

**PROPUESTA TÉCNICO ECONÓMICA PARA AMPLIAR LA CAPACIDAD DE
ENDULZAMIENTO DE GAS DEL CAMPO ORIPAYA – ÉNFASIS EN
INGENIERÍA DE GAS Y PROCESOS.**

VLADIMIR CATAÑO GUTIERREZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
MAESTRÍA EN INGENIERÍA DE PETRÓLEOS Y GAS
BUCARAMANGA**

2020

**PROPUESTA TÉCNICO ECONÓMICA PARA AMPLIAR LA CAPACIDAD DE
ENDULZAMIENTO DE GAS DEL CAMPO ORIPAYA - ÉNFASIS EN
INGENIERÍA DE GAS Y PROCESOS.**

VLADIMIR CATAÑO GUTIERREZ

**Trabajo de grado para optar por el título de
Magister en Ingeniería de Petróleos y Gas**

Director

MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS

Magister en Ingeniería Química

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
MAESTRÍA EN INGENIERÍA DE PETRÓLEOS Y GAS
BUCARAMANGA**

2020

DEDICATORIA

A la esposa más bonita,

Al hijo más educado e inteligente del mundo,

A los padres más tenaces que alguna vez existieron.

Al bebé Yoda: Nicolas de los Santos Reyes Cataño Grimaldos.

AGRADECIMIENTO

Al ingeniero Victor Raul Polo Torres, por su apoyo para el desarrollo de semejante empresa.

CONTENIDO

| | Pág. |
|---|------|
| INTRODUCCIÓN | 17 |
| 1. DIAGNÓSTICO DEL PROCESO | 18 |
| 1.1 DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL..... | 18 |
| 1.2 DIAGNÓSTICO | 25 |
| 1.3 PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DEL PROCESO ACTUAL..... | 27 |
| 2. TECNOLOGÍAS COMERCIALES DE ENDULZAMIENTO | 30 |
| 2.1 LECHOS SÓLIDOS:..... | 30 |
| 2.2 SOLVENTES QUÍMICOS:..... | 33 |
| 2.2.1 Propiedades de las aminas..... | 34 |
| 2.3 CONVERSIÓN DIRECTA..... | 36 |
| 2.4 SECUESTRANTES:..... | 37 |
| 2.5 MEMBRANAS PERMEABLES:..... | 38 |

| | |
|---|----|
| 2.6 SOLVENTES FÍSICOS..... | 41 |
| 2.7 SELECCIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO. | 42 |
| 3 SIMULACIONES PARA EVALUAR TECNOLOGÍAS DE ENDULZAMIENTO | 44 |
| 3.1 SOLVENTES FÍSICOS..... | 44 |
| 3.2 MEMBRANAS PERMEABLES..... | 54 |
| 3.3 SOLVENTES QUÍMICOS..... | 61 |
| 4 ANÁLISIS FINANCIERO DE LAS TECNOLOGÍAS ANALIZADAS | 64 |
| 4.1 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO CON SOLVENTE FÍSICO..... | 64 |
| 4.2 UNIDAD CON 2 ETAPAS DE MEMBRANAS..... | 71 |
| 4.3 UNIDAD CON METIL DIETANOL AMINA..... | 76 |
| 5 CONCLUSIONES..... | 85 |
| 6 RECOMENDACIONES | 86 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 87 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|--|------|
| Tabla 1. Especificación separador de alta presión..... | 19 |
| Tabla 2. Cromatografía del gas alimento en Oripaya..... | 21 |
| Tabla 3. Concentración de H ₂ S en corriente alimento..... | 23 |
| Tabla 4. Comparación de las tecnologías ante criterios planteados..... | 43 |
| Tabla 5. Solubilidad relativa de varios gases en el Selexol | 45 |
| Tabla 6. Balance de materia propuesto por las membranas Xbec..... | 57 |
| Tabla 7. Balance de materia propuesto por las membranas Xbec - 2 etapas..... | 60 |
| Tabla 8. Análisis de resultados de las simulaciones | 63 |
| Tabla 9. Parámetros entrada / salida tenidos en cuenta para la oferta..... | 65 |
| Tabla 10. Parámetros entrada / salida tenidos en cuenta para la oferta..... | 66 |
| Tabla 11. Estimación VPN del proyecto con unidad Selexol | 70 |
| Tabla 12. Estimación VPN del proyecto con unidad Xebec Dual..... | 74 |
| Tabla 13. Especificaciones del gas tratado dentro de la oferta..... | 76 |
| Tabla 14. Especificación gas ácido de rechazo | 77 |
| Tabla 15. Estimación VPN del proyecto con unidad de amina (MDEA)..... | 80 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|--|------|
| Figura 1. Isometría planta Oripaya..... | 18 |
| Figura 2. Calentador de gas | 19 |
| Figura 3. Separador de alta | 20 |
| Figura 4. Simulación proceso endulzamiento actual en planta Oripaya..... | 22 |
| Figura 5. Base de la torre contactora de amina | 23 |
| Figura 6. Simulación con optimización en bomba de solución..... | 27 |
| Figura 7. Eficiencia de la absorción según % de amina en solución..... | 28 |
| Figura 8. Estructura de las aminas | 34 |
| Figura 9. Proceso simple de endulzamiento con membrana permeable | 40 |
| Figura 10. Simulación usando Selexol..... | 46 |
| Figura 11. Simulación usando Selexol – Ajuste 1 | 49 |
| Figura 12. Simulación usando Selexol – Ajuste 2..... | 50 |
| Figura 13. Simulación usando Selexol – Ajuste 3..... | 51 |
| Figura 14. Planta Pikes Peak para remoción de CO ₂ | 52 |
| Figura 15. Simulación usando Selexol – Propuesta autor | 53 |
| Figura 16. PFD endulzamiento con membranas 1 etapa..... | 56 |
| Figura 17. PFD endulzamiento con 2 etapas de membranas | 59 |
| Figura 18. Simulación con MDEA | 61 |

| | |
|---|----|
| Figura 19. Diagrama de flujo de procesos ofertado con solvente físico..... | 65 |
| Figura 20. Diagrama de flujo y balance de masa del proceso propuesto | 72 |
| Figura 21. Comparativo VPN de los proyectos analizados | 82 |
| Figura 22. Comparativo inversiones iniciales de los proyectos analizados..... | 82 |
| Figura 23. Tiempo de pago de la inversión | 83 |

GLOSARIO

BBL/KBBL: Barriles/Miles de barriles. Unidad utilizada para hacer referencia a un volumen determinado.

BOPD/KBOPD: Barriles/Miles de barriles de aceite por día. Unidad utilizada para hacer referencia a un volumen determinado de petróleo producido al día.

BS&W: (% agua + % sólidos) / (% crudo + % agua + % sólidos).

BWPD/KBWPD: Barriles/Miles de barriles de agua por día. Unidad utilizada para hacer referencia a un volumen determinado de agua producido al día.

CAPEX: Capital o valor de la inversión en proyectos, contracción del inglés “capital expenditure” son inversiones de capital que crean beneficios.

DEPG: DIMETIL ETER POLIETILEN GLICOL: Solvente físico para tratamiento del gas en operaciones de endulzamiento, llamado comercialmente como Selexol.

DEA: DIETANOL AMINA: Amina secundaria con reactividad moderada, buena estabilidad, absorción moderada de hidrocarburos pesados, bajas pérdidas por evaporación, no selectiva al H₂S y baja tendencia a la formación de espuma. Las anteriores características son relativas a otras aminas usadas para procesos de endulzamiento. Se usa a una concentración de 20-35% en peso en solución acuosa.

DGA: DIGLICOL AMINA: Amina primaria con reactividad moderada, buena estabilidad, alta absorción de hidrocarburos pesados, altas pérdidas por evaporación, no selectiva al H₂S y baja tendencia a formación de espuma. Se usa para absorción de CO₂ del gas natural en concentración de 45-65% en peso.

DIPA: DIISOPROPANOL AMINA: Amina secundaria con reactividad moderada, estabilidad pobre, alta absorción de hidrocarburos pesados, bajas pérdidas por evaporación, no selectiva al H₂S y con tendencia a la formación de espuma. Se usa a una concentración de 30-40% en peso en solución acuosa.

GCU: Gerencia de Operaciones de Desarrollo Catatumbo Orinoquia de Ecopetrol S.A.

GPM: Galones por minuto, unidad de flujo volumétrico en referencia a la capacidad de las bombas.

KSCFD/MMSCFD: Miles/Millones de Pies Cúbicos Estándar de gas por día. Unidad utilizada para hacer referencia a un volumen determinado de gas producido al día.

KUSD: Miles de dólares americanos.

MAWP: Máxima presión permitida de trabajo.

MDEA: METILDIETANOL AMINA: Amina terciaria con reactividad moderada, buena estabilidad, alta absorción de hidrocarburos pesados, bajas pérdidas por evaporación, selectiva al H₂S y con alta tendencia a la formación de espuma. Se usa a una concentración de 40-55% en peso en solución acuosa. Esta es una de las aminas más usadas, incluso como parte de soluciones formuladas.

MEA: MONOETANOL AMINA: Amina primaria con reactividad alta, estabilidad pobre, baja absorción de hidrocarburos pesados, altas pérdidas por evaporación, no selectiva al H₂S y baja tendencia a formación de espuma. Se usa a una concentración de 15-20% en peso en solución acuosa.

MMBTU: Millones de unidades térmicas Británicas.

MUSD: Millones de dólares americanos.

OPEX: Costos operativos en proyectos, del inglés "operational expenditures", es un costo permanente para el funcionamiento de un producto, negocio o sistema. Puede traducirse como gasto de funcionamiento, gastos operativos, o gastos operacionales.

PPM: Partes por millón.

TM: Trade Mark o marca registrada.

TEG: TRIETILEN GLICOL: Absorbente líquido usado para deshidratación de gas, universalmente aceptado por ser el glicol más costo-efectivo. Es fácilmente regenerable en un despojador atmosférico hasta una concentración de 98 - 99.95% debido a sus temperaturas de ebullición y descomposición (404 °F) relativamente altas. Se recomienda para deshidratación de gas de entrada con presión de 75 a 2500 psig y temperatura de 55 a 160 °F.

RUT: Reglamento único de transporte de gas natural.

VPN: Valor presente neto, también conocido como valor actualizado neto es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión.

RESUMEN

TITULO: PROPUESTA TÉCNICO ECONÓMICA PARA AMPLIAR LA CAPACIDAD DE ENDULZAMIENTO DE GAS DEL CAMPO ORIPAYA - ÉNFASIS EN INGENIERÍA DE GAS Y PROCESOS.*

AUTOR: Vladimir Cataño Gutierrez**

PALABRAS CLAVE: Planta de gas, Oripaya, Tratamiento, Proceso, Endulzamiento de gas, Diagnóstico, Tecnologías, Simulación, Evaluación, Financiera, Capex, Opex, Valor Presente Neto.

DESCRIPCIÓN:

Existen diversas tecnologías que promueven la extracción de gases ácidos del gas natural, estas a su vez presentan variaciones que optimizan el proceso según: (i) condiciones particulares del gas a tratar, (ii) facilidades disponibles antes y después del endulzamiento, (iii) condiciones finales requeridas del gas tratado.

El presente trabajo de grado propone analizar las condiciones operativas del proceso de endulzamiento actual con aminas en la planta de gas Oripaya ubicada a una hora al norte de Cúcuta, en el departamento de Norte de Santander, de manera que se entienda claramente las restricciones y problemas del mismo emitiendo un diagnóstico definitivo; al mismo tiempo se estudiarán tecnologías reconocidas a nivel mundial en endulzamiento de gas para tener una visión clara y herramientas técnicas que permitan tomar la mejor decisión a la hora de seleccionar un sistema de remoción de gases ácido. Uno de los temas resueltos está orientado a la capacidad y eficiencia del proceso que resulta en optimizaciones y reducción en la inversión inicial al seleccionar una alternativa que presenta los mejores atributos técnicos y económicos frente al proceso y sus condiciones.

Por otro lado, se requiere implementar en el corto plazo los resultados derivados de la presente investigación debido a la necesidad de cumplir los acuerdos contractuales volumétricos con el cliente distribuidor en la ciudad de Cúcuta. Los resultados de la investigación beneficiarán directamente a la población del área metropolitana de esta ciudad con el abastecimiento de gas natural. Se espera en primera instancia conocer el estado actual a nivel mundial de las tecnologías para endulzamiento de gas y su aplicabilidad a este caso específico. Así mismo, se pretende aportar en el análisis comparativo de dichas tecnologías al tratar el gas del campo Oripaya con un porcentaje de CO₂ del 10% molar y 14 ppm de H₂S.

*Trabajo de grado.

**Facultad de Ciencias Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas, MSc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL AND ECONOMIC PROPOSAL TO EXPAND THE GAS SWEETENING CAPACITY OF THE ORIPAYA FIELD – EMPHASIS ON GAS AND PROCESS ENGINEERING*.

AUTHOR: Vladimir Cataño Gutierrez**

KEYWORDS: Plant, Oripaya, Treatment, Process, Sweetening, Diagnosis, Technologies, Simulation, Evaluation, Financial, Capex, Opex, Net Present Value.

DESCRIPTION:

There are several technologies that promote the extraction of acid gases from natural gas, these in turn have variations that optimize the process according to: (i) particular conditions of the gas to be treated, (ii) facilities available before and after sweetening, (iii) required final conditions of the treated gas.

The present degree work proposes to analyze the operational conditions of the current sweetening process with amines in the Oripaya gas plant, located one hour north from Cucuta, in Norte de Santander department, so that its restrictions and problems are clearly understood by issuing a definitive diagnosis; at the same time, worldwide recognized technologies in gas sweetening will be studied to have a clear vision and technical tools that allow the best decision to be taken when selecting an acid gas removal system. One of the issues resolved is oriented to the capacity and efficiency of the process that results in optimizations and reduction in the initial investment by selecting an alternative that presents the best technical and economic attributes to the process and its conditions.

On the other hand, it is necessary to implement in the short term the results derived from the present investigation due to the need to fulfill the volumetric contractual agreements with the distributor client in the city of Cúcuta. The results of the research will directly benefit the population of the metropolitan area of this city with the supply of natural gas and the improvement in their quality of life. It is expected in the first instance to know the current global status of gas sweetening technologies and their applicability to this specific case. Likewise, it is intended to contribute in the comparative analysis of these technologies when treating the gas of the Oripaya field with CO₂ 10% molar and 14 ppm of H₂S.

*Degree work.

**Physicochemical Sciences Faculty, Petroleum Engineering School, Master in Petroleum and Gas Engineering, MSc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

INTRODUCCIÓN

La planta de gas Oripaya ubicada a una hora al norte de Cúcuta, en el departamento de Norte de Santander, presenta restricciones en su proceso de endulzamiento, esta unidad fue trasladada de una planta extinta en otro campo así que su diseño inicial no contempló la alta concentración de CO₂ del gas del campo Oripaya. Por otro lado, presenta múltiples y sistemáticas fallas dada su operación con cargas superiores a su capacidad.

