el compresor de émbolo (oscilante o rotativo).

El otro trabaja según el principio de la dinámica de los fluidos. El gas es aspirado por un lado y comprimido como consecuencia de la aceleración de la masa (turbina).

Figura 1. Clasificación de los distintos tipos de compresores.



Fuente: Autores del Proyecto

2.4. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO

La extracción de los compuestos de azufre y dióxido de carbono del gas natural cumple varios objetivos. La remoción del CO₂ se hace principalmente para controlar el poder calorífico del gas natural, el cual se reduce por la presencia de gases inertes y para evitar la formación de hielo seco ó CO₂ sólido, en los flujos de gas que serán sometidos a procesamiento criogénico.

Adicionalmente, la presencia de agua y CO₂ en el procesos de inyección del gas, producen corrosión en el acero.

Actualmente, con la creciente utilización del CO₂ en la recuperación terciaria de reservorios de petróleo, el gas natural asociado al petróleo crudo de tales reservorios contiene porcentajes muy elevados de CO₂. En este caso, es usual la

separación del gas natural, para su posterior reinyección en procesos de recobro mejorado o para disposición.

En cuanto al H₂S, el principal motivo para su extracción es por ser tóxico: es casi 2 veces más tóxico que el monóxido de carbono (CO) y casi tan tóxico como el ácido cianhídrico (HCN).

Cuando es disuelto en agua, el H₂S es corrosivo al acero. La reacción con el hierro en medio acuoso, produce hidrógeno atómico y sulfuro ferroso, que es catódico en relación al acero, acarreado la formación de pilas galvánicas y, por consiguiente, la corrosión por "pits". El hidrógeno atómico, que no puede combinarse formando hidrógeno molecular debido, por ejemplo, a la presencia del propio sulfuro ferroso, se difunde a través del acero, pudiendo actuar como incrustaciones no metálicas y producir, en estas locaciones, una abertura de interfase y una acumulación de hidrógeno, ya en la fase gaseosa, formando burbujas.

Otro tipo de corrosión posible de ocurrir por la presencia del H₂S y agua, es la fractura del acero, en case de que sea constituido por materiales susceptibles y que están sometidos a esfuerzos de tracción.

El gas carbónico, al disolverse en el agua, forma el ácido carbónico (H₂CO₃), el cual acelera cualquier acción corrosiva relacionada al H₂S, aun cuando también inicie su propio proceso corrosivo con el acero.

Varios son los procesos disponibles para el tratamiento del gas natural. La mayoría de los procesos utilizan solventes químicos o físicos para extraer los compuestos indeseables. De la elección del solvente para una unidad de tratamiento del gas dependerá no sólo la eficiencia del proceso sino también el tamaño de los equipos y el costo total de la unidad. La elección del solvente debe

basarse en la composición, temperatura y presión del gas, además de la especificación deseada para el producto. Estos parámetros determinaran si un solvente físico o químico es el más económico operando con presiones de contacto a partir de 100 psi. A presiones menores, la presión parcial de equilibrio es limitante para la extracción que pueda lograrse. La monoetanolamina (MEA) es la amina de uso más generalizado, más en elección entre la MEA y la DEA (dietanol amina) es de orden puramente económico. Cuando el gas contiene cantidades relativamente altas de COS, CS₂ y mercaptanos, la DEA es preferida pues la MEA reacciona irreversiblemente con estos compuestos formando productos de degradación que obligan a la sustitución frecuente de la solución. Con todo, la MEA tiene mayor capacidad de absorción que la DEA, siendo preferida a ésta cuando la degradación no constituye problema. Cabe anotar que ambas se degradan a través de las reacciones iniciadas por el CO₂ e influenciadas por la presión, temperatura y concentración de la solución.

El uso de la DEA conduce a menores flujos de circulación ya que permite operar con concentraciones de solución pobres mayores que la MEA, 30% y 20%, respectivamente. Concentraciones superiores a éstas no son recomendables por agravar los problemas de corrosión inherentes a los procesos con amina. Las aminas se oxidan rápidamente y los productos de oxidación son extremadamente corrosivos al acero al carbono; ellas son aún inestables a altas temperaturas y los productos de descomposición también son corrosivos.

La metildietanolamina (MDEA) es una amina que viene siendo utilizada en sustitución de las anteriores con las siguientes ventajas, entre otras:

- Mayor resistencia a la degradación;
- Menores problemas de corrosión;
- Selectividad por el H₂S en presencia del CO₂.

La afinidad de las aminas por los gases ácidos es una reacción química reversible. Los enlaces químicos son tan sencillos que el proceso se asemeja mucho a una adsorción física. De un modo general, con el aumento de la temperatura las reacciones reversibles tienen su equilibrio desubicado en el sentido de los reactivos, en tanto que a bajas temperaturas el equilibrio tiende para el sentido de los productos. La reacción que gobierna la extracción del H₂S por las aminas, por ejemplo, comienza a revertir en el sentido de los reactivos, amina y H₂S, a temperaturas relativamente bajas. Para favorecer la reacción en el sentido del producto se controla la temperatura de la torre absorbidora en 120°F, como máximo, garantizándose así una buena extracción del H₂S por la solución de amina.

El proceso de endulzamiento se realiza por tres métodos: Por absorción química (proceso de aminas: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y la metildietanolamina (MDEA), Absorción física (Con solventes físicos) y combinación de ambas técnicas (soluciones mixtas).

2.4.1. La absorción química.

Una solución absorbente reacciona químicamente con los gases ácidos (CO₂, H₂S) contenidos en el gas natural para producir un compuesto que puede ser disociado mediante “stripping” a baja presión y alta temperatura, con el fin de regenerar el absorbente. Los absorbentes más empleados son soluciones de aminas (absorción a temperatura ambiente) y carbonato de potasio (absorción a 100-110 °C).

2.4.2. La absorción física.

No existe reacción química entre los gases ácidos y el disolvente. Los gases ácidos simplemente se disuelven en la solución absorbente bajo presión. Los

parámetros que afectan a la disolución son la temperatura, la presión y la concentración de gases. El disolvente se regenera mediante expansiones a baja presión de la solución rica en gases ácidos y suele realizarse en varias etapas

La absorción física no es conveniente para la desulfuración del gas húmedo, pues algunos componentes, como el butano se solubilizan en esos disolventes prácticamente lo mismo que el H₂S.

2.4.3. La adsorción.

Se realiza por filtros moleculares, también llamados tamices moleculares, (zeolitas), pero su uso se limita a gas natural con bajo contenido en gases ácidos, debido a la cantidad de filtros y al caudal de gas de regeneración requerido. Estos tamices moleculares se utilizan para eliminar los mercaptanos de la corriente de gas, ya que estos productos no se eliminan en las unidades de aminas de la fase de tratamiento en planta de licuefacción, y normalmente, se sitúan aguas debajo de la unidad de absorción para reducir el tamaño de los lechos.

Combinación de ambas técnicas (solución Mixtas)

2.5. DESHIDRATACION Y ELIMINACION DE OTROS COMPUESTOS.

Lo restrictivo de las especificaciones requeridas para el agua hace que tan solo sea posible secar mediante adsorción empleando desecadores sólidos. Existen dos tipos para este propósito: los tamices moleculares y la alúmina activada.

Los tamices moleculares presentan una mayor relación de adsorción que la alúmina, por lo que tanto la cantidad de material desecante a emplear, como el tamaño de los equipos, son menores en este caso. Consecuentemente, la plantas

de tratamiento modernas usan tamices moleculares, que tienen, además, la ventaja de adsorber los hidrocarburos pesados con mayor eficacia que la alúmina. Una unidad de deshidratación está formada normalmente por una unidad de deshidratación está formada normalmente por dos desecadores, de forma que uno de ellos se encuentre en operación mientras que el otro esté en fase de regeneración. La regeneración se realiza haciendo pasar, a contracorriente, gas seco caliente por el desecador. Para eliminar el agua absorbida por el gas seco se procede a realizar un enfriamiento mediante expansión, consiguiendo de esta forma la condensación del agua. Finalmente, este gas se comprime para ser introducido en la línea de gas natural que se va a secar.

Debe tenerse en cuenta que el gas procedente de pozos de petróleo presurizados con CO₂ puede contener más del 70 % de anhídrido carbónico. En tal caso, la separación del CO₂ debe hacerse por otros métodos distintos del de la absorción, que resultaría muy costosa, pudiéndose emplear distintos tipos de destilación a baja temperatura y presión para evitar la formación de nieve carbónica. El CO₂ puede separarse en fase líquida, lo que resulta muy ventajoso para su posterior reinyección en los pozos.

Para disminuir la proporción de hidrocarburos superiores al metano que presenta el gas debe proceder al enfriamiento de este último, y de esta forma conseguir que condensen los hidrocarburos superiores al etano. A continuación se fracciona este condensado para obtener así los diferentes compuestos que lo forman. Este condensado suele contener todos los hidrocarburos pesados no deseables para la licuefacción, incluidos etano, propano y butano.