En la actualidad se encuentra en desarrollo trabajos de WO (workover) que permitirán reactivar otro pozo del campo e incrementar la producción de gas que entra a la planta. Estos trabajos se deben principalmente al compromiso contractual de suministro de gas a la ciudad de Cúcuta cuya demanda se incrementa volumétricamente cada año y obliga al dueño del activo a elevar la producción en esas mismas proporciones. Esta situación sin duda empeora más el problema.

Estos inconvenientes con la actual unidad de endulzamiento, traen como consecuencia el incremento de los costos operativos y baja confiabilidad del sistema que hacen inviable el negocio de tratamiento y venta de gas. La persistencia de esta situación conllevará a que no se pueda reactivar el pozo de gas planeado, por la limitación en la capacidad de endulzamiento, generando pérdidas por lucro cesante. Adicionalmente, se puede presentar incumplimiento al contrato de suministro de gas a Cúcuta (en calidad del gas), lo que llevaría a multas y reclamaciones que afectarían los económicos y la imagen de la empresa a nivel regional.

Luego de un cuidadoso estudio de las mundialmente probadas tecnologías de endulzamiento, se seleccionan entonces 3 escenarios tecnológicos: solvente físico, solvente químico y membranas, los cuales se desarrollan y estudian bajo las condiciones de proceso del gas en Oripaya. Como resultado se obtienen desempeños técnicos y financieros para cada tecnología que permitieron seleccionar la mejor y más eficiente solución al problema.

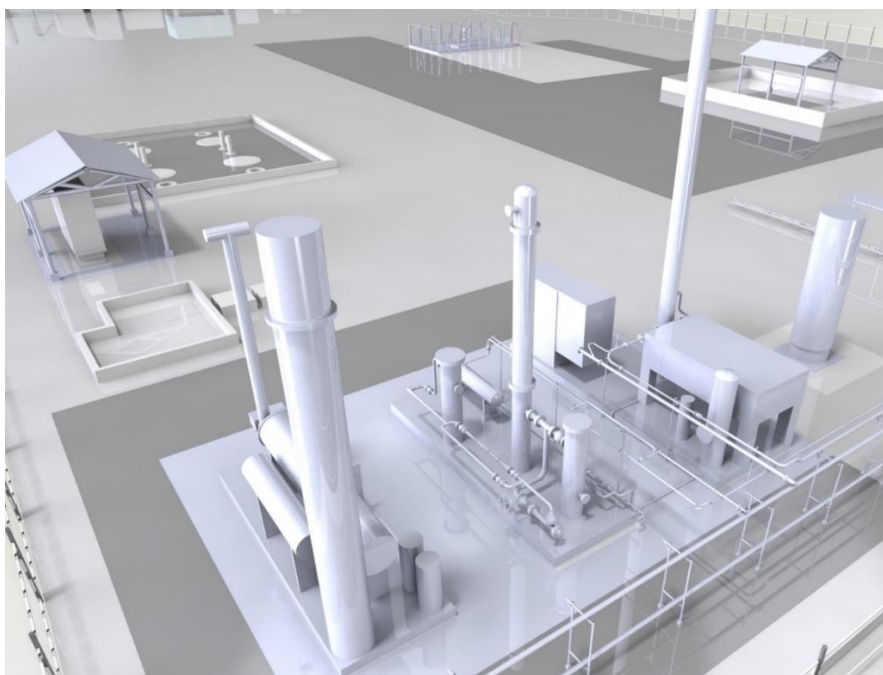
1. DIAGNÓSTICO DEL PROCESO

1.1 DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL

La planta de gas Oripaya (figura 1) fue concebida en 2015 para tratar el gas del único pozo activo del campo y suplir las necesidades de gas de la ciudad de Cúcuta y su área metropolitana.

El pozo Oripaya 2 entrega su producción de gas seco a la planta con 3500 psig y 140 °F en cabeza, desde estas condiciones inicia su recorrido a través de un choque ajustable del cual sale a 2300 psig para la tasa de flujo actual de 2.3 mmscfd, más adelante entra a un calentador (figura 2) instalado para evitar la formación de hidratos debido al enfriamiento por la expansión, el dispositivo ajusta la temperatura de la corriente antes de pasar al último choque del cual sale a 1000 psig y 90 °F.

Figura 1. Isometría planta Oripaya



Fuente: Paquete de Tecnología GCU – Ecopetrol S.A.

Figura 2. Calentador de gas



Fuente: Tomada de planta de gas Oripaya

En este punto termodinámico inicia el tratamiento con la separación bifásica en la vasija mostrado en la figura 3; el pozo aporta con la corriente de gas en promedio 30 barriles día de agua libre. La separación gravitacional se realiza en esta vasija vertical, así pues el gas sale de este equipo saturado en vapor de agua con dirección a la unidad de endulzamiento con amina. En la Tabla 1 se muestra las especificaciones técnicas del separador anterior al endulzamiento.

Tabla 1. Especificación separador de alta presión

| Parámetro | Valor |
|-----------------------|--|
| Dimensiones | 56" ID x 180" WL-WL (6.5 m apx. de altura) |
| Capacidad | 15 mmscfd |
| Presión de diseño | 1250 psig |
| Temperatura de diseño | 120 °F |
| MAWP | 1100 psig |

Fuente: Ingeniería detalle proyecto Planta de gas Oripaya – Ecopetrol S.A.

Figura 3. Separador de alta



Fuente: Tomada de planta de gas Oripaya

El gas ácido proveniente del separador contiene en promedio 9.43% de CO_2 molar según las cromatografías que se han practicado en este punto del proceso (Tabla 2). Para efectos de cálculos, simulaciones y demás estimaciones dimensionales a lo largo del presente trabajo, se asumirá que el gas ácido a la entrada de la planta contiene 10% de CO_2 molar.

La tabla 2 muestra que la mezcla a tratar es un gas seco con casi 90% molar de metano y muy poco compuestos C3+, situación que favorece los procesos de endulzamiento debido a la solubilidad de los hidrocarburos pesados al contacto con, por ejemplo, las aminas; pero desfavorable para: el poder calorífico en la corriente de gas tratado, el cumplimiento del límite inferior RUT (reglamento único de transporte de gas natural) en este parámetro y las pérdidas en el precio de venta basado en energía y no en volumen.

Tabla 2. Cromatografía del gas alimento en Oripaya

| Componentes | |
|--------------------|---------|
| | % molar |
| Nitrógeno | 0,548 |
| Metano | 89,234 |
| Dióxido de Carbono | 9,439 |
| Etano | 0,603 |
| Propano | 0,081 |
| Isobutano | 0,038 |
| n-Butano | 0,020 |
| Isopentano | 0,018 |
| n-Pentano | 0,008 |
| n-Hexano | 0,004 |
| n-Heptano | 0,003 |
| n-Octano | 0,002 |
| n-Nonano | - |
| n-Decano | 0,002 |
| Total | 100,000 |

Fuente: Ingeniería detalle proyecto Planta de gas Oripaya – Ecopetrol S.A.

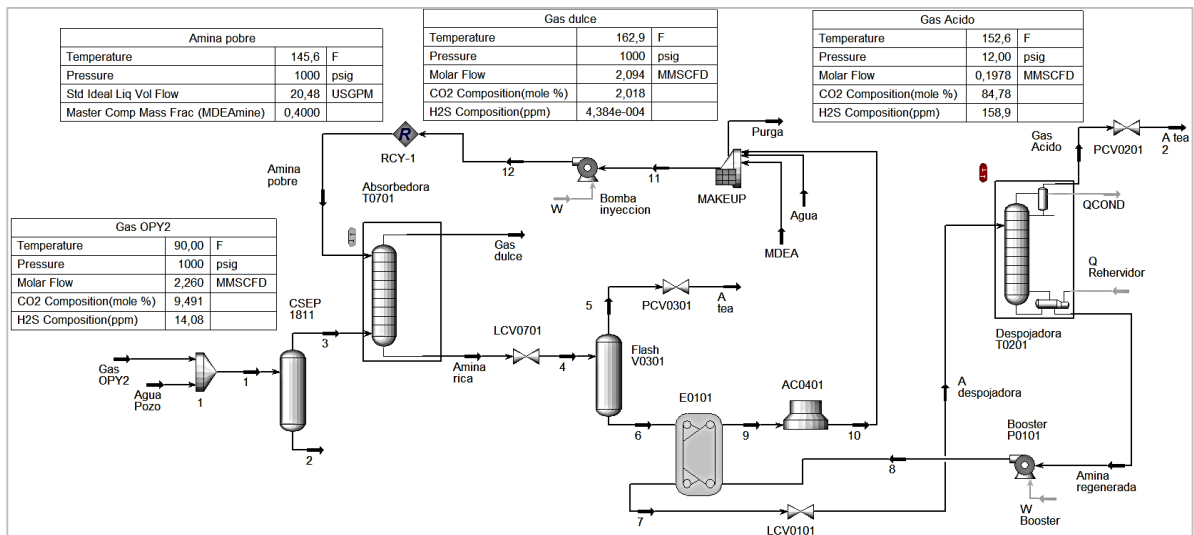
Para tratar esta corriente se cuenta con una unidad de aminas, equipo que fue recuperado y trasladado de la extinta planta de gas Santa Rita que recibía el gas de los pozos Don Pedro en Ortega - Tolima.

La unidad de aminas fue cedida a Ecopetrol luego de que el campo Don Pedro depletara su producción. El gas en este campo contenía 4% de CO₂ molar y en ese

sentido fue diseñada y construida la unidad endulzadora que actualmente se encuentra en Oripaya.

En la figura 4 se presenta el diagrama de flujo de procesos simulado en Hysys V10 con datos relevantes del balance de materia y energía.

Figura 4. Simulación proceso endulzamiento actual en planta Oripaya



Sin duda la capacidad de cualquier sistema de endulzamiento depende del porcentaje de CO₂ o de los gases ácidos presentes en la corriente a tratar, es por esto que se presentan los problemas restrictivos en Oripaya que impiden aumentar el volumen de venta y desencadena múltiples fallas en los sistemas de la unidad regeneradora.

El gas ácido entra inicialmente a un filtro tipo canasta para luego ingresar a la torre contactora con aminas a una temperatura promedio de 90 °F. La unidad usa Metildietanolamina o MDEA; al inicio de las operaciones se usaba Diglicolamina pero la selección y cambio a MDEA obedeció a un tema de selectividad al H₂S pues se evidenció en análisis de azufrados posteriores que la corriente ácida contiene además 14 ppm de este gas (Tabla 3).

Tabla 3. Concentración de H₂S en corriente alimento

| Fecha | Concentración de H ₂ S (ppm) | U (ppm) |
|-----------|--|------------|
| 6/10/2017 | 14,0 | 2,5 |

Fuente: Informe de resultados 17-HCC-1990-3011 CDT de Gas

El contacto se hace en una torre empacada de 18 pulgadas de diámetro y 30 pies de alto, la zona del empaque o contacto tiene una altura de 22 pies. La torre maneja actualmente 20 galones por minuto de solución de amina y su capacidad máxima se estima en 25 gpm; la reposición de amina en solución se hace al 50% en volumen, sin embargo durante la operación estabilizada en la cima de la torre absorbidora entra una mezcla de MDEA y agua al 40% a una temperatura promedio de 146°F, esto debido a la eficiencia en la regeneración.

Figura 5. Base de la torre contactora de amina



Fuente: Tomada de planta de gas Oripaya

La transferencia de masa en el proceso de absorción con el solvente químico produce calor y calienta las corrientes salientes de gas dulce y solución de amina rica hasta unos 165 °F. El gas dulce va a deshidratación después de pasar por un separador de amina en el que se pretende retirar el arrastre del contacto, esta unidad de deshidratación tiene una capacidad estimada en 10 mmscfd.

La solución de amina rica va a regeneración como sigue:

Inmediatamente sale de la columna de contacto, la solución pasa por una válvula de control de nivel de la torre que reduce su presión de 1000 a 110 psig. Esta caída de presión súbita produce un desprendimiento o separación de una parte de la fase gaseosa disuelta en la solución de amina, el flujo multifásico ingresa entonces en un tanque flash donde se separan las fases líquidas y gaseosa.

El gas que sale de esta sección contiene aproximadamente 42% de CO₂ y 52% de alcanos sin contar el agua.

La solución acuosa con MDEA rica en CO₂, sale del tanque flash para dirigirse a un sistema de filtrado compuesto por filtro de carbón activado y filtro de micropartículas, seguidamente intercambia calor con la corriente de solución amina pobre que se dirige al aerofriador y luego a inyección a la torre contactora.

En seguida la corriente rica entra a la torre despojadora que opera a presiones cercanas a la atmosférica y desde donde se recircula el flujo pasando por el rehervidor de amina que calienta la solución hasta 258 °F.

Con esta temperatura en la torre de despojo se logra la separación bifásica o salida de un flujo gaseoso principalmente de agua y gases ácidos (CO₂ y H₂S) que van a enfriamiento en un condensador de reflujo para entrar al tanque acumulador en la parte inferior de la torre donde finalmente se retiran los gases ácidos y se llevan al cabezal de tea; el gas que sale del condensador de reflujo es aproximadamente 200 mil pies cúbicos con 85% de CO₂, 160 ppm de H₂S y vapor de agua. Los líquidos remanentes en el acumulador se recirculan hacia la sección despojadora.

Desde el fondo de la torre despojadora se bombea la solución de amina pobre hacia el intercambiador de calor con la corriente acida o rica entrante y luego al aerofriador desde donde lo toman las bombas de inyección y lo empujan a la torre contactora a una rata máxima de 20 gpm.

Arnold K., recomienda usar la siguiente ecuación para estimar el flujo de solución de DEA en recirculación al 35%:

$$L \text{ (DEA)}: 126 * Q_g * MF$$

Dónde: L (DEA): tasa de recirculación de DEA en gpm; Q_g : rata de flujo de gas en mmscfd; MF: Fracción molar de gas ácido en la corriente de entrada.

Para 2,5 mmscfd con 10% de CO_2 molar, se debería circular 31,5 gpm de DEA al 35%. A este valor el autor recomienda adicionar un 15% para contar con exceso de amina en la absorción. Esta es sola una referencia a tener en cuenta para lo que debería ser el valor del flujo en recirculación de solución de DEA si se aplicara al proceso en Oripaya.

1.2 DIAGNÓSTICO

La planta actual es capaz de tratar hasta 2,2 mmscfd de gas ácido para entregar en condiciones de ventas 2,0 mmscfd. El pozo Oripaya 2 que abastece actualmente la planta puede entregar hasta 3,5 mmscfd; se espera para 2020 la producción del pozo Oripaya 1 después de los trabajos de reacondicionamiento y la perforación en 2022 de un nuevo pozo gemelo al 1 para un total de 6 mmscfd de gas a tratar en la planta.