El gas que contiene H₂S y/o CO₂ pasa por un recipiente separador, para la segregación de los líquidos y entra luego en la torre absorbidora por el fondo. El gas sube a través de los platos o bandejas, generalmente provistos de válvulas, entrando en contacto directo con la solución de amina. Antes de dejar la torre, el

gas pasa por una trampa de líquido que retiene cualquier cantidad de amina que haya sido arrastrada. La solución de amina pobre entra por el tope de la torre y, al descender por los platos, absorbe los gases ácidos de la corriente gaseosa que se desplaza en contra-corriente. Como la reacción amina + gas ácido es exotérmica, esto es, libera calor, el flujo de la solución de amina pobre que entra en la absorbedora debe ser tal que en la salida la temperatura de la solución de amina rica no exceda de 120°F. Este flujo debe también ser suficiente para lograr que el gas tratado alcance la especificación con 4 ó 5 platos teóricos en la absorbedora, equivalentes desde 16 a 20 platos reales.

Del fondo de la absorbedora, la solución de amina conteniendo los gases ácidos, o la amina rica, es precalentada por la solución de amina pobre que deja la torre regeneradora. Cuando el gas natural se encuentra a alta presión, se instala un recipiente de vaporización entre el fondo de la absorbedora y el intercambiador de calor amina/amina de manera de minimizar el flash de los gases de la solución dentro del intercambiador de calor. Las soluciones de aminas a altas presiones solubilizan los hidrocarburos gaseosos por absorción física. En el recipiente de flash, cantidades significativas de gases ácidos pueden ser liberados junto con los hidrocarburos. Una reabsorbedora con 4 a 6 platos puede ser instalada en el tope del recipiente de flash para reabsorber los gases ácidos. Los hidrocarburos gaseosos de este recipiente, ya purificados, pueden ser aprovechados como combustible. Cuando el recipiente de flash no se incluye en la unidad, se deberá contar con una válvula de control de nivel, instalada después del intercambiador de calor, de modo de mantener la presión y evitar la vaporización dentro del mismo.

La solución de amina rica precalentada entra en la columna regeneradora cerca al tope. A medida que la solución desciende por la torre, es calentada por el vapor ascendente el cual es generado en el rehervidor. La temperatura de la amina rica aumenta y los gases ácidos son liberados.

La columna regeneradora generalmente tiene de 15 a 20 platos reales equivalentes a 3 - 4 platos teóricos; sin embargo, algunas veces se usa una columna empacada.

El exceso de vapor producido en el rehervidor sale por el tope de la regeneradora junto con los gases ácidos. El vapor es condensado y separado de los gases ácidos en un acumulador, desde el cual este condensado retorna a la torre como reflujo.

Debido a las posibilidades de formación de productos de degradación y a la presencia de sales, material insoluble y no volátil, que pone en riesgo de contaminación a toda la solución, las unidades poseen un equipo recuperador "reclaimer", que es un equipo de operación cíclica. En el recuperador, del 1% al 3% de la solución de amina pobre es destilada a una temperatura máxima cercana a los 145°F. Temperaturas superiores podrían causar la destilación de los contaminantes. En el fondo del equipo queda un residuo espeso, concentrado, el cual es extraído antes de una nueva operación.

La amina regenerada que sale, de la torre intercambia calor con la amina rica, como se ha descrito anteriormente. Para evitar que los sólidos, productos de la corrosión, contenidos en la solución de amina circulante se depositen en los diversos equipos de la unidad, una corriente que no debe ser menor del 10% de la solución circulante es continuamente filtrada. La solución es, para este propósito, enfriada hasta cerca de 2° a 9°F encima de la temperatura del gas de entrada, para evitar la condensación de hidrocarburos, luego ingresa a la torre completando el ciclo de absorción-regeneración.

3. DISEÑO METODOLOGICO

Con la presente monografía, buscamos realizar un análisis de la calidad del gas, los volúmenes del Campo Orito y de acuerdo a los diferentes procesos que existen en el mercado para tratamiento de gas, desarrollar el análisis técnico económico, para comprobar la hipótesis propuesta cuyo objetivo fundamental es establecer la viabilidad en la implementación de diferentes alternativas de mejoramiento del proceso de tratamiento del gas del Campo Orito de la Gerencia Regional Sur de ECOPETROL S.A., con el fin de optimizar las condiciones del gas de inyección en los diferentes pozos productores, obtener condensados mediante el proceso de deshidratación del gas, la separación del CO₂ mediante el proceso de endulzamiento del gas y finalmente obtener gas combustible para la generación de energía eléctrica.

3.1 METODO DE INVESTIGACION

La investigación está basada en el método de análisis, porque partimos de las condiciones del gas de Orito para verificar si es apto para el objeto propuesto en la hipótesis.

3.2 FUENTES O TECNICAS PARA RECOLECCION DE INFORMACION

Para el proyecto, nos basaremos en información recolectada en el campo, registros cuantitativos diarios de volumen de gas, agua asociada, reportes de laboratorio (Cromatografía de gases), estado mecánico de los compresores, daños y fallas repetitivas, uso de programas de simulación de procesos

4. SITUACIÓN ACTUAL

Los trabajos de exploración en la cuenca del Putumayo fueron iniciados por la compañía Texas Petroleum Company en el año 1941; tres años más tarde, en 1944, fue estudiado el campo Orito mediante geología de superficie. Los resultados de estas actividades se concretaron el 22 de marzo de 1963 con la perforación del pozo Orito-1, el cuál fue completado el 29 junio del mismo año con una producción inicial de 1400 barriles de petróleo por día, constituyéndose en el pozo descubridor del campo. La producción del campo Orito, sin embargo, no inicia sino hasta el año de 1968, cuando se terminó la construcción del Oleoducto Transandino, obra considerada en su tiempo como una de las más audaces de la ingeniería latinoamericana.

En noviembre de 1979, Ecopetrol adquiere las acciones de Texas Petroleum Company bajo la razón social Petrolera del Río Panamá S.A., y es hasta el 29 de abril de 1981 que la Empresa Colombiana de Petróleos asume la administración de estos campos como el Distrito Sur (DIS).

En el año 1996 el Distrito Sur se convirtió en la Gerencia Sur (GSU).

En el año 2001, como resultado del proceso de negociación denominado Ronda 2000 se firma 2 Contratos de Producción Incremental, el primero con la firma AEC Colombia Ltda. Hoy Petrominerales Colombia Ltda para el área Orito y donde Ecopetrol S.A. continúa siendo el operador y el segundo con el Consorcio Colombia Energy para los campos del área Suroriente, quien además actuará como Operador.

El Departamento de Producción Putumayo, tiene un total de 109 pozos activos con una producción asociada de 12.500 Barriles, distribuidos en 15 campos petrolíferos, que se encuentran agrupados en cuatro áreas operativas de acuerdo con su ubicación geográfica con respecto al municipio de Orito; es así que se habla de las áreas Orito, Occidente, Nororiente y Sur; en donde se cuenta con las facilidades de producción necesarias para la recolección, tratamiento y despacho de fluidos producidos en sus campos. Igualmente se cuenta con un grupo de profesionales para la atención y mantenimiento de los pozos de las diferentes áreas a nivel de subsuelo, mediante trabajos de workover y well services así como la toma de registros de variables de producción que permiten la programación de los servicios que permitan tener todos los pozos en producción permanente.

Actualmente el campo Orito posee 66 pozos activos de los cuales 19 se encuentran completados con el sistema de levantamiento artificial Gas Lift, para lo cual emplea 5 compresores recíprocos multietapas accionados con motores diesel, que elevan la presión del gas desde 40 psi hasta 920 psi, que es la presión requerida para tener producción en los pozos. El gas de operación es el procedente de las baterías 1 y 2 que producen 6.0 MPCED y 4.0 MPCED, respectivamente. La producción de estos pozos es de 2898 Barriles de fluido por día de los cuales 1417 son petróleo crudo.

Los pozos restantes se producen con sistemas de levantamiento artificial de bombeo mecánico, producción por cavidades progresivas, flujo natural y bombeo electrosumergible, los cuales usan generadores diesel y algunos están conectados a la red eléctrica nacional.

Tabla 1. Cantidad de pozos de acuerdo al sistema de levantamiento.

	Bombeo Electrosumergible	Bombeo Mecánico	Bombeo Cavidades Progresivas	Gas Lift
No Electrificados	2	13	10	
Electrificados	19	2		19
Total Pozos	21	15	10	19

Fuente: Autores del Proyecto

Para atender los requerimientos de energía de las instalaciones del campo Orito, incluidos los pozos, la estación de bombeo al oleoducto transandino, el sistema de inyección de agua, se necesitan 6,930 KW, de los cuales el consumo con el sistema interconectado nacional es de 1,300 KW, que se paga a \$ 232 /KWh, en tensión de 115 KV, \$ 258 /KWh en tensión de 34,5 KV y el restante es atendido con generación local diesel con valores que oscilan entre de \$ 400 y \$ 500 /KWh, de acuerdo a la potencia entregada por generador.

Tabla 2. Carga actual y demanda eléctrica.

AÑO		2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	Total
Carga actual	Carga [kW]	1,300										1,300
Nuevos pozos bombeo mecánico (antes GL)	Cantidad		19									19
	Carga [kW]		80									1,520
Motor Planta Orito	Cantidad			1								1
	Carga [kW]			1,542								1,542
Pozos BES	Cantidad		21									21
	Carga [kW]		160									3,360
Planta de inyección de agua	Cantidad		1									1
	Carga [kW]		750									750
Total	kW	1,300	5,630	1,542	0	0	0	0	0	0	0	1
Total acumulada	kW	1,300	6,930	8,472	8,472	8,472	8,472	8,472	8,472	8,472	8,472	8,472

Fuente: Autores del Proyecto

En la actualidad el sistema de gas lift, tiene un alto costo de operación por el alto consumo de diesel requerido para la compresión del gas, sumado a esto los costos de reparaciones de los equipos debido a que estos han estado en

operación por más de 15 años y por esta razón su confiabilidad no es óptima y las continuas paradas generan pérdidas de producción apreciables.

Haciendo un análisis de los costos de generación actual del campo Orito, podemos concluir que esta operación le genera un costo de energía en valor presente de USD\$88,833,573 en una proyección de 10 años. (ver Tabla 3)

Tabla 3. Costos de generación actual del campo Orito.

Energía Eléctrica		2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Demanda (KW)	SIN	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300
Precio	\$/kWh	230.98	233.51	238.45	247.91	251.64	257.21	262.78	268.35	273.93	279.50
Subtotal	\$	2,630,428,352	2,659,170,662	2,715,428,821	2,823,174,273	2,865,674,508	2,929,124,100	2,992,573,692	3,056,023,285	3,119,472,877	3,182,922,469
Demanda (KW)	DIESEL	7,200	7,200	6,700	6,700	6,700	6,700	6,700	6,700	6,700	6,700
Precio	\$/kWh	400	400	400	400	400	400	400	400	400	400
Subtotal	\$	25,228,800,000	25,228,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000	23,476,800,000
TOTAL	\$	27,859,228,352	27,887,970,662	26,192,228,821	26,299,974,273	26,342,474,508	26,405,924,100	26,469,373,692	26,532,823,285	26,596,272,877	26,659,722,469
TOTAL	\$/USD/Año	-140,655,786	14,662,752	14,677,879	13,785,384	13,842,092	13,864,460	13,897,855	13,931,249	13,964,644	13,998,038
VPN (Costos de energía)		88,833,573									

Fuente: Autores del Proyecto

Tabla 4. Pérdidas de producción por fallas en la generación diesel del año 2010.

CAUSAL DE DIFERIDA	BARRILES
MANTENIMIENTO	10,108.19
CONFIABILIDAD	1,558.38
Mtto preventivo generador GSU	1,558.38
ELECTRICIDAD	4,284.60
Falla Electrica Generador.	43.00
Falla planta electrica GSU	3,775.38
Falla planta electrica GSU. Combustible contaminado	411.22
Mant. Generador Electrico	55.00
MECANICA	4,265.21
Compresores G.L GSU	1,537.62
Falla Mecanica GSU	864.10
Falla Mecanica GSU. Combustible contaminado	98.00
Falla Mecanica PCL GSU	816.02
Mantenimiento mecanico GSU	30.30
Mtto. mecanico PCL GSU	919.17

Fuente Sistema Ellipse.

Por otra parte, tal como lo muestra la tabla anterior, se detecta que la gran mayoría de las pérdidas de producción están asociadas a las fallas de las plantas eléctricas locales que lo componen el generador y el motor Diesel y al sistema de levantamiento gas lift, cuyas fallas asociadas son producto de la acción del CO₂ y la humedad presentes en el gas, que conllevan a daños mecánicos en los componentes de los compresores y ruptura de las líneas de inyección hacia los pozos.

Tabla 5: Cromatografías del gas del las baterías 1 y 2.

Componente	Entrada scrubber Batería 1	Entrada scrubber Batería 2
Oxígeno (% Molar)	0.0085	0.0101
Nitrógeno (% Molar)	1.5274	1.5239
Metano (% Molar)	13.2953	16.2929
Dióxido de Carbono (% Molar)	71.696	64.7076
Etano (% Molar)	2.8874	3.3149
Propano (% Molar)	4.4473	5.7134
i-Butano (% Molar)	0.9325	1.3462
n-Butano (% Molar)	2.449	3.4626
i-Pentano (% Molar)	0.7612	1.0672
n-Pentano (% Molar)	0.7687	1.0582
2.2-Dimetilbutano (% Molar)	0.0031	0.0043
Ciclopentano+ 2.3-Dimetilbut (% Molar)	0.0796	0.1002
Isohexano (% Molar)	0.185	0.2444
3-Metilpentano (% Molar)	0.112	0.1457
n-Hexano (% Molar)	0.1979	0.2517
Metilciclopentano (% Molar)	0.1383	0.1705
Isoheptano (% Molar)	0.0285	0.0341
Benceno (% Molar)	0.0128	0.0097
3.3-Dimetilpentano (% Molar)	0.0011	0.0011
2.2-Dimetilpentano (% Molar)	0.0013	0.0016
Ciclohexano (% Molar)	0.0428	0.0519
2.3-Dimetilpentano (% Molar)	0.0165	0.0199

Componente	Entrada scrubber Bateria 1	Entrada scrubber Bateria 2
3-Metilhexano (% Molar)	0.0497	0.0598
1t.3-Dimetilcyclopentano (% Molar)	0.0254	0.0301
1c.3-Dimetilcyclopentano (% Molar)	0.026	0.0308
IsoOctano (% Molar)	0.0391	0.0459
n-Heptano (% Molar)	0.0566	0.0668
Metilciclohexano (% Molar)	0.0604	0.0716
1.1.3-Trimetilciclopentano (% Molar)	0.0021	0.0023
Etilciclopentano + 2.5 Dimeti (% Molar)	0.0107	0.0124
1t.2c.3-Trimetilciclopentano (% Molar)	0.0089	0.01
Tolueno (% Molar)	0.0164	0.0156
2-Metilheptano (% Molar)	0.0164	0.018
1t.etil3 metilciclopentano (% Molar)	0.0066	0.0072
1t.2-Dimetilciclohexano (% Molar)	0.0114	0.0129
n-Octane (% Molar)	0.0024	0.0028
1c.4-Dimetilciclohexano (% Molar)	0.0058	0.0067
Parafinas C9 (% Mo	0.0225	0.0247
2.3Dimetilheptano (% Molar)	0.0025	0.0027
o-Xileno (% Molar)	0.0014	0.0015
Etilciclohexano (% Molar)	0.0044	0.0041
1.1.3-Trimetilciclohexano (% Molar)	0.0095	0.0098
Etilbenceno (% Molar)	0.0055	0.0051
m.p-Xileno (% Molar)	0.0065	0.0067
n-Nonano (% Molar)	0.0045	0.0046
Decanos v	0.0119	0.0138
Undecanos+ (% Molar)	0.0011	0.0017

Fuente: Autores del Proyecto

Tabla 6. Propiedades fisicoquímicas del gas de las baterías 1 y 2.