La alta concentración de CO_2 en el alimento limita la reacción de absorción en la torre contactora para el flujo máximo del sistema de recirculación de amina tasado

en 25 gpm (actualmente solo se puede a 20 gpm debido a problemas con la bomba de solución de amina).

Además de la restricción en las bombas de inyección de amina, la torre contactora presenta riesgo de inundación ante un flujo superior y los sistemas de regeneración de amina (rehervidor, bombas de reflujo, bombas booster, aerofriador, tuberías) han demostrado que no cuentan con la capacidad para manejar la carga ácida asociada. Al realizar un análisis sobre el tanque flash demuestra que el tiempo de retención actual es de 2,6 minutos, muy acorde al rango recomendado en la literatura para esta aplicación que está entre 2 y 3 minutos pero que no deja ventana de crecimiento.

En la practica el proceso actual con MDEA es capaz de tratar hasta 100 kscfd de gas con 10% de CO₂ molar por cada galón de solución de amina recirculada.

Si se resuelven los problemas con las bombas de inyección de solución de amina, el máximo flujo capaz de recircular la unidad de endulzamiento actual es de 25 gpm luego el máximo flujo de gas posible a tratar es de 2,5 mmscfd.

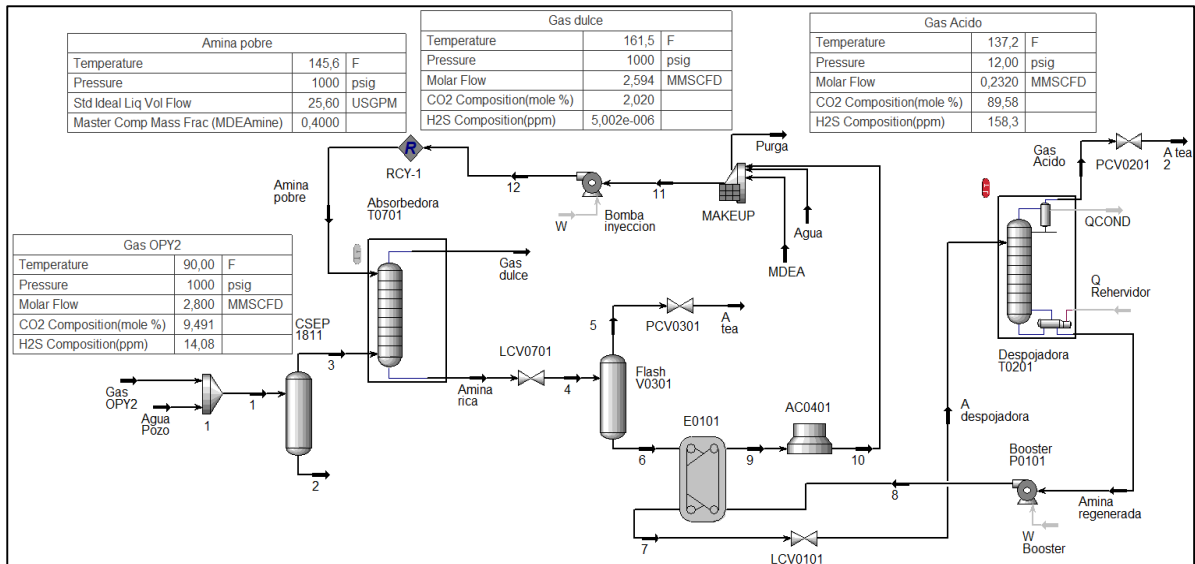
En resumen se requiere una unidad de endulzamiento que pueda tratar hasta 5,5 mmscfd de gas ácido con un contenido 10% molar de CO₂ y 14 ppm de H₂S. Dado que los demás componentes del proceso en la planta como el calentamiento, la separación, la deshidratación y el sistema de alivios tienen en conjunto capacidad de manejar 6 mmscfd, la ampliación de capacidad requerida impacta solo al sistema de endulzamiento.

1.3 PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DEL PROCESO ACTUAL

El proceso actual presenta oportunidades de mejora resolviendo los problemas de las bombas de inyección de amina para manejar hasta 25 gpm de solución con 40% de MDEA. Esto aumentaría teóricamente la capacidad de la unidad a 2,8 MMSCFD en el gas de carga como se muestra en la figura 6. La propuesta se basa en la mayor eficiencia de la MDEA frente a las aminas secundarias y al aumento de solución en recirculación. Se considera que las bombas de recirculación y el rehervidor de solución de amina pueden con esta carga pues así lo han demostrado; la cima de la torre contactora puede manejar el flujo propuesto para la optimización sin inundarse aunque estaría al límite.

Por otro lado, en casos aislados, donde se han puesto en operación simultáneamente ambas bombas de inyección de amina aumentando los galones por minuto a la contactora por encima de 25 gpm, se ha evidenciado que el rehervidor no puede llevar el fondo de la torre regeneradora a la temperatura deseada. 25 gpm de solución es entonces el límite en el rehervidor.

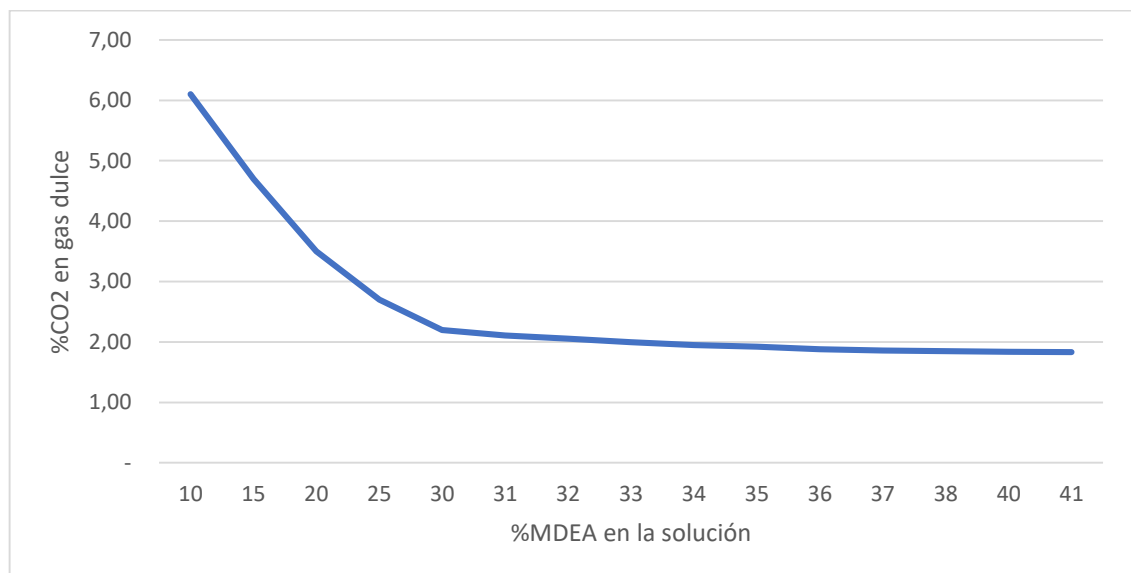
Figura 6. Simulación con optimización en bomba de solución



Se supone que la concentración de amina en la solución juega un papel importante en la absorción. En la figura 7 se analiza el comportamiento de la eficiencia de la absorción vista porcentaje de CO₂ removido en función de la concentración de MDEA en la solución para unas condiciones de gas entrante fijas.

Con esta sensibilidad es posible estimar que la mezcla óptima para este proceso es de 33% de MDEA con 67% de agua en volumen. Ahora bien, operativamente o en la práctica es más fácil mantener un rango, este puede estar entre 33 y 40% de amina en la solución.

Figura 7. Eficiencia de la absorción según % de amina en solución



Fue posible contar con toda la información del proceso, el acceso a las facilidades y al personal operativo para simular, cotejar datos y determinar el estado actual del sistema en donde se evidenció la restricción que supone la unidad de endulzamiento presente en la planta Oripaya, principalmente debido al alto contenido de CO₂ en la corriente a tratar y al uso de facilidades diseñadas para una concentración más baja de gas ácido. Más allá de las optimizaciones y estrategias operativas que se puedan aplicar, el límite de toda la estación está muy por debajo de lo requerido para la

producción incremental que prometen los nuevos pozos y más importante aún si se contabiliza la creciente demanda de gas natural en Cúcuta sobre todo en el sector industrial. Así pues, el diagnóstico del proceso actual de endulzamiento y el cálculo de su capacidad máxima revelaron la necesidad de analizar otras alternativas tecnológicas que permitan llevar a la estación a regímenes de venta alineados con la producción incremental inminente.

2. TECNOLOGIAS COMERCIALES DE ENDULZAMIENTO

Existen muchos procesos para el retiro de gases ácidos del gas natural, en la actualidad se han desarrollado más de 40 variantes comercialmente aplicables los cuales podemos agrupar en:

- Procesos en lecho solido (Tamices moleculares, esponja de hierro, SulfaTreat™, óxido de zinc, entre otros).
- Solventes químicos (Aminas, Benfield™, Catacarb™).
- Conversión directa: (Locat™, Sulferox™, Sulfa Check™).
- Secuestrantes (Triazinas™, Sulfa Scrub™).
- Membranas permeables (Acetato de celulosa, Xebec™).
- Solventes físicos (Selexol™, Rectisol™, Sulfinol™, Purisol™).

Se advierte que muchas de estas tecnologías son marcas registradas, por lo tanto su uso e información a niveles de estudio o simulaciones académicas es restringido. Por otro lado, las aminas y las membranas presentan un alto grado de desarrollo y aplicación en la industria del gas en Colombia.

2.1 LECHOS SÓLIDOS:

Los procesos batch o procesos por carga agrupan tecnologías donde el elemento reactante con el gas ácido es descargado en un recipiente o vasija donde entra en contacto directo con la corriente a endulzar; dentro de esta clasificación se tiene:

- Esponja de hierro ($\text{Fe}_2\text{O}_3 + 3\text{H}_2\text{S} = \text{Fe}_2\text{S}_3 + 3\text{H}_2\text{O}$).
- SulfaTreat™.
- Soda caustica ($2\text{NaOH} + \text{H}_2\text{S} = \text{Na}_2\text{S} + 2\text{H}_2\text{O}$) / ($\text{NaOH} + \text{CO}_2 = \text{NaHCO}_3$).
- Óxido de Zinc ($\text{ZnO} + \text{H}_2\text{S} = \text{ZnS} + \text{H}_2\text{O}$).

- Tamices moleculares.

YOUNGER¹ explica que la esponja de hierro u óxido de hierro 3 es selectiva al H₂S y al consumirse debe ser cambiado o regenerado con aire u oxígeno, sin embargo la regeneración acorta la vida útil del lecho.

Si el gas en la corriente de entrada no está saturado con humedad, se requiere la inyección de agua ligeramente alcalina y una temperatura inferior a 110 °F en la reacción.

Adicionalmente se deben tener otros cuidados operativos como es el tema de la alcalinidad del lecho, la cantidad y disposición de astillas de madera en el lecho para ampliar el área de oxidación, la cantidad o flujo de aire en la regeneración para evitar la ignición dada la naturaleza exotérmica de la reacción regenerativa.

Normalmente después de 10 ciclos de endulzamiento y regeneración el lecho debe ser removido y cambiado. Este proceso no remueve CO₂.

El SulfaTreat™ es descrito en ARNOLD K², como una patente que consiste en la mezcla de óxido de hierro y óxido de hierro 3 soportado en la superficie de un material inerte e inorgánico formado gránulos; ya no se mezcla con astillas de madera como en la esponja. El producto residual es seguro y estable, puede ser reciclado o dispuesto en rellenos sanitarios.

En los procesos con óxido de zinc, según MOKHATAB³, la cama o lecho granular del óxido reacciona con el H₂S para formar sulfuro de zinc y agua. En este proceso se requiere alta temperatura (por encima de 250 °F) para promover la rata de la reacción.

¹ Younger A.H. - Natural Gas Processing and Technology. Part II, 2004.

² Arnold K - Surface Production Operations Volume 2, 1999.

³ Mokhatab, S. - Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 2006.

Como es normal en los lechos sólidos, la vida útil depende de la concentración de H_2S en la corriente ácida y puede variar desde los 6 meses hasta los 10 años.

ARNOLD K¹, describe el tamiz molecular como un proceso altamente eficiente para la remoción de H_2S incluso puede deshidratar la corriente de gas. En esta aplicación el lecho está compuesto de zeolita sólida cristalina, en ocasiones sintéticamente manufacturada.

Su estructura cristalina provee un medio altamente poroso, dentro de los poros la estructura crea un gran número de cargas polares localizadas llamadas: sitios activos. Las moléculas polares en el gas como el H_2S y el H_2O que entran en los poros forman enlaces iónicos débiles con los sitios activos, mientras que las moléculas no polares como la de los hidrocarburos no se enlazan con estos sitios.

Los tamices están disponibles en diferentes tamaños de poros, así que para esta aplicación se debe seleccionar con cierto tamaño que admita H_2S y H_2O las cuales son casi del mismo tamaño, pero que prevenga la inclusión de hidrocarburos. Aunque el CO_2 no es polar y no hará enlace con el sitio activo, sí entrará al poro y pequeñas cantidades quedarán atrapadas, en esta medida es la eficiencia de remoción de CO_2 del tamiz molecular.

La regeneración del tamiz se hace circulando gas dulce caliente a través de la cama, entre 300 y 400 °F. La ventaja de este proceso es que la zeolita no sufre degradación química y puede ser regenerada indefinidamente.

Esta tecnología es generalmente usada para deshidratar el gas que será usado en procesos criogénicos donde la concentración de vapor de agua en la corriente debe ser extremadamente baja.

¹ Arnold K - Surface Production Operations Volume 2, 1999.

2.2 SOLVENTES QUÍMICOS:

Volviendo a los procesos con solventes químicos los cuales usan una solución acuosa para reaccionar químicamente absorbiendo gases ácidos de la corriente a tratar, se ha evidenciado que las aminas suponen un proceso ampliamente conocido y aplicado a rangos generosos de presión y temperatura frente a otras soluciones (con carbonato por ejemplo); pueden remover H₂S y CO₂ incluso a bajas presiones de operación.

Por otro lado, la unidad o equipo que maneja la solución de amina representa alta complejidad, mediana inversión inicial y mediano opex; el proceso es intensivo en energía dado los múltiples sistemas térmicos, hidráulicos, mecánicos, eléctricos y de control.

ARNOLD K¹, describe el proceso de absorción con solventes químicos como el resultado de la fuerza motriz de la presión parcial del gas ácido hacia el líquido. Esta reacción cambia la temperatura y presión del sistema además de que es reversible.