PROPIEDADES FISICOQUIMICAS A 60° Y 1465 psia	Entrada scrubber Batería 1	Entrada scrubber Batería 2
IGHV Poder Calorífico Superior Volumen Id (BTU/PC)	528.18	681.1
RGHV Poder Calorífico Superior Volumen Re (BTU/PC)	531.88	686.22
INHV Poder Calorífico Neto Volumen Ideal (BTU/PC)	484.35	624.9
RNHV Poder Calorífico Neto Volumen Real (BTU/PC)	487.75	629.6
Densidad Ideal (lbm/pie3)	0.108	0.1069
Densidad Real (lbm/pie3)	0.1088	0.1077
Gravedad Especifica [1473 psia] Ideal	1.4211	1.4073
100% de licuefaccion del Propano (Gal/1000 PC)	3.343	4.472
Factor de Compresibilidad	0.993	0.9925
Peso Molecular	41.114	40.7094
Indice de Wobbe	443.0684	574.1505

Fuente: Autores del Proyecto

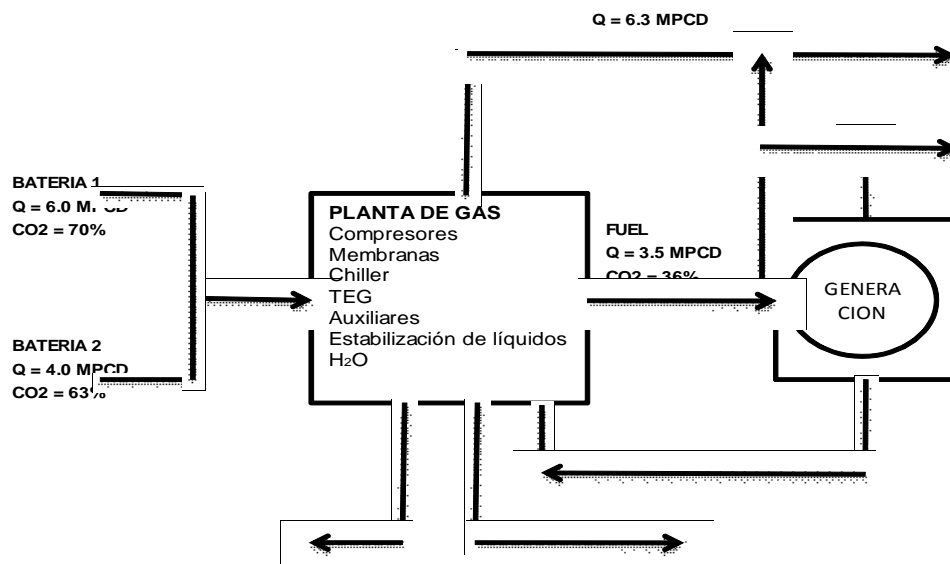
De las cromatografías y las propiedades fisicoquímicas, se deduce que el gas de Orito tiene bajo poder calorífico (< 690 BTU/PC), alto contenido de CO₂ (> 65% molar), alta humedad, presencia de fracciones pesadas de hidrocarburos y bajo contenido de metano (<17% molar), que hace que el gas requiera de un tratamiento (Panta de deshidratación y endulzamiento) previo a la Generación.

5. PROPUESTA DE TRATAMIENTO

Como resultado del planteamiento anterior en el cual se refleja la existencia de pérdidas de producción en el sistema de gas lift, por fallas mecánicas en los compresores y en las líneas de inyección, adicionalmente, pérdidas de producción para los otros sistemas de levantamiento artificial usados en el campo debido a las fallas en los sistemas de generación local, con el alto costo del KW generado con diesel, el cual es casi el doble de la interconexión eléctrica, se propone instalar un planta de tratamiento para deshidratación y endulzamiento del gas tipo membrana, con lo cual se obtendrán condensados, CO₂ y gas con una buena capacidad de generación, con bajo contenido de CO₂ y un poder calorífico mejorado al retirar el agua, el CO₂ y los hidrocarburos del C₄ en adelante.

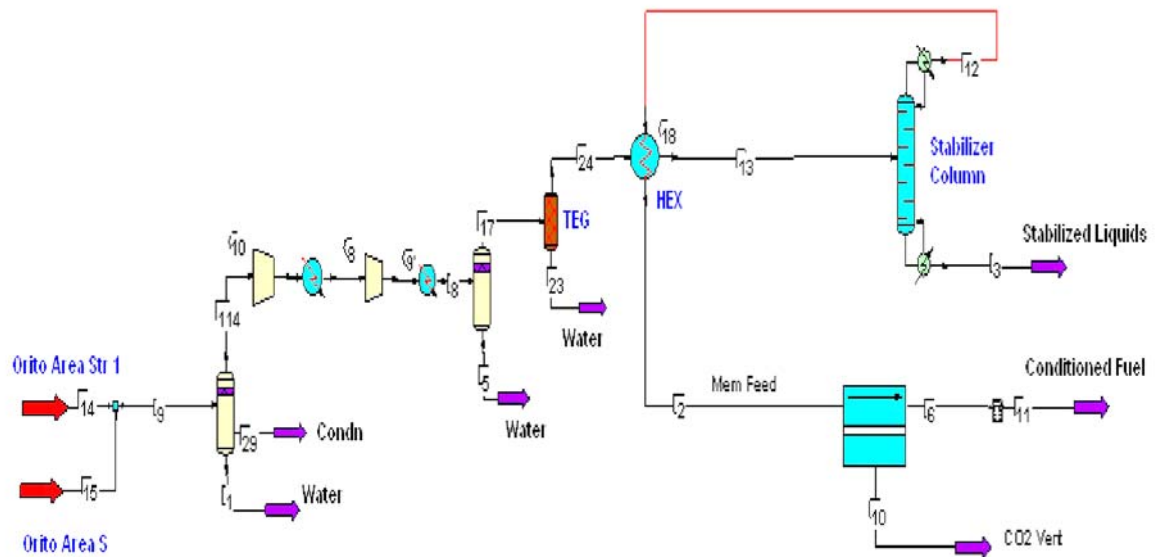
Por lo tanto se propone:

Figura 2. Diagrama propuesto.



Tomar y mezclar el gas proveniente de las baterías 1 (6.0 MPCED con 70% de CO₂) y batería 2 (4.0 MPCED con 63% de CO₂) y llevarlo a una planta de tratamiento que estaría compuesta de un tren de compresores para elevar la presión una unidad deshidratadora, una torre de estabilización de condensados y las membranas de separación de CO₂.

Figura 3. Esquema general de tratamiento del gas.

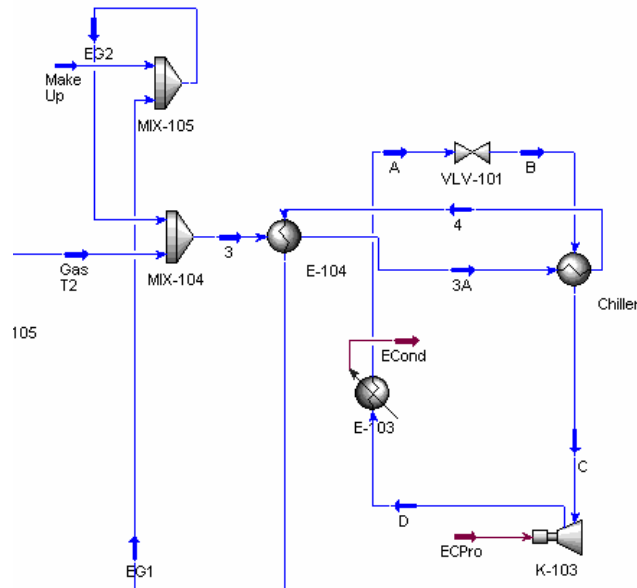


Fuente: Autores del Proyecto

La instalación de la Planta de Tratamiento de Gas involucra, recibir las dos corrientes de gas provenientes de las baterías 1 y 2 en un scrubber, para dirigirlo a las fases de refrigeración, deshidratación y endulzamiento.

Refrigeración. Esta fase consiste en controlar el punto de rocío por hidrocarburos, instalando un circuito de refrigeración con propano (ver figura 4) para remover prácticamente todos los hidrocarburos pesados a la mezcla de gas de producción.

Figura 4. Refrigeración (Ciclo de Propano).



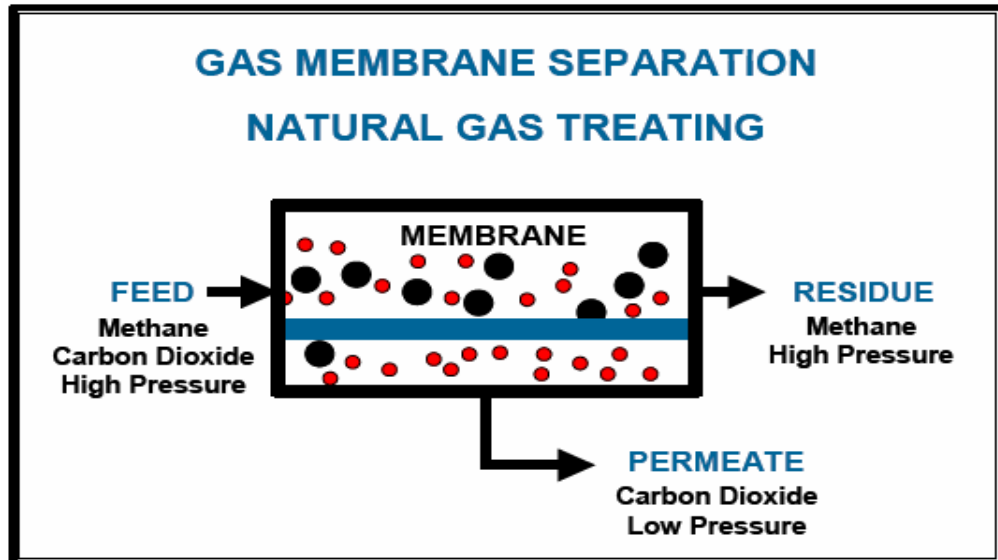
Fuente: Autores del Proyecto

Deshidratación. El modelo propone la inhibición de hidratos mediante la inyección trietilenglicol-TEG en la corriente de gas de entrada al intercambiador gas-gas con el fin de evitar la formación de hidratos pues el gas transporta agua libre en su composición. En una parte posterior del proceso, luego de que el gas se ha enfriado en el chiller y ha preenfriado el gas que entra al separador gas-gas, separador bifásico para fraccionarse en líquido y gas. El líquido finalmente va a un separador trifásico para remover por la bota de éste el agua y el TEG, que posteriormente será regenerado en la planta de regeneración de glicol. Como se plantea la remoción de los gases ácidos a través de membranas (grace cellulose acetate), la deshidratación se recomienda realizarla previa al endulzamiento del gas.

Endulzamiento. En la separación del CO_2 de la corriente de gas a través de membranas no porosas (ver figura 5), se aplican los principios de difusividad, solubilidad y permeabilidad de la mezcla gaseosa y dependiendo de la

proporcionalidad de estas propiedades física y del espesor de la membrana se obtienen los diferentes factores de separación.

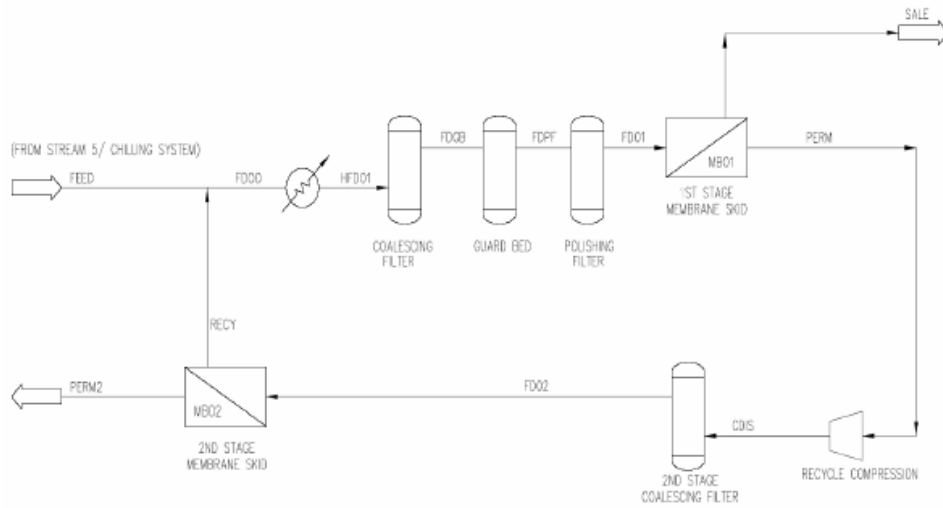
Figura 5. Membrana simple de separación de gas (CO₂ del CH₄)



Fuente: Autores del Proyecto

El proceso de endulzamiento a través de membrana contempla dos etapas de pretratamiento (filtración coalescente y calentamiento) (ver figura 6) y dos etapas de remoción de CO₂ por membranas, con lo cual se consigue concentraciones del CO₂ en la corriente del gas dulce hasta niveles por debajo del 3% molar, pero para nuestro caso y con el fin de reducir costos de equipo de endulzamiento y minimizar pérdidas de gas para inyección, el diseño contemplará una concentración de CO₂ hasta del 20% en el gas para autogeneración.

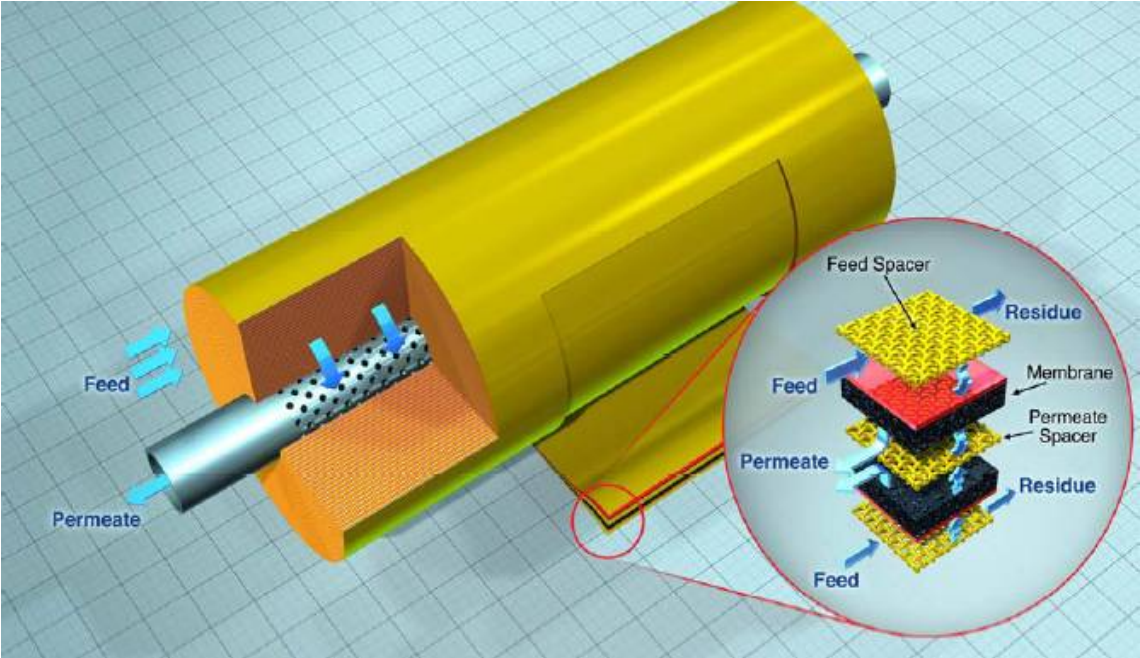
Figura 6. Etapa de pre tratamiento al endulzamiento



Fuente: Autores del Proyecto

Es de anotar que el gas dulce sale del proceso a alta presión, pues el gas alimentado debe ingresar a las membranas a una presión elevada para mayor eficiencia, mientras que el CO₂ sale a baja presión (20 psig), esta observación con la finalidad de realizar un análisis de las ventajas y desventajas, en caso de que se le quiera dar uso al CO₂ separado de la corriente del gas tratado. La figura 7 presenta la configuración interna de las membranas de tal manera que el gas agrio entra por el juego de membranas y este ya endulzado sigue su camino linealmente, mientras que el CO₂ buscando la menor presión se moviliza radialmente a través de las membranas y sale por el tubo central.

Figura 7. Configuración interna de membranas para endulzamiento de gas.



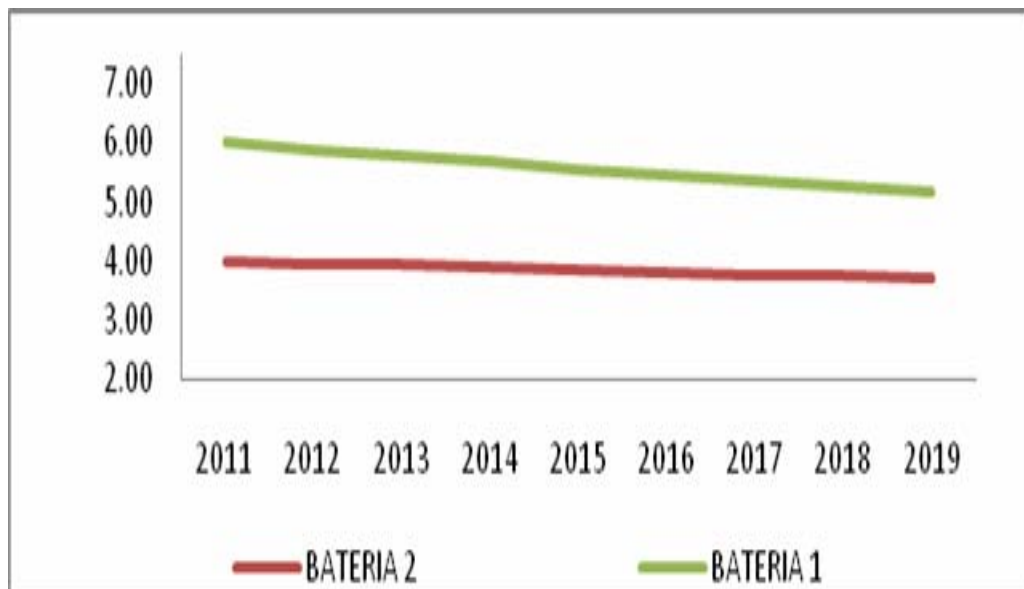
Fuente: Autores del Proyecto

6. ANALISIS ECONÓMICO

6.1. INVERSIONES (CAPEX)

Para hacer los análisis económicos, se hará una proyección a 10 años, teniendo en cuenta el pronóstico de producción de gas, que se muestra en la Figura 8. Como el gas actualmente tiene un alto contenido de CO₂, mayor al 63%, la disponibilidad de gas de generación será de aproximadamente el 35% y con este volumen se generaran 12 megawattios, pero si se tiene en cuenta el pronóstico de producción al final del periodo de 10 años el gas disminuye y por esta razón se analiza un escenario de generación de 10 megawattios, de los cuales 2 megawattios serán para uso propio de la planta y los 8 megawattios restantes, serán los disponibles para entregar a la operación. Por lo anterior, este análisis se realiza para 8 megawattios.