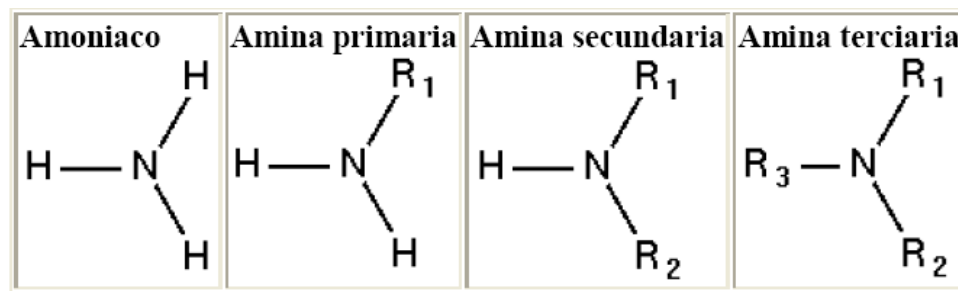
A diferencia de los lechos sólidos en los procesos batch, la absorción con aminas aplica en gran medida para retirar CO₂ y con algunos ajustes es posible ser adicionalmente selectivos al H₂S. Para el caso del gas en Oripaya, con una alta presión parcial de gases ácidos, se entiende que esta fuerza motriz es también alta lo que facilitaría la absorción.

Algunas de las aminas usadas en las soluciones de absorción, de la más reactiva a las menos reactivas, son: Monoetanol amina: MEA (HOC₂H₄NH₂), Dietanol amina: DEA ((HOC₂H₄)₂NH), Diisopropanol amina: DIPA ((HOC₃H₆)₂NH), Diglicol amina: DGA (H(OC₂H₄)₂NH₂), y Metildietanol amina: MDEA ((HOC₂H₄)₂NCH₃). Su eficiencia y eficacia en la remoción de gases ácidos se describe a continuación:

¹ Arnold K – Surface Production Operations Volume 2, 1999.

2.2.1 Propiedades de las aminas. Las aminas derivan del amoníaco (NH₃) al sustituir los hidrógenos por grupos alquilos o arilos (-CH₃+), de acuerdo al número de esta sustitución se clasifican las aminas en primarias, secundarias y terciarias. En la figura 8, se observa la estructura del amoníaco y como se sustituyen sus hidrógenos por los grupos alquilos representados por radicales R:

Figura 8. Estructura de las aminas



Fuente: Dr. Fernando Pino Morales¹ – Universidad de Oriente Venezuela.

Por ejemplo, para la obtención de **MEA** se hace reaccionar amoníaco con óxido de etileno. En esta reacción uno de los hidrógenos del amoníaco se reemplaza por la molécula del óxido y el hidrógeno reemplazado forma un radical OH como sigue: OHCH₂CH₂NH₂. Esta es una amina primaria y la más reactiva, ampliamente usada para concentraciones bajas de gases ácidos, su bajo peso molecular le confiere capacidad de transporte de estos gases.

Adicionalmente presenta problemas de corrosión y formación de espuma en la torre contactora, por esto se limita la solución a 15% en peso lo que supone altos requerimientos en los flujos recirculados y en el calor de regeneración.

¹ Fernando Pino Morales – Endulzamiento del Gas Natural, Universidad de Oriente Venezuela, 2005.

Aunque la **DGA** es también una amina primaria, es más estable y con menor presión de vapor que la MEA; es posible usarla en soluciones de hasta 70% en peso con cargas ácidas de 0,55 libras mol de CO₂ / libras mol de DGA luego es factible emplearla para altos caudales de gas a tratar siempre que no haya azufre en la composición del gas en carga. Presenta como desventaja un alto nivel de degradación ante la presencia de H₂S o compuestos azufrados y el alto costo de la química.

La amina secundaria **DEA** se obtiene al reaccionar la MEA con óxido de etileno: HN(CH₂CH₂OH)₂. Se usa mayormente en refinerías dada su resistencia a la degradación frente a compuestos sulfurosos, también es menos corrosiva que la MEA pero la solución se torna viscosa a concentraciones altas lo que consume más energía para su circulación.

DIPA es también una amina secundaria, presenta bajos requerimientos energéticos para la regeneración de la solución y bajo potencial corrosivo así como alta capacidad de transportar gases ácidos, pero dado su alto peso molecular requiere alto flujo de recirculación. La industria ha venido cambiando el uso de la DIPA por MDEA. La amina terciaria **MDEA** presenta un radical metilo (CH₃) en reemplazo del último hidrógeno que le quedaba a la DEA, su fórmula es entonces: (CH₃)N(CH₂CH₂OH)₂. Esta amina reacciona lentamente con el CO₂ y para removerlo requiere más etapas de equilibrio en la absorción o para el caso de estudio, más tiempo de contacto en la zona empacada de la torre contactora.

Su más grande atributo es la absorción selectiva del H₂S en presencia de CO₂ sobre todo cuando el contacto se hace a presiones por encima de los 800 psig según lo menciona CAMPBELL¹. La MDEA es ligeramente tóxica al contacto con la piel y requiere condiciones especiales de almacenamiento.

¹ John M. Campbell – Gas Processing and Conditioning Volume 4, 1982.

Se destaca también: su bajo calor de reacción con los gases ácidos, bajos requerimientos energéticos para la regeneración, alta resistencia a la degradación, baja presión de vapor, y reducción (no eliminación) en los problemas de corrosión.

El CO₂ reacciona con las aminas terciarias formando puentes de ácido-base y ya que el CO₂ se hidroliza más lento que el H₂S es posible la alta selectividad de este tipo de amina sobre el ácido sulfhídrico. La MDEA se usa en soluciones de entre el 20 y 50% en peso y debido a que los problemas corrosivos son menores es posible obtener índices de absorción entre 0,7 y 0,8 mol de CO₂ / mol de MDEA en equipos de acero al carbón.

El proceso de endulzamiento con aminas se resume en la siguiente reacción química:



Ambas reacciones ocurren al mismo tiempo y dependen de las condiciones estequiométricas de los componentes. También son reversibles al aplicar calor y reducir la presión. En algunos casos se pueden presentar reacciones indeseadas con impurezas en el gas que pueden degradar la amina o que sencillamente forman compuestos que no se pueden regenerar; la selección del tipo de amina frente a las impurezas presentes en la corriente de entrada es importante para prevenir esto.

2.3 CONVERSIÓN DIRECTA

Los procesos con aminas y en general con los solventes químicos, liberan el CO₂ y el H₂S a la atmósfera luego de que el solvente es regenerado. La cantidad de gases ácidos que pueden ser venteados o quemados en una tea puede estar limitado por las regulaciones ambientales a las que esté sometido la facilidad. Los gases ácidos

removidos en la regeneración pueden ser enviados al cabezal de tea como es el caso de Oripaya, el CO_2 pasa sin problemas en la combustión de tea pero el H_2S puede convertirse en SO_2 , el dióxido de azufre es un gas irritante y tóxico, afecta las mucosidades y los pulmones provocando tos y en concentraciones elevadas puede producir complicaciones del sistema respiratorio. De la misma forma, las emisiones de SO_2 pueden estar limitadas por regulaciones ambientales. Debido a esto, existen procesos de endulzamiento que convierten directamente el H_2S removido del gas en azufre elemental. Este proceso está basado en la oxidación del H_2S o la reacción del H_2S y el SO_2 , ambas reacciones producen agua y azufre elemental. Las reacciones se llevan a cabo con solventes y catalizadores especiales generalmente licenciados y se aplican directamente a la corriente ácida de salida en la absorbidora. Cuando se tienen grandes tasas de flujo de gas a tratar, el proceso de conversión directa se aplica a la salida de la corriente ácida en la torre despojadora luego de la regeneración de un solvente químico. Es así como opera de manera general los procesos descritos en Younger¹: Clauss^R, Stretford^R y el desarrollado por el IFP (Instituto Francés del Petróleo). El proceso LocatTM es una oxidación en fase líquida basada en una solución diluida patentada, la oxidación convierte el sulfuro de hidrógeno en agua más azufre elemental y no reacciona con el CO_2 . Normalmente el azufre se separa de la mezcla por gravedad o centrifugado.

2.4 SECUESTRANTES:

Los procesos con secuestrantes de sulfuro o “scavengers” pueden llevarse a cabo tanto en la línea de flujo por inyección directa del secuestrante a la corriente de gas a tratar, o en una torre.

¹ Younger A.H. - Natural Gas Processing and Technology. Part II, 2004.

El secuestrante usado es una amina–aldehído condensado. El tiempo de contacto entre el gas ácido y el secuestrante es un factor determinante en el éxito de este proceso, YOUNGER¹ y ARNOLD K², recomiendan que se diseñe el proceso con tiempos por encima de 30 segundos. La amina–aldehído condensado se ajusta mejor a una corriente de gas húmedo de entre 0.5 y 15 mmscfd con menos de 100 ppm de H₂S. Este proceso es usado principalmente para concentraciones de CO₂ en el gas por debajo del 2% molar. Por encima de este valor, las cantidades de secuestrante requerida para un proceso efectivo pueden ser económicamente inmanejable. Normalmente el secuestrante se pierde en la corriente de fase líquida o se queda en alguna trampa.

2.5 MEMBRANAS PERMEABLES:

Este es un proceso altamente comercial, probado exitosamente en el país en las plantas de gas de Cupiagua (Casanare) y Sardinata (Norte de Santander). Está basado en el principio de transferencia de masa por difusión a través de una membrana permeable, en ella se aprovechan las diferencias de afinidad y difusividad que tienen los componentes como el H₂O, CO₂ y H₂S ya que estos son altamente difusores y pueden permear una membrana con mayor facilidad que las moléculas de los hidrocarburos (ARNOLD K²). Se advierte entonces que las membranas pueden retirar parte del vapor de agua en la corriente además de los gases ácidos. Esto ocurre en uno o varios tubos separados internamente por un cartucho de membrana, en algunos casos de acetato de celulosa, que aísla zonas de alta y baja presión.

¹ Younger A.H. - Natural Gas Processing and Technology. Part II, 2004.

² Arnold K. - Surface Production Operations Volume 2, 1999.

El gas entrante por el lado de alta presión selectivamente va perdiendo los componentes que pueden permear la membrana hacia el lado de baja presión. La fuerza que promueve la separación es la diferencia en las presiones entre los lados de alta y baja que limita la membrana, el CO₂ tiende a difundirse rápidamente a través de las membranas buscando una menor presión parcial.

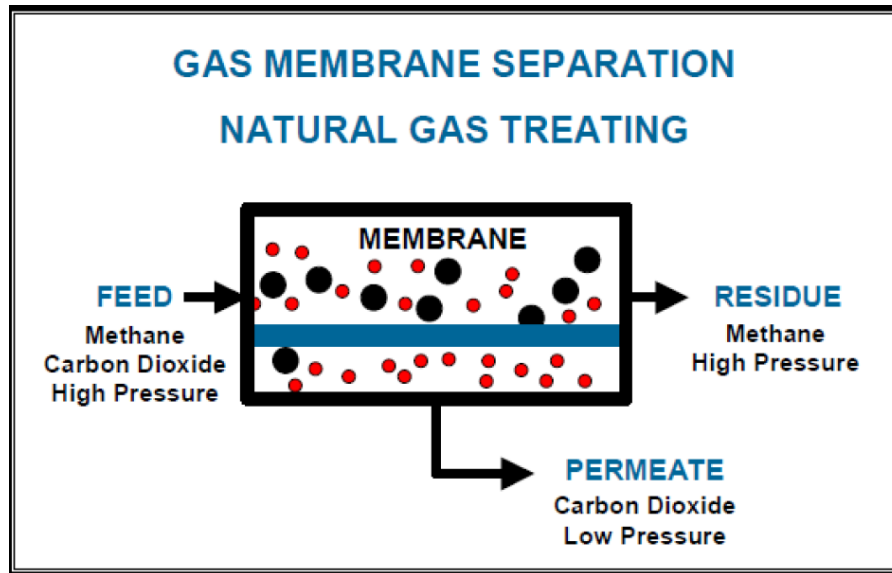
El lado de baja presión está normalmente entre el 10 y el 20% de la presión de alimento. Es más difícil remover el H₂S usando membranas, luego este proceso no suele ser usado cuando las concentraciones de este gas ácido supera a la salida el límite dictado por las regulaciones de transporte o requerimientos específicos del proceso siguiente.

El proceso de endulzamiento con membranas no es absoluto y siempre se tendrán hidrocarburos en la corriente de gases ácidos permeados y gases ácidos en la corriente de gas tratado. Cuando se requiere alta pureza en el gas tratado o bajas concentraciones de gases ácidos, módulos de membranas pueden operarse en serie o instalando recirculación.

La figura 9 muestra un proceso con membrana simple para gas, donde se separa el dióxido de carbono del metano; el CO₂ es el compuesto con mayor permeabilidad y tendrá mayor facilidad de pasar hacia la cara de baja presión de la membrana y abandona la misma como la corriente permeada.

El CH₄ por su lado, se mantiene en la cara de alta presión y deja la cámara como corriente residual sin casi perder su presión. Una vez más, el proceso no es perfecto y la corriente residual contiene mayor concentración de CH₄ y en menor medida CO₂; la corriente permeada contiene mayor concentración de CO₂ pero aun con CH₄.

Figura 9. Proceso simple de endulzamiento con membrana permeable



Fuente: Dyprotec Power SAS

El grado o la efectividad de la separación de los compuestos gaseosos está definido por la selectividad de la membrana dados sus componentes y su fabricación. Además, juegan un papel primordial las condiciones de proceso (presión, temperatura, y flujo) para una membrana de área determinada donde la presión de entrada, la presión de permeabilidad, la selectividad o el factor de separación de la membrana, determinará la eficiencia operativa o la cantidad de gas permeado.

El proceso con membranas ofrece ciertas ventajas sobre los proceso con solventes químicos y físicos:

- Los equipos son unidades paquete listas para conectarse y operar, con bajo costo en la instalación y el arranque.
- Las membranas no contienen piezas móviles reduciendo costos de mantenimiento.
- Las membranas modulares son muy flexibles y pueden adaptarse y configurarse según los requerimientos operativos, las concentraciones de gases ácidos en el alimento y los requerimientos en las ventas.

La principal desventaja de las membranas en la aplicación para el campo Oripaya, es el manejo que debe dársele al gas permeado. Esta corriente con alto contenido de CO₂ pero aun con metano, será analizada con mayor detalle en el capítulo 3.

2.6 SOLVENTES FÍSICOS.

A diferencia de los procesos con solventes químicos, en la absorción física de gases ácidos no hay reacción química con la solución entonces no hay problemas estequiométricos, el proceso depende de la solubilidad del gas y su presión parcial. La capacidad de absorción del solvente físico mejora considerablemente si se tienen altas presiones parciales del gas ácido. Con una presión de casi 100 psig del CO₂ en Oripaya, este proceso puede resultar muy apropiado. Por otro lado, la temperatura de los fluidos también influye en la solubilidad del gas en el absorbente, siendo mayor a menor temperatura de desarrollo de la absorción. El calor generado en el proceso es mucho menor que el generado con los solventes físicos. Este proceso es selectivo al H₂S puesto que este gas es más soluble que el CO₂, lo mismo ocurre con los demás gases presentes los cuales tienen cierta solubilidad produciendo pérdidas por retiros de alcanos y pérdida de la eficiencia de absorción de gases ácidos por saturación (YOUNGER¹).

Esta absorción puede eliminar compuestos no deseados como el ácido cianhídrico y compuestos orgánicos sulfurados sin que se produzcan reacciones que degraden o causen problemas operacionales.

Otra ventaja del proceso es la baja temperatura de operación, bajos índices de corrosión, y dado que no hay reacción química con el absorbente los requerimientos energéticos para la desorción son bajos.

¹ Younger A.H. - Natural Gas Processing and Technology. Part II, 2004.

Esto se puede realizar con aire o nitrógeno dado la débil interacción de los gases ácidos con el solvente. Ahora bien, si la remoción es solo de CO₂, la regeneración del solvente puede hacerse reduciendo la presión de operación. Esta aplicación no se recomienda en presencia de disulfuro de carbono y sulfuro de carbonilo pues afectan negativamente la absorción del H₂S. La absorción de CO₂ está en función de su solubilidad pero promovida por la baja temperatura y la alta presión a la que está la corriente a tratar en Oripaya.

Comercialmente se encuentran productos capaces de deshidratar al tiempo que endulzan lo que puede ser muy atractivo para la mayoría de aplicaciones; afortunadamente en la planta que se está analizando se cuenta con una unidad de endulzamiento que usa TEG con una capacidad de 10 mmscfd.

2.7 SELECCIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO.

Los criterios aquí propuestos para seleccionar la tecnología de endulzamiento son los siguientes:

- Porcentajes o concentraciones de gases ácido estipulados por regulación en el gas de ventas; para el caso Colombiano a nivel general y en particular para la planta de gas Oripaya: 2% molar de CO₂ y 6 mg/m³ de H₂S (4,3 ppm).
- Porcentaje o concentración de los gases ácido en el gas de carga, para el caso de estudio: 10% molar de CO₂ y 14 ppm H₂S.
- Presión disponible (1000 psig) para desarrollar el proceso de absorción o contacto del solvente con el gas ácido; o presión parcial de los gases ácidos (100 psig de CO₂) que se pretenden retirar.
- La temperatura de la corriente de entrada, con tendencia a mejorar la absorción en la medida que sea baja, para este caso: 90 °F.
- Flujo másico o volumétrico o carga a tratar: 6 mmscfd.

- Procesos corrosivos que se pueden presentar, impactando directamente en el costo de las inversiones dadas las consideraciones metalúrgicas.
- Requerimientos de selectividad hacia uno u otro gas ácido.
- Resultados del análisis financiero, esto es: capex, opex e ingresos producto del proceso o la tecnología aplicada.

Las tecnologías analizadas basadas en lechos sólidos, conversión directa y secuestrantes están orientadas a retirar H₂S principalmente y deben ser descartadas para el análisis siguiente dado el principal componente ácido a remover en la corriente a tratar en Oripaya. Los solventes químicos, las membranas y los solventes físicos aplican para la remoción de CO₂ y H₂S en las proporciones presente en la corriente de carga del campo en cuestión. En este sentido se continuará con el análisis de desempeño de estas 3 tecnologías frente al problema objeto de la investigación para más adelante revisar los temas financieros. La tabla 4 describe el comparativo de las tecnologías vistas con los criterios expuestos:

Tabla 4. Comparación de las tecnologías ante criterios planteados

| Tecnología | Criterio | | | | | | |
|--------------------------|---------------------------------|----------------------------------|--------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------|--------------------------|---|
| | Selectividad al CO ₂ | Selectividad al H ₂ S | 1000 psig disponible para el proceso | 90° F disponible para el proceso | Flujo volumétrico: 6 mmscfd | Tendencia a la corrosión | Requerimientos de pretratamiento |
| Procesos en lecho sólido | Nula o baja | Muy Alta | Adaptable | Desfavorable muy bajo | Adaptable | Media | Temperatura > 250° F |
| Solventes químicos | Alta | Media | Favorable | Favorable | Adaptable | Media | Ninguno |
| Conversión directa | Nula | Muy Alta | Adaptable | Adaptable | Adaptable | Alta | Endulzamiento previo con solvente químico |
| Secuestrantes | Media | Alta | Adaptable | Adaptable | Desfavorable Alto flujo | Baja | Ninguno |
| Membranas permeables | Alta | Alta | Favorable | Favorable | Adaptable | Baja | Filtrado, coalescencia, pulido |
| Solventes físicos | Alta | Alta | Favorable | Desfavorable muy alta | Adaptable | Baja | Deshidratación |

3 SIMULACIONES PARA EVALUAR TECNOLOGÍAS DE ENDULZAMIENTO

Dado el análisis en el capítulo 2, es necesario examinar el comportamiento de las 3 tecnologías preseleccionadas para el gas del campo Oripaya:

- SOLVENTES FÍSICOS.
- MEMBRANAS PERMEABLES.
- SOLVENTES QUÍMICOS.

3.1 SOLVENTES FÍSICOS.

Para revisar el desempeño de la tecnología con solventes físicos, emplearemos el DEPG o Dimetil Eter de Polietileno Glicol, conocido comercialmente como Selexol en simulación Hysys V10.

El Selexol ha sido probado extensamente en laboratorios y aplicado en grandes plantas alrededor del mundo para tratar gases con muy altas concentraciones de gases ácidos: un ejemplo de ello es la planta Pikes Peak de la Lone Star Natural Gas Co., referenciada en el libro de Campbell volumen 4; fue diseñada para tratar 100 mmscfd con 43% de CO₂ y 60 ppm de H₂S. El gas de venta contiene 3.5% de CO₂ y 5.4 ppm de H₂S.

Múltiples esquemas de procesos han sido aplicados exitosamente con este producto, en todos prevalece el contacto en contracorriente a alta presión del gas con el solvente dentro de una torre empacada o de platos y la expansión escalonada en mínimo 3 etapas del solvente rico para que los gases ácidos atrapados en la macromolécula puedan liberarse. La solubilidad de los gases ácidos en el Selexol es directamente proporcional a la presión parcial del gas ácido, por otro lado, la absorción se realiza sin reacción química entre el solvente y los gases a remover así que el calor que desprende este proceso es más bien bajo.

En contravía, pero como ventaja para el solvente físico, la solubilidad del metano en el Selexol es baja y se incrementa poco a poco con los hidrocarburos pesados; en todo caso se espera que en la corriente de salida de gases ácidos haya pequeñas concentraciones de hidrocarburos.

Al analizar la tabla 5 se puede inferir cuales compuestos, adicionales a los gases ácidos, van a ser removidos de la corriente de entrada. La solubilidad relativa (R) del H₂S es casi 9 veces la del CO₂, demostrando así la selectividad del Selexol. El agua es altamente soluble, razón por la cual se mencionaba en el capítulo 2.6 que es posible endulzar a la vez que deshidratar; esta situación requiere configuraciones de proceso adicionales a las necesarias solo para el retiro de gases ácidos debido a las bajas temperaturas que se manejan durante el contacto.

Tabla 5. Solubilidad relativa de varios gases en el Selexol

| Componente | $R = (K \cdot CH_4) / K_i$ | Componente | $R = (K \cdot CH_4) / K_i$ |
|-------------------------------|----------------------------|---------------------------------|----------------------------|
| H ₂ | 0.2 | NH ₃ | 73 |
| CO | 0.43 | nC ₅ | 83 |
| C1 | 1.0 | H ₂ S | 134 |
| C2 | 6.4 | C6 | 165 |
| C ₂ H ₄ | 7.3 | CH ₃ SH | 340 |
| CO ₂ | 15.0 | C7 | 360 |
| C3 | 15.3 | CS ₂ | 360 |
| iC ₄ | 28 | SO ₂ | 1400 |
| nC ₄ | 35 | C ₆ H ₆ | 3800 |
| COS | 35 | C ₄ H ₄ S | 8100 |
| iC ₅ | 67 | H ₂ O | 11000 |
| C ₂ H ₂ | 68 | HCN | 18000 |

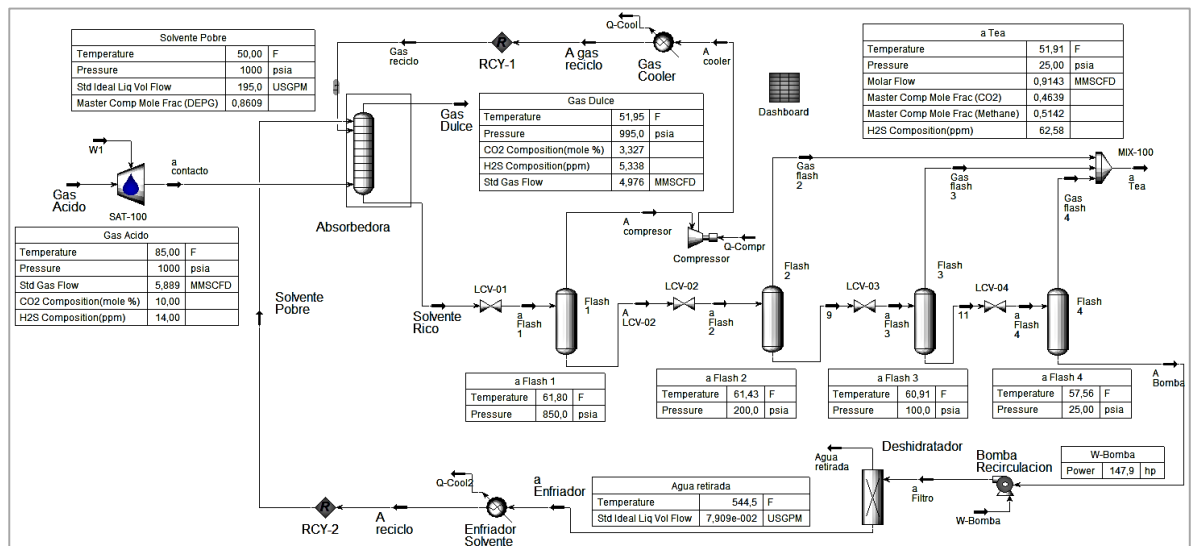
Fuente: Gas Conditioning and Processing – Campbell Petroleum Series

Dadas las condiciones de baja temperatura (< 60 °F) en las que se desarrollará el endulzamiento para este caso, el proceso con Selexol posiblemente requiere que el gas alimento esté deshidratado para prevenir formación de hidratos, adicionalmente debe entrar libre de sólidos y líquidos.

El gas en el campo Oripaya contiene material particulado (carbón de formación) en suspensión que debe ser removido si se decide aplicar esta tecnología. El tema de la deshidratación resulta más complejo; pese a que la planta cuenta con una unidad de TEG capaz de reducir la concentración de agua en el gas hasta 0.5 lb/mmscfd, esta se encuentra luego del endulzamiento como medida de prevención o mitigación de la corrosión. Sería necesario evaluar la nueva ubicación de la unidad de deshidratación en términos de integridad para garantizar el gas que requiere el proceso con Selexol.

Con el supuesto de tener el gas libre de sólidos en Oripaya pero saturado en agua después del separador vertical de la figura 3, se inicia el proceso con la corriente de alimento a 70 °F entrando a la torre contactora con Selexol. En la simulación se ha dispuesto una torre con 10 platos que operará a 1000 psia, esto para mantener las condiciones actuales y/o disponibles en la estación.

Figura 10. Simulación usando Selexol



En la figura 10 se observa la simulación obtenida según el diagrama de flujo propuesto en Kent Arnold: La corriente de alimento, caracterizada con la más

reciente cromatografía del gas boca de pozo, es saturada con agua para simular las condiciones a la salida del separador existente en la estación, luego del contacto, el solvente pasa a 4 etapas de expansión, la primera se realiza a 850 psia en donde se desprenden del solvente 72 kscfd de gas con 90% de metano y 10% de CO₂, inmediatamente se comprime y retorna a la torre en la mitad de su altura.

El solvente pasa al flash #2 a 200 psia, los gases que se desprenden acá contienen 70% de metano y 27% de CO₂ para un flujo de 512 kscfd, en lo sucesivo los gases obtenidos en las expansiones 2, 3 y 4 son direccionadas fuera del proceso principal. En la etapa 3 de la expansión a 100 psia se obtienen 114 kscfd con casi 50% de metano y 50% de CO₂. En la etapa 4 de la expansión a 25 psia se obtienen 287 kscfd con 87.4% de CO₂ y 9.5% de metano.

Este balance indica que es probable recircular el flujo de gas de la etapa 2 buscando reducir el porcentaje de metano en la corriente de gas residual, que actualmente es del 51.4% en un flujo total de 914 kscfd. Se observa además que la absorción de hidrocarburos es excesiva y casi el 50% de la corriente final del gas a tea es metano.

El solvente “regenerado” a 25 psia va a la bomba de recirculación que eleva nuevamente la presión a 1014 psia para pasar por un filtro que retira el agua tomada en la contactora y finalmente por un enfriador que baja la temperatura del solvente a 50 °F antes de entrar nuevamente a la torre. Es evidente, al menos con los datos de la simulación, que este proceso puede reemplazar enteramente la unidad deshidratadora con glicol; el gas tratado a la salida de la contactora con DEPG no contiene agua.

La primera impresión de esta simulación es el alto flujo de solvente requerido en recirculación en relación con el flujo de gas a tratar; en el capítulo 1 se explicó que para endulzar 6 mmscfd de gas de Oripaya con aminas se requieren 87 gpm.

Las condiciones operativas de este proceso con 195 gpm de DEPG, limitan el endulzamiento del gas ventas a 3.32% de CO₂ y 5.3 ppm de H₂S para un flujo de

gas ácido tasado en 5.9 mmscfd. Se evidencia además que todo el C4+ es retirado del gas dulce lo que implica una pérdida del poder calorífico, en otros casos se podría ver como una pérdida de valor en productos que pueden ser retirados en etapas de procesamiento posterior; sin embargo para el caso de Oripaya esto no supone un problema pues el gas contiene muy bajos porcentajes de C3+ y no se tiene procesamiento para el aprovechamiento de estos hidrocarburos pesados.