Figura 8. Pronostico de producción anual de gas de las baterías 1 y 2.



Fuente: Autores del Proyecto

Para hacer el montaje se requiere hacer inversión en los equipos descritos en la tabla 7.

Tabla 7. Inversiones de capital.

Inversión		Uso	Costos Ajustados
Compresión	KUS\$	Tratamiento	3,900
Planta tratamiento	KUS\$	Tratamiento	4,940
Planta endulzamiento	KUS\$	Tratamiento	5,200
Tren de estabilización	KUS\$	Tratamiento	2,600
Generadores a Gas (10 MW)	KUS\$	Generación	11,700
TOTAL	KUS\$		28,340

Fuente: Autores del Proyecto

6.2. GASTOS DE OPERACIÓN (OPEX)

Para el cálculo de los gastos de operación Opex, para la planta de tratamiento se tienen en cuenta que se realizará una reparación mayor a los 5 años de entrada en funcionamiento cuyo valor corresponde al 10% del valor original y para los generadores se realizará reparación mayor a los 5 años por un valor de 30% del costo de los tres generadores cada uno con capacidad de 5 MW, con valor original de KUS\$ 5,000.

Los costos de operación y mantenimiento para el tratamiento y la generación se asumen en el 7% del costo original y este valor se incrementará cada año en un 3%, tomando como referencia el IPC.

Tabla 8. Costos de mantenimiento anual de la planta de tratamiento y el centro de generación.

Costos Mantenimiento	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Overhaul y Reparaciones Generación						1,500,000				
Overhaul y Reparaciones Tratamiento						1,664,000				
O&M	1,983,800	2,043,314	2,104,613	2,167,752	2,232,784	2,299,768	2,368,761	2,439,824	2,513,018	2,588,409
O&M Generación	819,000	843,570	868,877	894,943	921,792	949,445	977,929	1,007,267	1,037,485	1,068,609
O&M Tratamiento	1,164,800	1,199,744	1,235,736	1,272,808	1,310,993	1,350,322	1,390,832	1,432,557	1,475,534	1,519,800

Fuente: Autores del Proyecto

6.3. SIMULACIONES

Haciendo una análisis de cada una de las oportunidades de negocio que se visualizan para el tratamiento del gas, se adelantó un análisis económico individual para la planta de condensados, para la planta de endulzamiento y el centro de generación, desde el punto de vista de pago de tarifa a un tercero (Take Or Pay) para compararlos con la operación directa de Ecopetrol desde el punto de vista de recuperación de inversión para el negocio.

6.3.1. Planta de Condensados:

En la planta de condensados, se puede observar de acuerdo con la tabla 9, que con una inversión de un tercero de KUS\$ 11,400, con una WACC (Weighted Average Cost of Capital) de 36%, tarifa TOP de 100% del gas tratado, el contratista obtendría un VPN de KUS\$46 y para Ecopetrol (Tabla 10) se tiene un VPN de KUS\$3,996, lo cual indica que a partir del 36% del costo de capital la inversión del tercero se recupera con una TIR del 12,51% y por lo tanto se generan ganancias para las dos partes.

Tabla 9. VPN para un tercero planta de condensados con WACC de 36%.

Tercero Tratamiento de Gas			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			11,440,000	TOP	36%	1900	1,751	COP/KPCD				
Tratamiento de gas	\$USD/Año		11,440,000	100.0%								
Ingresos				3,362,974	3,311,689	3,261,247	3,211,635	3,162,838	3,114,841	3,067,631	3,021,195	2,975,518
Cobro por Tratamiento de Gas	Us\$/KPCD	0.92		3,362,974	3,311,689	3,261,247	3,211,635	3,162,838	3,114,841	3,067,631	3,021,195	2,975,518
Cantidad	KPC/DIA	0.677	30,921,120	10,000	9,848	9,698	9,550	9,405	9,262	9,122	8,984	8,847.88
Gastos				9,508,212	800,800	824,824	849,569	875,056	2,274,107	928,347	956,197	984,883
O&M	us\$/año	7%	8,135,412	800,800	824,824	849,569	875,056	901,307	928,347	956,197	984,883	1,014,429
Overhold	us\$/año	12%	1,372,800	0	0	0	0	1,372,800	0	0	0	0
Flujo de caja				-11,440,000	2,562,174	2,486,865	2,411,679	2,336,579	888,730	2,186,494	2,111,434	2,036,312
VPN			46,545									
TIR			12.31%									
EFI			0.004									

Fuente: Autores del Proyecto

Tabla 10. VPN para Ecopetrol con planta construida por un tercero con WACC al 36%.

ECOPETROL			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			2,600,000									
	\$ USD		2,600,000									
Ingresos				4,745,000	4,650,100	4,557,098	4,465,956	4,376,637	4,289,104	4,203,322	4,119,256	4,036,871
Venta de Condensados	USD/Año		4,745,000	4,650,100	4,557,098	4,465,956	4,376,637	4,289,104	4,203,322	4,119,256	4,036,871	
Cantidad	Bls		260	255	250	245	240	235	230	226	221	
Precio	US/Bl		50	50	50	50	50	50	50	50	50	
Venta Diesel Liberado			0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Cantidad	BLS		0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Costos				3,362,974	3,311,689	3,261,247	3,211,635	3,162,838	3,114,841	3,067,631	3,021,195	2,975,518
Volumen día Tratamiento del gas	KPCD		10,000	9,848	9,698	9,550	9,405	9,262	9,122	8,984	8,848	
Volumen año	KPCD		3,650,000	3,594,338	3,539,591	3,485,744	3,432,782	3,380,689	3,329,450	3,279,050	3,229,475	
Precio de Gas Tratado	COP/KPC	1,751		1,751	1,751	1,751	1,751	1,751	1,751	1,751	1,751	1,751
Flujo de caja				-2,600,000	1,382,026	1,338,411	1,295,851	1,254,321	1,213,799	1,174,263	1,135,691	1,098,061
VPN			3,996,241									
TIR			48.86%									
EFI			1.537									

Fuente: Autores del Proyecto

Para hacer más ventajoso y atractivo el negocio para un tercero, se modifica la WACC hasta que este continúe siendo rentable para Ecopetrol cumpliendo con los lineamientos macroeconómicos propios de la empresa. Haciendo las simulaciones, se encontró que con un WACC del 68%, se obtiene un VPN para el contratista de KUS\$4,030 y Ecopetrol obtiene un VPN de KUS\$ 12. (Ver Tablas 11 y 12).

Tabla 11. VPN para un tercero planta de condensados con WACC de 68%.

Tercero Tratamiento de Gas			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			11,440,000	TOP	68%	1900	2,162	COP/KPCD				
Tratamiento de gas	USD/Año		11,440,000	100.0%								
Ingresos				4,154,262	4,090,910	4,028,600	3,967,314	3,907,035	3,847,745	3,789,427	3,732,064	3,675,640
Cobro por Tratamiento de Gas	Us\$/KPCD	1.14	4,154,262	4,090,910	4,028,600	3,967,314	3,907,035	3,847,745	3,789,427	3,732,064	3,675,640	
Cantidad	KPC/DIA	0.677	30,921,120	10,000	9,848	9,698	9,550	9,405	9,262	9,122	8,984	8,847.88
Gastos				9,508,212	800,800	824,824	849,569	875,056	2,274,107	928,347	956,197	984,883
O&M	us\$/año	7%	8,135,412	800,800	824,824	849,569	875,056	901,307	928,347	956,197	984,883	1,014,429
Overhold	us\$/año	12%	1,372,800	0	0	0	0	1,372,800	0	0	0	0
Flujo de caja			-11,440,000	3,353,462	3,266,086	3,179,031	3,092,258	1,632,927	2,919,398	2,833,230	2,747,181	2,661,211
VPN			4,030,699									
TIR			21.54%									
EFI			0.352									

Fuente: Autores del Proyecto

Tabla 12. VPN para Ecopetrol con planta construida por un tercero con WACC al 68%.