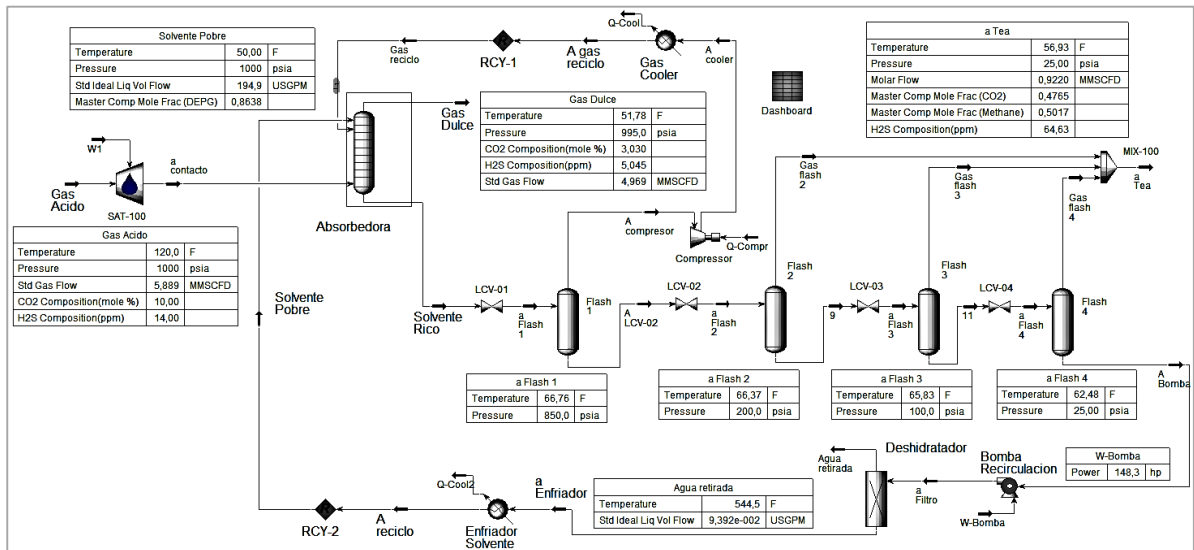
Otro inconveniente de este escenario es el alto flujo de gas residual y su alto contenido de metano, situación que ubica este escenario con tecnología de solvente físico al mismo nivel de las membranas permeables en términos de eficiencia volumétrica.

Para cumplir con la calidad del gas venta, es necesario hacer ajustes al proceso con el fin de tener una corriente de gas dulce que cumpla con los parámetros RUT en términos de contenido de gases ácidos. Inicialmente es posible variar la temperatura del gas reciclo que viene de la primera etapa de expansión del solvente, este gas es comprimido para el reingreso y es por esto que la corriente tiene un enfriador (según el esquema de procesos planteado). Se actualiza la temperatura de esta corriente para que coincida con la de entrada del solvente y no afecte la absorción entregando calor al proceso.

Las sensibilizaciones en la temperatura de las corrientes entrantes a la torre (alimento y reciclo) muestran que al incrementar la temperatura en alimento, mejora la remoción de CO₂; mientras que las variaciones en la temperatura del reciclo, poco afectan al proceso debido a su bajo flujo másico.

Se reconfigura la torre de absorción aumentando simplemente el número de platos a 20 para hacer más eficiente el contacto solvente – gas. Dado que se cuenta con calentador de gas (Figura 2) para controlar la temperatura de la corriente alimento a la contactora, es posible contar hasta con 120 °F en el gas de entrada. Cambiar estos tres parámetros reduce el CO₂ en la corriente de gas tratado a 3% y el H₂S a 5 ppm, en la figura 11 se observan los resultados:

Figura 11. Simulación usando Selexol – Ajuste 1



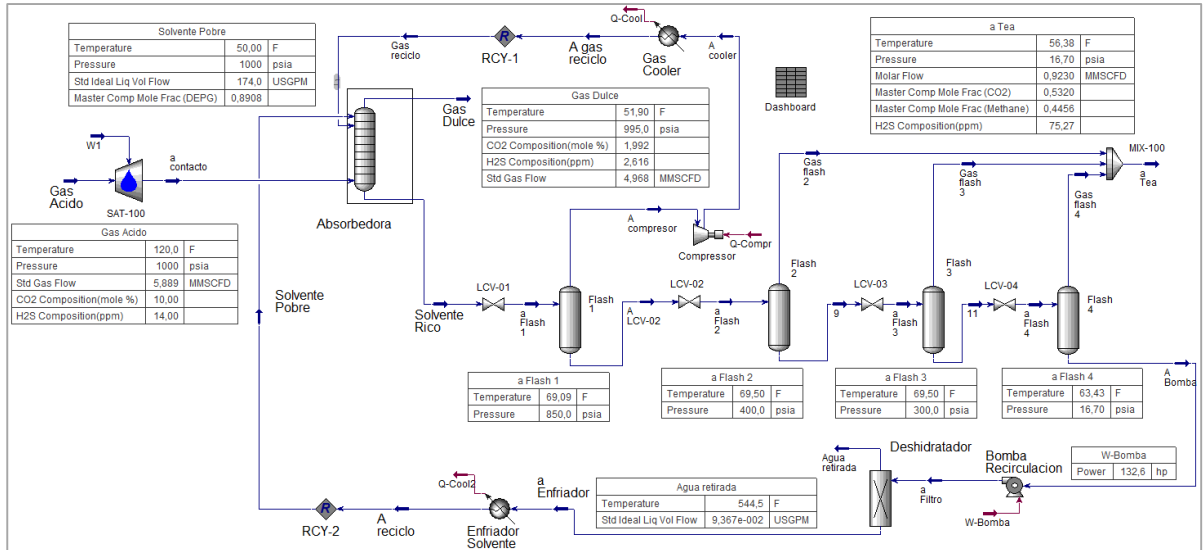
Se realizaron sensibilidades variando las presiones de cada vasija en las etapas de expansión del solvente rico. El parámetro que tiene un efecto significativo sobre la eficiencia del endulzamiento es la presión en la etapa 4. Al reducir la presión de esta vasija a 2 psig, apenas suficiente para fluir a tea, es posible obtener gas dulce a condiciones RUT y una reducción del flujo en recirculación del solvente aunque aún más alto que lo requerido con aminas. En la figura 12 se observan los resultados de este ajuste.

Con estas condiciones de simulación es posible tratar 5,9 mmscfd con 10% de CO₂ y 14 ppm de H₂S para obtener una corriente de gas dulce tasada en 4,9 mmscfd con 2% de CO₂ y 2,6 ppm de H₂S, es decir, condiciones RUT; se deben recircular 174 gpm de solvente a 1000 psia lo que supone un alto consumo energético, unos 200 hp si se consideran las eficiencias de la bomba y el motor eléctrico.

Se logra además deshidratar por completo la corriente de gas tratada, en cuyo caso no se necesitaría el tratamiento posterior para el retiro del agua y es posible liberar la unidad existente para tal fin, lo que reduciría los costos operativos de la estación.

La gran desventaja de esta tecnología es la alta composición de hidrocarburos en el gas residual, 412 kscfd de C1+ lo que representa el 7% de la corriente de entrada. Este valor es alto si lo comparamos con la tecnología de aminas, pero es un poco más bajo al compararlo con las membranas de acetato de celulosa.

Figura 12. Simulación usando Selexol – Ajuste 2



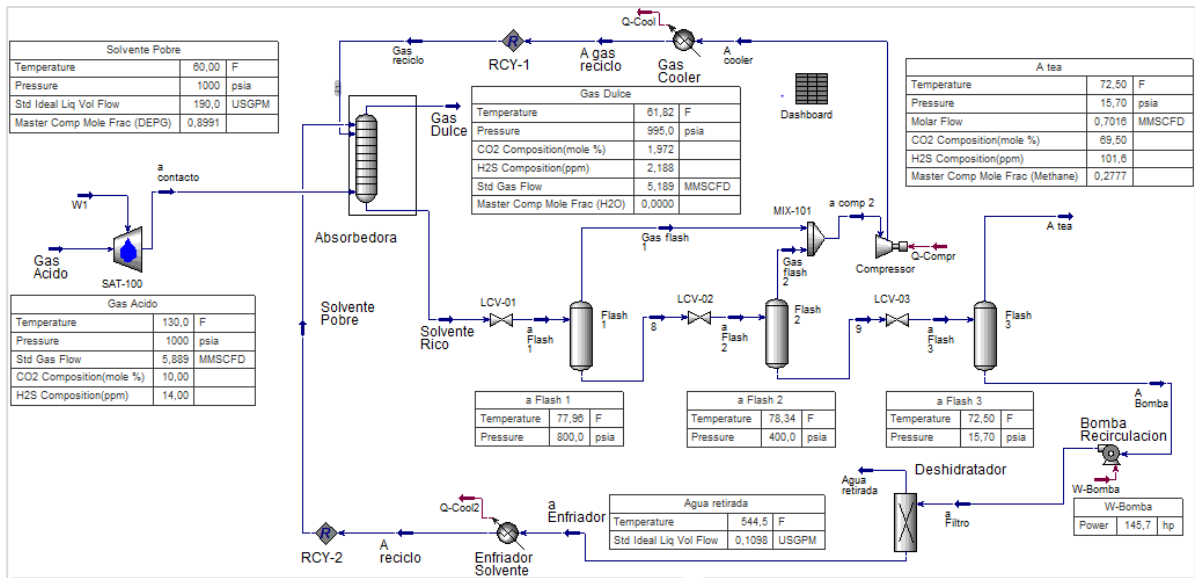
La primera optimización que se puede introducir a esta propuesta, es el de resumir las etapas de expansión lo que seguramente va a incrementar el flujo y potencia del compresor que recircula el gas de nuevo a la torre, se abre un abanico de posibilidades variando además las presiones de expansión en cada etapa, pero esto solo puede llevar a una reducción de equipos estáticos en consecuencia del aumento del equipo rotativo en la recirculación del gas.

La figura 13 es una optimización del proceso que solo tiene en cuenta 3 etapas de expansión para el solvente pero adicionalmente se direccionan los flujos de gas en las 2 primeras expansiones al compresor de recirculación.

Esta optimización es un gran salto en la optimización del gas metano que se pierde en la tea o el sistema de alivio, con apenas 194 kscfd de CH₄ en la corriente residual,

aunque se requiere recircular más solvente que en el caso de la figura 10, unos 16 gpm adicionales, es irrelevante considerando el ahorro en desperdicio de producción versus la simulación planteada en aquel caso.

Figura 13. Simulación usando Selexol – Ajuste 3



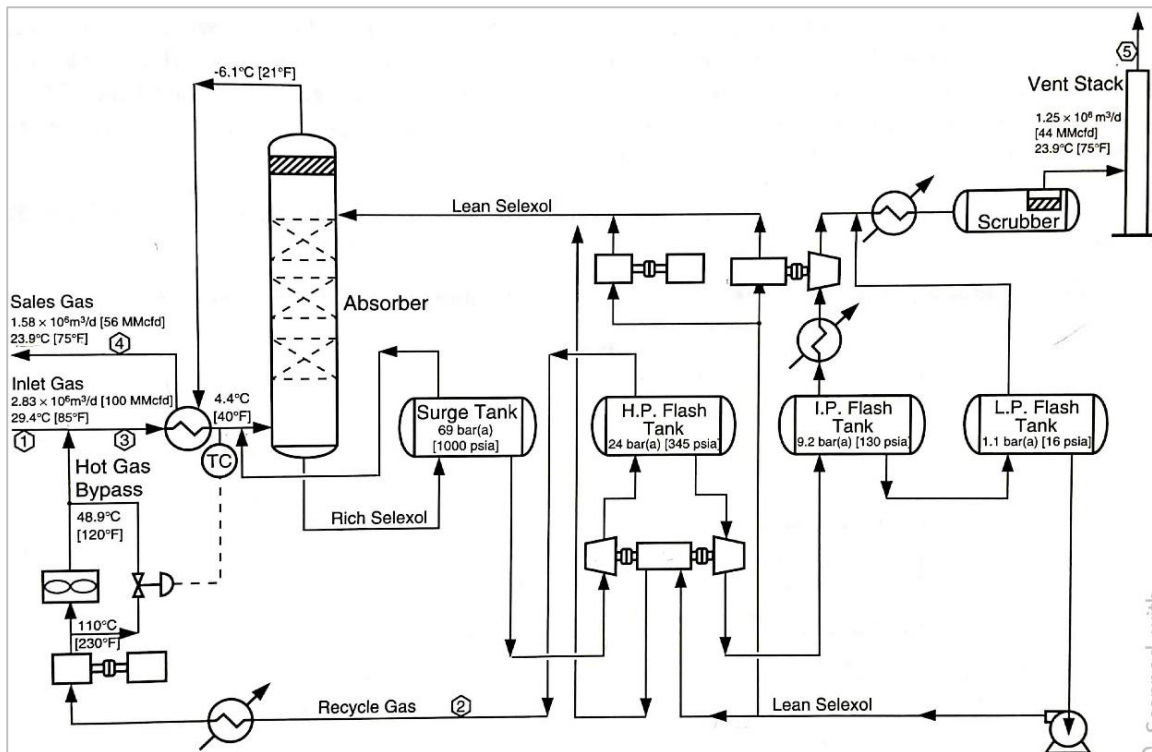
En todo caso, la propuesta en este flujo de proceso aún se encuentra lejos de lo que se puede lograr con aminas (MDEA) considerando que en la planta Oripaya solo se permite quemar hasta un 2% de la producción total que sale del pozo, en este caso unos 117 kscfd de hidrocarburos, y con los resultados obtenidos en la simulación con aminas para el nuevo caudal de gas (figura 18), es posible obtener solo 13.5 kscfd de hidrocarburos en la corriente a tea. En lo sucesivo se propondrán optimizaciones para cerrar esta brecha.

Usando como base el diagrama de flujo propuesto para la planta Pikes Peak en la remoción de dióxido de carbono (Libro Gas Conditioning and Processing Volumen 4 By Dr. Robert N. Maddox y D. John Morgan) mostrado en la figura 14, se logra obtener después de muchos cambios y sensibilidades, la configuración óptima de

equipos, presiones, flujos y temperaturas para tratar el gas de Oripaya. La figura 15 muestra el resultado de este ejercicio.

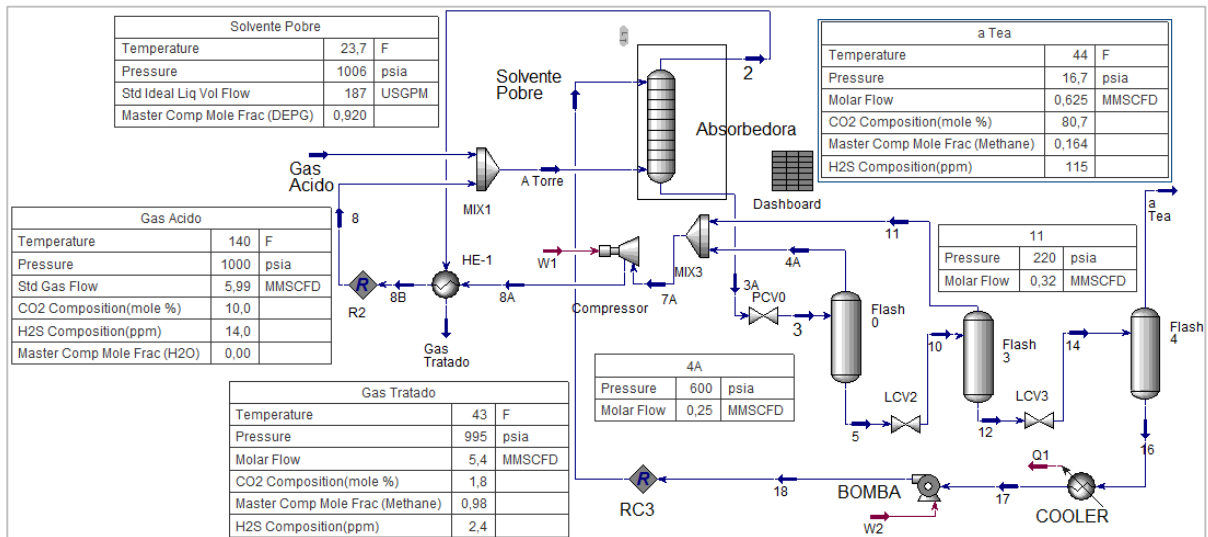
La simulación planteada en la figura 15, demostró que a mayor temperatura en la corriente alimento del gas, mejora la adsorción en la torre, así pues se ubica la corriente de entrada a 140 °F al igual que la recirculación a la descarga del compresor de 80 hp (310 °F) luego del intercambio de calor con la corriente de gas ventas que sale frío de la torre (26 °F).

Figura 14. Planta Pikes Peak para remoción de CO₂.



Fuente: Gas Conditioning and Processing Volumen 4

Figura 15. Simulación usando Selexol – Propuesta autor



Esta propuesta supone que el gas debe entrar deshidratado a la torre, para efectos prácticos este proceso puede ubicarse después de la unidad de deshidratación existente. El requerimiento se debe a que dentro de la torre el gas se enfría a 26 °F lo que provocaría formación de hidratos.

El uso de la deshidratación previa desestima una de las ventajas de la tecnología con Selexol que presume además del endulzamiento, el retiro del vapor de agua de la corriente tratada.

La planta Pikes Pike usa turbo expansores para recuperar la energía en las caídas de presión del solvente, mientras que el caso simulado no. Pikes necesita poco más de 3100 gpm para tratar 100 mmscfd, los requerimientos energéticos deben ser obligatoriamente optimizados. Para efectos de presentar una óptima propuesta económica en el uso de esta tecnología se eliminan estos equipos teniendo en cuenta que para la recirculación de los 187 gpm de solvente solo se necesitan 150 hp. Esta potencia se encuentra disponible en los servicios industriales de Oripaya.

En resumen tenemos un proceso capaz de tratar 5,99 mmscfd con 10% de CO₂ y 14 ppm de H₂S, produciendo 5,4 mmscfd de gas ventas a condiciones RUT, con un subproducto a tea de 625 kscfd de los cuales el 81% es CO₂.

Ahora bien, es posible explorar la idea de usar el gas residual que aun lleva 102 kscfd de metano en otros procesos de la estación. La planta requiere para su operación el uso de gas combustible; actualmente se toma una derivación del gas tratado para el autoconsumo en el generador eléctrico, el horno o calentador de gas en la entrada de la planta, el horno de amina y el horno de glicol. Con el uso de la tecnología Selexol no se necesitarían los hornos de amina y glicol (Sí el de glicol para el caso simulado en la figura 13), pero un estudio de los requerimientos de gas combustible para el generador eléctrico demuestra que no es posible operar el motor de combustión interna con ninguna de las composiciones descritas en las corrientes residuales de las figuras 9, 10, 11 y 13. Su bajo poder calorífico y bajo número de metano hacen inviable la combustión en el motor alternativo. Queda entonces por disponer el gas residual en la tea.

Las regulaciones ambientales vigentes para la planta solo permiten quemar el 2% de la producción del pozo (o pozos en el futuro). Para una producción de 6 mmscfd solo se puede enviar a tea 120 kscfd, así las cosas se tendría que revisar con las autoridades ambientales la posibilidad de instalar cromatógrafos en las corrientes alimento y gas residual para demostrar la composición y volúmenes iniciales y finales de hidrocarburos producidos y a quemar. De ser aceptado esta propuesta de medición la tecnología con solvente físico es aplicable al campo Oripaya.

3.2 MEMBRANAS PERMEABLES.

Las membranas permeables al gas ácido separan selectivamente el CO₂ y el H₂S en el gas natural debido a la configuración espacial de la molécula. Estos filtros son

diseñados sin orificios ni poros, en consecuencia, la separación está gobernado por el principio de disolución de gases y el transporte por difusión a través de la membrana; el CO₂ se propaga a través de la membrana a una velocidad mayor que los gases de hidrocarburos gracias a la diferencia de solubilidades de estos gases en el material polimérico y a la presión parcial del gas ácido que promueve la difusión a través de la membrana; esta permeabilidad está dada por las condiciones de alimentación como lo son la temperatura, presión y las concentraciones en la corriente de alimento, así mismo juega un papel importante la diferencia de presión a través de la membrana, o que tan baja puede ser la presión en el lado ácido del filtro.

El agua en fase líquida, el glicol, los aceites lubricantes y otros líquidos aromáticos pueden afectar las características de la penetración de la membrana; se debe contar entonces, con trampas o dispositivos de prevención para que estos líquidos no sean arrastrados en la corriente de alimento hasta el endulzamiento. El proceso requiere un pretratamiento del gas para, entre otras cosas, prolongar la vida útil de las membranas. Esto se logra implementando filtros coalescentes de alta eficiencia, lechos de protección con adsorbentes a base de carbón activado o unidades de refrigeración mecánica para mejorar los puntos de rocío de hidrocarburos y de agua.

Dentro de las principales ventajas del endulzamiento con membranas se encuentran en primera instancia que no presentan piezas móviles o equipos rotativos y requieren mínima supervisión de los operadores y mantenedores; no requieren suministro de energía eléctrica, agua, adición de químicos, o recirculación o regeneración de ninguna clase. Todo esto hace que la atención del personal O&M sea mínimo, reduciendo costos operativos a lo largo de la vida de la unidad.

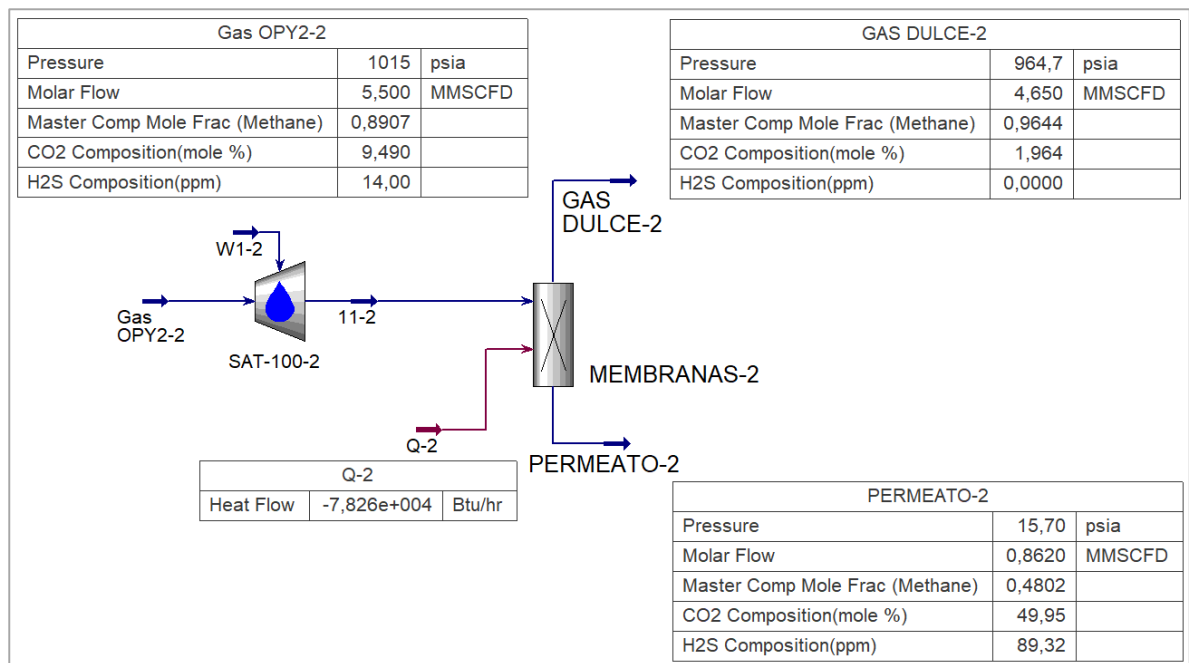
Por otro lado, los módulos membranarios pueden adaptarse o configurarse según los requerimientos de endulzamiento (calidad del gas venta), aumento y disminución de flujos, presión (hasta cierto rango), concentración de entrada o de espacio en la

instalación. Para alargar la vida de las membranas, los proveedores recomiendan incorporar un sistema de pretratamiento del gas que incluye:

- Torre de 2 cámaras para filtración coalescente de alta eficiencia
- Torre con cama de adsorción con carbón activado
- Torre de filtro de pulido o micropartículas

Una vez pre-tratado el gas, se procede a ingresar a los módulos membranarios.

Figura 16. PFD endulzamiento con membranas 1 etapa



Fuente: Ingeniería básica planta de gas Sardinata / Cotización DYP-2380-18 Dyprotec Power SAS

Para el análisis en el caso de Oripaya, se toman las características del gas de alimento descritas en la tabla 2 para un flujo de 5,5 mmscfd a 1000 psig y 120 °F. No es posible realizar la simulación en Hysys y tampoco manipular con autonomía las bases del diseño de proceso para determinar el desempeño de las membranas; las simulaciones conocidas presentan a las membranas con la función “Splitter”; así pues queda a disposición de los proveedores de la tecnología los resultados de las

simulaciones que en todo caso, dependerá de la cantidad de módulos que se añadan al tratamiento impactando el costo de la inversión inicial.

Es posible instalar tantos módulos como sea posible económicamente pero la eficiencia de remoción de gases ácidos tenderá al valor teórico máximo de la membrana que se aplique. En otras palabras, para el caso de la tecnología Xbec podemos determinar la eficiencia del sistema membranario teórico con el siguiente balance de masa obtenido del proveedor que incluye una presión en el lado del gas permeato de 2 psig.

Tabla 6. Balance de materia propuesto por las membranas Xbec.

| Xbec – Balance estimado de materia | | | |
|---|----------|----------|----------|
| | Alimento | Producto | Permeato |
| Flujo (MMSCFD) | 5,5 | 4,65 | 0,85 |
| Porcentaje molar: | | | |
| Nitrógeno | 0,58% | 0,63% | 0,32% |
| Dióxido de Carbono | 9,49% | 2,00% | 50,68% |
| Metano | 89,07% | 96,44% | 48,56% |
| Etano | 0,59% | 0,64% | 0,31% |
| Propano | 0,15% | 0,16% | 0,08% |
| Butanos | 0,07% | 0,08% | 0,04% |
| Pentanos | 0,03% | 0,03% | 0,01% |
| Hexanos | 0,02% | 0,02% | 0,01% |

Fuente: Cotización DYP-2380-18 Dyprotec Power SAS

De la tabla 6 se puede determinar que la eficiencia teórica de las membranas es del 84.5% (4,65 / 5,5), sin embargo en la práctica es difícil tener 2 psig en el lado ácido, la presión del sistema de alivio en la planta puede superar este valor. Surge un gran inconveniente al aplicar esta tecnología en el campo Oripaya y es el porcentaje de metano en la corriente de gas permeato o residual. De esos 880 kscfd, unos 427 kscfd (48,5%) son de metano y aún falta contar los hidrocarburos más pesados en esta corriente. El plan de manejo ambiental del campo y las regulaciones nacionales

no permiten quemar en tea más del 2% de la producción total que sale de los pozos, luego si se quiere tratar 5,5 mmscfd solo es posible enviar a tea 110 kscfd.

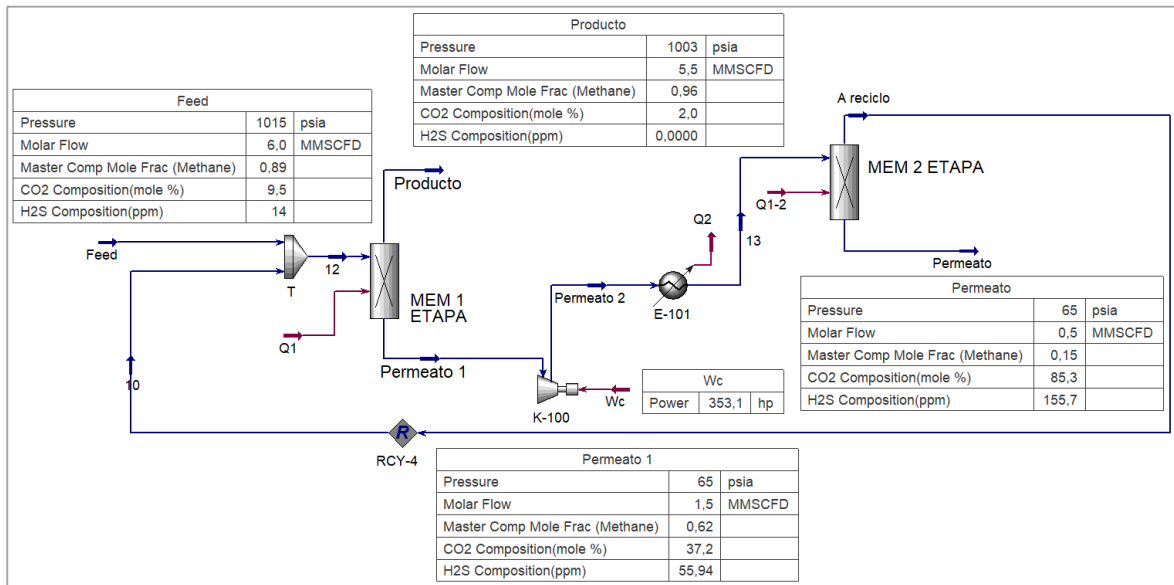
Es posible, y casi una obligación, usar la corriente residual en el sistema de gas combustible de la planta. El consumo actual incluyendo el calentador de gas, el calentador de amina, el calentador de glicol y el generador de energía eléctrica es de aproximadamente 140 kscfd con un porcentaje molar de metano en 96%. Con una mezcla casi 50/50 de metano y CO₂ el consumo volumétrico de combustible puede duplicarse en el calentador de gas y el horno de glicol, no es posible usar esta mezcla en el generador eléctrico como ya se explicó en el numeral 3.1 y no aplicaría consumo en el horno de amina. Incluso si se consumiera el doble de lo actual (280 kscfd) teniendo en cuenta el bajo poder calorífico de la mezcla, este flujo apenas representa la tercera parte del residual producido en las membranas. Las otras dos terceras partes, unos 600 kscfd, deben enviarse a tea con la premisa que casi la mitad de ese flujo son hidrocarburos.

En esta instancia la situación hace inviable aplicar la tecnología en Oripaya, pero existe una configuración que puede mejorar en gran medida la cantidad de gas residual, entendiendo esta mejora como reducir el porcentaje de gases hidrocarburos en la corriente residual.

Todo el análisis anterior se deriva del uso de una sola etapa en el filtrado de la corriente alimento; ahora bien como ya se había comentado en el numeral 2.5, la tecnología permite gran flexibilidad para ajustar el sistema membranario a las condiciones de proceso requeridas.