ECOPETROL			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			2,600,000									
Inversión	USD		2,600,000									
Ingresos				4,745,000	4,650,100	4,557,098	4,465,956	4,376,637	4,289,104	4,203,322	4,119,256	4,036,871
Venta de Condensados	USD/Año		4,745,000	4,650,100	4,557,098	4,465,956	4,376,637	4,289,104	4,203,322	4,119,256	4,036,871	
Cantidad	Bls		260	255	250	245	240	235	230	226	221	
Precio	US/Bl		50	50	50	50	50	50	50	50	50	
Venta Diesel Liberado			0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Cantidad	BLS		0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Costos				4,154,262	4,090,910	4,028,600	3,967,314	3,907,035	3,847,745	3,789,427	3,732,064	3,675,640
Volumen día Tratamiento del gas	KPCD		10,000	9,848	9,698	9,550	9,405	9,262	9,122	8,984	8,848	
Volumen año	KPCD		3,650,000	3,594,338	3,539,591	3,485,744	3,432,782	3,380,689	3,329,450	3,279,050	3,229,475	
Precio de Gas Tratado	COP/KPC	2,162	2,162	2,162	2,162	2,162	2,162	2,162	2,162	2,162	2,162	
Flujo de caja			-2,600,000	590,738	559,190	528,498	498,642	469,602	441,359	413,895	387,191	361,230
VPN			12,087									
TIR			12.33%									
EFI			0.005									

Fuente: Autores del Proyecto

Para el caso de Ecopetrol, se tiene en cuenta que el beneficio de la planta de condensados es solamente el valor de los condensados retirados al precio de venta de crudo de acuerdo a los lineamientos económicos, US\$50 por barril, ya que estos condensados se entregan a la batería 1, para mezclar con el crudo de venta, que es el peor escenario, aunque se visualiza que es más rentable si se considera que estos condensados estabilizados se pueden vender como producto terminado, lo cual genera un mayor beneficio para Ecopetrol y obviamente se obtiene un mejor VPN.

6.3.2. Planta de Endulzamiento:

Haciendo el análisis para la planta de endulzamiento, se tiene en cuenta que el contratista obtiene un VPN de KUS\$3,403, por el retiro del CO2 al gas, considerando un WACC igual al primer caso de la planta de condensados 36% y un TOP del 70%, debido a que al final de los 10 años el volumen de gas disminuye por declinación de la producción de acuerdo con el pronóstico.

Tabla 13. VPN para un tercero en la planta de endulzamiento con WAC de 36%.

Tercero Tratamiento de Gas			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			5,200,000	TOP	36%	1900	1,180	COP/KPCD				
Tratamiento de gas	USD/Año		5,200,000	70%								
Ingresos				2,266,283	2,223,160	2,160,085	2,101,476	2,046,744	1,995,414	1,947,073	1,901,388	1,858,098
Cobro por Tratamiento de Gas	Us\$/KPCD	0.62		2,266,283	2,223,160	2,160,085	2,101,476	2,046,744	1,995,414	1,947,073	1,901,388	1,858,098
Cantidad	KPC/DIA	0.320	29,795,039	10,000	9,810	9,531	9,273	9,031	8,805	8,591	8,390	8,198.88
Gastos			4,321,915	364,000	374,920	386,168	397,753	1,033,685	421,976	434,635	447,674	461,104
O&M	us\$/año	7%	3,697,915	364,000	374,920	386,168	397,753	409,685	421,976	434,635	447,674	461,104
Overhold	us\$/año	12%	624,000	0	0	0	0	624,000	0	0	0	0
Flujo de caja			-5,200,000	1,902,283	1,848,240	1,773,917	1,703,723	1,013,058	1,573,438	1,512,438	1,453,714	1,396,993
VPN			3,403,154									
TIR			29.29%									
EFI			0.654									

Fuente: Autores del Proyecto

Si aumentamos el WACC a 68%, tiene un VPN de KUS\$6,010.

Tabla 14. VPN para un tercero en la planta de endulzamiento con WACC de 68%.

Tercero Tratamiento de Gas			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			5,200,000	TOP	68%	1900	1,457	COP/KPCD				
Tratamiento de gas	USD/Año		5,200,000	70%								
Ingresos				2,799,526	2,746,257	2,668,340	2,595,941	2,528,330	2,464,923	2,405,208	2,348,774	2,295,297
Cobro por Tratamiento de Gas	Us\$/KPCD	0.77		2,799,526	2,746,257	2,668,340	2,595,941	2,528,330	2,464,923	2,405,208	2,348,774	2,295,297
Cantidad	KPC/DIA	0.320	29,795,039	10,000	9,810	9,531	9,273	9,031	8,805	8,591	8,390	8,198.88
Gastos			4,321,915	364,000	374,920	386,168	397,753	1,033,685	421,976	434,635	447,674	461,104
O&M	us\$/año	7%	3,697,915	364,000	374,920	386,168	397,753	409,685	421,976	434,635	447,674	461,104
Overhold	us\$/año	12%	624,000	0	0	0	0	624,000	0	0	0	0
Flujo de caja			-5,200,000	2,435,526	2,371,337	2,282,172	2,198,188	1,494,645	2,042,947	1,970,573	1,901,100	1,834,193
VPN			6,009,897									
TIR			41.01%									
EFI			1.156									

6.3.3. Centro de Generación.

Como se puede observar en las tablas 15 y 16, con un WACC del 36% para un inversionista, tanto para el tercero como para Ecopetrol el negocio principal es la generación de energía a partir del gas deshidratado, seco y endulzado.

Tabla 15. VPN para un tercero en el centro de generación, con WAC de 36%.

Tercero Tratamiento de Gas			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión			11,700,000	TOP	36%	1,900	143	COP/KW-HR		Capac. Neta generada	8,000	
Tratamiento de gas	USD/Año		11,700,000	70%								
Ingresos				5,111,194	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836
Cobro por ENERGÍA Generada	Us\$/Kw-Hr	0.075		5,111,194	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836
Cantidad	Hr/año	0.039	76,475	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497
Gastos			14,226,154	1,170,000	1,205,100	1,241,253	1,278,491	3,656,845	1,356,351	1,397,041	1,438,952	1,482,121
O&M	us\$/año	10%	11,886,154	1,170,000	1,205,100	1,241,253	1,278,491	1,316,845	1,356,351	1,397,041	1,438,952	1,482,121
Overhold	us\$/año	20%	2,340,000	0	0	0	0	2,340,000	0	0	0	0
Flujo de caja			-11,700,000	3,941,194	2,372,736	2,336,583	2,299,345	-79,010	2,221,485	2,180,794	2,138,883	2,095,715
VPN			441,190									
TIR			13.34%									
EFI			0.04									

Fuente: Autores del Proyecto

Tabla 16. VPN para Ecopetrol para el centro de generación construido por un tercero a un WACC de 36%.

ECOPETROL			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	
Inversión													
Adecuaciones	USD		11,700,000										
Ingresos				16,730,524	16,635,624	16,542,622	16,451,480	16,362,161	16,274,628	16,188,846	16,104,780	16,022,395	
Venta de Condensados	USD/Año			4,745,000	4,650,100	4,557,098	4,465,956	4,376,637	4,289,104	4,203,322	4,119,256	4,036,871	
Cantidad	Bls			260	255	250	245	240	235	230	226	221	
Precio	US/Bi			50	50	50	50	50	50	50	50	50	
Venta Diesel Liberado	US\$	141		11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	
Costos		US\$		7,910,719	6,324,092	6,246,176	6,173,776	6,106,166	6,042,758	5,983,044	5,926,609	5,873,133	
Costo de Energía Comprada	US\$	143		5,111,194	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	3,577,836	
Costo Endulzamiento del gas	US\$	1,457		2,799,526	2,746,257	2,668,340	2,595,941	2,528,330	2,464,923	2,405,208	2,348,774	2,295,297	
Flujo de caja				-11,700,000	8,819,805	10,311,532	10,296,447	10,277,704	10,255,995	10,231,870	10,205,803	10,178,171	10,149,262
VPN	41,236,590												
TIR	82%												
EFI	3.52												

Fuente: Autores del Proyecto

Bajo estas condiciones de inversión los dos se benefician, el inversionista obtiene una rentabilidad con una TIR de 13,34% por su inversión y Ecopetrol obtiene un beneficio igual al valor del diesel que se ahorra por instalar el centro de generación.

Para conocer hasta qué punto es viable para Ecopetrol tener un negocio que le genere beneficio, se hace el cálculo considerando un WACC del 68% para el inversionista, los resultados se expresan en las tablas 17 y 18.

Tabla 17. VPN para un tercero en el centro de generación, con WAC de 68%.

Tercero Tratamiento de Gas			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	
Inversión			11,700,000	TOP	68%	1,900	176	COP/KW-HR		Capac. Neta generada	8,000		
Tratamiento de gas	USD/Año		11,700,000	70%									
Ingresos				6,313,827	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	
Cobro por ENERGÍA Generada	Us\$/Kw-Hr	0.093		6,313,827	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	
Cantidad	Hr/año	0.039	76,475	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	8,497	
Gastos			14,226,154	1,170,000	1,205,100	1,241,253	1,278,491	3,656,845	1,356,351	1,397,041	1,438,952	1,482,121	
O&M	us\$/año	10%	11,886,154	1,170,000	1,205,100	1,241,253	1,278,491	3,316,845	1,356,351	1,397,041	1,438,952	1,482,121	
Overhold	us\$/año	20%	2,340,000	0	0	0	0	2,340,000	0	0	0	0	
Flujo de caja				-11,700,000	5,143,827	3,214,579	3,178,426	3,141,189	762,834	3,063,329	3,022,638	2,980,727	2,937,558
VPN	5,214,406												
TIR	24.89%												
EFI	0.45												

Fuente: Autores del Proyecto

Tabla 18. VPN para Ecopetrol para el centro de generación construido por un tercero a un WACC de 68%.

ECOPETROL			2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Inversión												
Adecuaciones	USD		11,700,000									
Ingresos				16,730,524	16,635,624	16,635,624	16,635,624	16,635,624	16,635,624	16,635,624	16,635,624	16,635,624
Venta de Condensados	USD/Año			4,745,000	4,650,100	4,650,100	4,650,100	4,650,100	4,650,100	4,650,100	4,650,100	4,650,100
Cantidad	Bls			260	255	255	255	255	255	255	255	255
Precio	US/Bl			50	50	50	50	50	50	50	50	50
Venta Diesel Liberado	US\$	141		11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524	11,985,524
Costos		US\$		9,113,353	7,165,936	7,088,019	7,015,620	6,948,010	6,884,602	6,824,887	6,768,453	6,714,976
Costo de Energía Comprada	US\$	176		6,313,827	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679	4,419,679
Costo Endulzamiento del gas	US\$	1,457		2,799,526	2,746,257	2,668,340	2,595,941	2,528,330	2,464,923	2,405,208	2,348,774	2,295,297
Flujo de caja				-11,700,000	7,617,171	9,469,688	9,547,605	9,620,004	9,687,615	9,751,022	9,810,737	9,867,171
VPN		37,608,715										
TIR		74%										
EFI		3.21										

Fuente: Autores del Proyecto

6.4. DETERMINACIÓN DE LA TARIFA (TOP)

Visto que los escenarios se pueden plantear con diferentes opciones de negocio, se hacen las simulaciones para determinar cuáles son los valores de tarifa TOP que puede recibir un tercero y que sean favorables para Ecopetrol, encontrando los resultados expresados en la tabla 19.

Tabla 19. Resumen de costos, por proceso.

CONCEPTO		Capacidad Instalada Tratamiento de 10 MMPCSD y TOP de 7 MMPCSD (70%)							
		Planta Condensados			Planta Endulzamiento y Generación				
		Contratista	ECP	Contratista Endulzamient		Contratista Generación	total Endulz. + generación	ECP	
Inversión (US\$)		11,440,000		2,600,000	5,200,000		11,700,000	16,900,000	11,700,000
Tarifa	\$/KPCD	Máx (a TOP)	\$ 2,299	1.21		\$ 1,171	0.62	NA	
		Mín (Full)	\$ 1,609	0.85		\$ 820	0.43		
		Prom.	\$ 2,092	1.10		\$ 1,066	0.56		
	\$/KW-Hr	Máx (a TOP)	NA			NA		158	
		Mín (Full)	NA			NA		110	
		Prom.	NA			NA		144	199
SIN costo oportunidad del gas	VPN	3,351,994	620,792	2,334,949		2,084,606	3,842,146	42,655,924	
	TIR	20.04%	19.47%	24.22%		17.31%	22.54%	79.4%	
	EFI	0.29	0.27	0.45		0.18	0.33	3.65	
CON costo oportunidad del gas a 2 US\$/KPCD	VPN	NA			NA			32,354,068	
	TIR	NA			NA			63.1%	
	EFI	NA			NA			2.77	

Fuente: Autores del Proyecto

Para la planta de condensados la tarifa máxima se calcula con un TOP de 70% y la mínima cuando el TOP es el 100%, teniendo un WACC para el contratista del 25%, dando una tarifa promedio de \$ 2,092 / KPCD, lo que equivale a \$109 Kwh, sin embargo esta tarifa se paga con los condensados generados y Ecopetrol tendría VPN de KUS\$620.

Para el endulzamiento las tarifas se toman igual que en la planta de condensados con TOP de 70% y 100%, pero aquí el WACC se incrementa a 35%, teniendo en cuenta que el contratista tenga una ganancia, lo que da una tarifa de \$ 1,066 / KPCD, equivalente a \$56 Kwh.

Para el centro de generación, se considera que como el contratista debe entregar 8 MW y para su propio consumo requiere 2 MW, debe instalar equipos con una capacidad de generar 10 MW, para compensar la inversión de su propia generación el WACC se lleva hasta el punto donde se encuentre el beneficio cobrando solo los 8 MW, que en este caso se tomo del 50%, donde el contratista tiene una TIR del 18,55% y por lo tanto el costo de generación es de \$ 144 Hwh.

Se concluye que el valor del Kwh generado a partir del gas, después de los procesos de retiro de condensados y endulzamiento, es de \$ 199.

7. CONCLUSIONES

En la actualidad el sistema de gas lift, tiene un alto costo de operación por el alto consumo de diesel requerido para la compresión del gas, sumado a esto los costos de reparaciones de los equipos debido a que estos han estado en operación por más de 15 años y por esta razón su confiabilidad no es optima y las continuas paradas generan perdidas de producción apreciables.

Los requerimientos de energía de la Superintendencia tienen un crecimiento hasta 8.5 MW, los cuales se pueden generar a partir del gas que produce el campo Orito, después de un proceso de tratamiento para retirar la humedad, hacer el endulzamiento retirando el CO₂ y al final tener un gas en condiciones de generación.

Para la Superintendencia de Operaciones Putumayo (SOP) de la Gerencia Regional Sur de Ecopetrol S.A., los tres procesos propuestos para el tratamiento del gas (Deshidratación, endulzamiento y generación) generan VPN positivo, convirtiéndose en un buen negocio y proyecto.

La planta de condensados el caso de Ecopetrol, tiene en cuenta que el beneficio es solamente el valor de los condensados retirados al precio de venta de crudo de acuerdo a los lineamientos económicos, US\$50 por barril, ya que estos condensados se entregan a la batería 1, para mezclar con el crudo de venta, aunque se visualiza que es más rentable si se considera que estos condensados estabilizados se pueden vender como producto terminado, lo cual genera un mayor beneficio para Ecopetrol y obviamente se obtiene un mejor VPN.

Del análisis de la simulación en Hysis y de acuerdo con nuestro análisis económicos para el proceso de deshidratación, la SOP puede obtener mayores volúmenes de condensados en la medida que aumenten las condiciones de presión de los compresores que tratan el gas.

De los tres procesos propuestos para el tratamiento del gas de la Superintendencia de Operaciones Orito de la GRS, el proceso de generación de energía es el que mayor rentabilidad genera en la Superintendencia debido a que el valor \$ 199 /KW es más barato que la compra al SIN que es del orden de \$230/Kw y el generado por diesel cuyo costo es de \$ 400 /KW.

La SOP con el proyecto de la unidad de generación, gana la producción 10 barriles por kW por hora, por la liberación de los volúmenes de Diesel que se utilizan en la generación de plantas pequeñas.

Actualmente el costo del diesel para la SOP, es relativamente económico debido a que se cuenta con una refinería propia, la cual debe cerrar a finales del año 2012, por incumplimiento de calidad del diesel y en este caso el valor de la generación con diesel se incrementa debido a que hay que comprarlo a un tercero.

El VPN generado por el proyecto está castigado debido a:

- El valor de los condensados esta subvalorado (US\$50 por barril).
- Teniendo en cuenta que la refinería de Orito debe cerrar por regulaciones ambientales, el valor del costo del ACPM, se incrementará.

Se aconseja a los entes de administración de la SOP darle visto bueno al presente proyecto y hacer las instalaciones para el tratamiento del gas y llevarlo a condiciones de generación, toda vez que este genera beneficios para la empresa.

BIBLIOGRAFÍA

CAMPBELL, John M., Gas Conditioning and Processing, The Equipment Modules, Vol 2, 1994

Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book FPS Version, Volumen I Y II, Eleventh Edition, 1998

KATZ, D. L., Cornell, D., Kobayashi, R., Poettmann, F.H., Handbook of Natural Engineering, McGraw-Hill

Laboratorio de PVT – OPC, Determinación de contenido de agua como vapor en las corrientes del gas producido en los campos pertenecientes a SOP, ECOPEPETROL S.A, Agosto 26 de 2008

ProSep Technologies Inc, Budget Propoposal for Ecopetrol Battery 1/ Battery 2, August, 2008

Pro-Therm S.A. de CV, Proyecto Gas Orito, Separación de CO₂, Abril, 2008