No se cuenta en los campos operados por Ecopetrol S.A., pero es bien conocido disponer dos sistemas membranarios en serie con compresor intermedio para reducir las pérdidas de metano en la corriente a tea, como es el caso de la siguiente propuesta presentada para endulzar el gas en otra planta (Sardinata) durante el sondeo de mercado para esta tecnología (Figura 17)

Figura 17. PFD endulzamiento con 2 etapas de membranas



Fuente: Ingeniería básica planta de gas Sardinata / Cotización DYP-2309-16 Dyprotec Power SAS

La disposición de dos etapas tiene el objetivo de reducir la cantidad de hidrocarburos en la corriente permeato, esto se logra acoplando dos patines de membranas y un compresor inter-etapas.

La primera etapa cursa exactamente como se describió en la figura 16, la corriente de gas permeato es ahora tomada por la succión de un compresor que eleva la presión de 50 a 1007 psig para ingresarlo a la segunda etapa de membranas previo enfriamiento de la corriente producto de la compresión, se estima para efectos de la simulación 120 °F en este punto; el gas tratado luego de la segunda sección es direccionado a la entrada de la primera etapa donde se mezcla con la corriente alimento.

La figura 17 expresa con detalle la intención de este montaje que busca optimizar el proceso en términos de pérdidas con la corriente desechada. Se adiciona un compresor de gas ácido de aproximadamente 420 hp, 3 etapas y rating 600# en la descarga, lo que complica la propuesta con membranas perdiendo un poco la promesa de sencillez o simplicidad en su operación y mantenimiento.

Nuevamente se debe anotar que no es posible simular en Hysys lo que sucede al interior de cada paquete membranario, sin embargo se cuenta con el balance molar que estima el proveedor contactado se esperaría de esta configuración.

Tabla 7. Balance de materia propuesto por las membranas Xbec - 2 etapas.

| Xbec - Balance estimado de materia: 2 etapas de membranas | | | | | |
|--|----------|------------|------------|----------|----------|
| | Alimento | Permeato 1 | Permeato 2 | Producto | Permeato |
| Flujo (MMSCFD) | 6,0 | 1,5 | 1,5 | 5,5 | 0,5 |
| Presión (psig) | 1.000 | 50 | 1.007 | 988 | 2 |
| Porcentaje Molar: | | | | | |
| Nitrógeno | 0,58% | 0,41% | 0,41% | 0,63% | 0,10% |
| Dióxido de Carbono | 9,49% | 36,36% | 36,36% | 2,00% | 84,85% |
| Metano | 89,08% | 63,22% | 63,22% | 96,44% | 15,05% |
| Etano | 0,58% | 0,01% | 0,01% | 0,64% | 0,00% |
| Propano | 0,15% | 0,00% | 0,00% | 0,16% | 0,00% |
| Butanos | 0,07% | 0,00% | 0,00% | 0,08% | 0,00% |
| Pentanos | 0,03% | 0,00% | 0,00% | 0,03% | 0,00% |
| Hexanos | 0,02% | 0,00% | 0,00% | 0,02% | 0,00% |

Fuente: Cotización DYP-2309-16 Dyprotec Power SAS

El compresor inter-etapas va a manejar una mezcla con 36% de CO₂ molar, esto requiere que su selección tenga en cuenta temas metalúrgicos especiales considerando que no se ha tratado el gas para el retiro del agua en fase vapor.

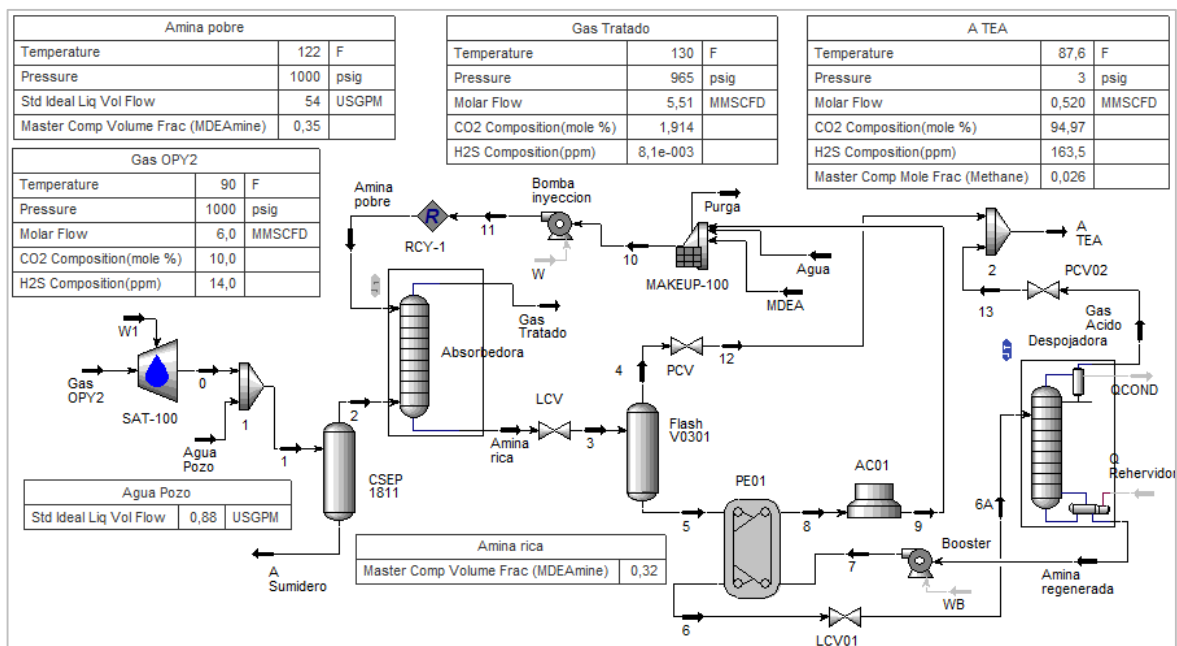
De la tabla 7 se infiere que solo 75 kscfd, el 15% molar del total de la corriente residual, es gas metano que iría a tea. Esta situación coloca a la tecnología con membranas dispuestas en dos etapas, como una gran opción para el endulzamiento en la planta de gas Oripaya. Esto es solo en términos de proceso y resultados técnicos, pero la inversión requerida para lograrlo puede superar el triple de los costos con una sola etapa; en esta configuración tenemos además un paquete adicional de membranas y un compresor de al menos 3 etapas y mínimo 1,5 mmscfd de capacidad. En el capítulo 4 se detallará lo concerniente.

3.3 SOLVENTES QUÍMICOS.

Para analizar el desempeño de esta tecnología, es seleccionada como solvente la amina terciaria MDEA dado su reconocido comportamiento en la planta Oripaya producto de análisis, pruebas, muestreos y recomendaciones a lo largo de 4 años en uso dentro de las operaciones de la planta. Adicional a lo descrito en el numeral 2.2.1, una de varias ventajas probadas en campo, se destaca su alta capacidad de carga ácida, su selectividad al H₂S y un moderado calor de reacción. Para analizar el desempeño de la tecnología de endulzamiento con aminas, en este caso MDEA, se construye el diagrama de flujo en Hysys similar al mostrado en la figura 4, con las siguientes consideraciones:

- Flujo de gas a tratar: 6 mmscfd
- Presión gas alimento: 1000 psig
- Temperatura gas alimento: 90 °F
- Composición gas alimento: Ver tabla 2

Figura 18. Simulación con MDEA



De acuerdo al resultado del estudio realizado en el numeral 1.3, la simulación se ejecutará usando solución de amina con 35% de MDEA y 65% de agua (fracción volumétrica). La figura 18 muestra el inicio del proceso con la saturación de la corriente de gas alimento con 6 mmscfd de acuerdo a la cromatografía actualizada, adicionalmente se mezcla con la producción diaria de agua libre tasada en 30 bwpd antes de entrar al separador descrito en la figura 3, lo anterior para representar exactamente las etapas iniciales del proceso.

Luego de que el gas sale del CSEP1811 (Figura 3), entra a la columna adsorbadora donde contacta la solución de amina en las proporciones anteriormente descrita; para efectos de la simulación la torre fue estimada con 10 etapas, 1,5 ft de diámetro y empacada, en las sensibilidades no se notó ganancia sustancial al variar estos parámetros. Con la salida del gas de la torre de absorción termina el tratamiento interés, el resultado es una corriente de 5,51 mmscfd con 1,91% de CO₂ molar, casi nada de H₂S y saturada en agua pero lista para ingresar a deshidratación en la unidad existente con capacidad de hasta 10 mmscfd (capacidad calculada para 6 LbH₂O/mmscfd en ventas).

Por otro lado, la regeneración de la MDEA inicia con la expansión de la solución rica en el tanque flash V0301 a 90 psig controlados por una válvula de control de presión que envía al alivio casi 30 kscfd con 50% de CO₂ y 45% de CH₄. La fase líquida pasa luego por un intercambiador de calor que precalienta la solución rica antes de entrar a la cima de la torre despojadora en donde el rehervidor coloca el fondo en 260 °F; la amina regenerada a alta temperatura pasa entonces por el intercambiador amina rica - amina pobre y luego por un aerofriador para después ser inyectada nuevamente a la cima de la torre de absorción. El despojo que sale después del condensador de cima se une con la corriente del tanque flash para totalizar 520 kscfd con 95% de CO₂, 163 ppm de H₂S y un envidiablemente reducido 2,6% de metano (molar), posicionando la tecnología de endulzamiento con aminas como la mejor solución en términos de eficiencia de absorción y pérdida de hidrocarburos en comparación con membranas y solvente físico.

Este proceso es más intensivo en energía que las otras dos tecnologías analizadas en este capítulo, pero si se observa detenidamente la diferencia es más bien moderada comparada con los beneficios de la aplicación al campo Oripaya. Para que la tecnología con membranas pudiera ser viable necesitó un compresor inter-etapas entre paquetes membranarios para manejar 1,5 mmscfd de gas ácido con delta de presión 960 psi, esta configuración saca a la tecnología de su posición con menos requerimientos energéticos y baja complejidad operativa.

Así mismo, en el caso más eficiente planteado para la tecnología con Selexol (figura 15) se encuentran equipos de bombeo y refrigeración para 187 gpm de solvente y un compresor de al menos 0,6 mmscfd con delta de presión 800 psi.

Tabla 8. Análisis de resultados de las simulaciones

| Resumen de las simulaciones | | | | | | | | |
|--|----------------|---------------------|------------------|-------------------|----------------|-----------------------------|---------------------|--------------------------------------|
| Tecnología | Carga (mmscfd) | %CO2 molar alimento | PPM H2S alimento | %CO2 molar ventas | PPM H2S ventas | Gas total residual (mmscfd) | %CH4 molar residual | Metano en corriente residual (kscfd) |
| Solvente físico - Selexol (Kent Arnold) | 5,889 | 10 | 14 | 3,32 | 5,33 | 0,914 | 51,4 | 469,8 |
| Solvente físico - Selexol (Kent Arnold) Ajuste 3 | 5,889 | 10 | 14 | 1,97 | 2,18 | 0,701 | 27,7 | 194,2 |
| Solvente físico - Selexol (Propuesta Autor) | 5,990 | 10 | 14 | 1,80 | 2,40 | 0,625 | 16,4 | 102,5 |
| Membranas 1 etapa | 5,500 | 9,49 | - | 2,00 | - | 0,880 | 48,5 | 426,8 |
| Membranas 2 etapas | 6,000 | 9,49 | - | 2,00 | - | 0,500 | 15,1 | 75,3 |
| Solvente químico - MDEA | 6,000 | 10 | 14 | 1,91 | 0,0081 | 0,520 | 2,6 | 13,5 |

4 ANÁLISIS FINANCIERO DE LAS TECNOLOGÍAS ANALIZADAS

En este capítulo se analizarán las inversiones requeridas para los diseños, ingeniería, compra, instalación y arranque de las unidades de endulzamiento para cada tecnología analizada en el capítulo 3. Se realizó análisis de mercado con diferentes proveedores especializados en tratamiento de gas para las condiciones y requerimientos en la planta Oripaya, es decir, las propuestas técnicas y económicas recibidas obedecen a sistemas exclusivos para tratamiento del gas del campo. Las empresas consultadas cuentan con amplia experiencia en el suministro de unidades para el tratamiento con aminas, al menos uno está especializado en proveer membranas permeables y es representante en Colombia de una marca reconocida. Solo un proveedor tenía la capacidad técnica, aunque muy poca experiencia, de presentar una propuesta para el tratamiento con solvente físico.

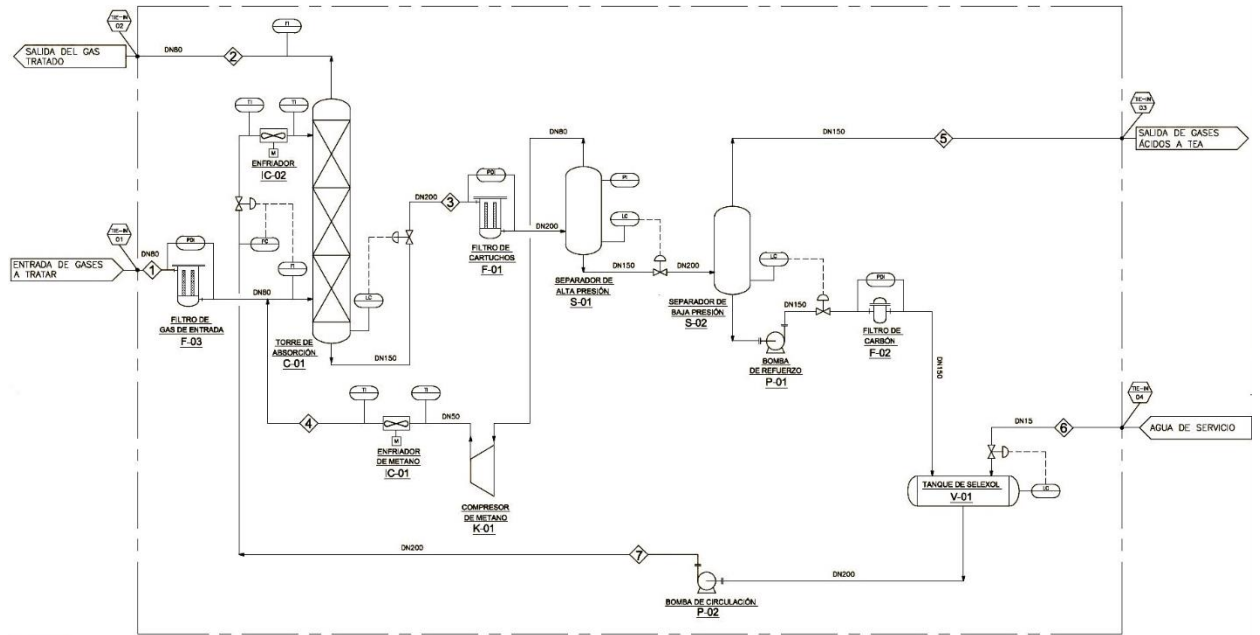
4.1 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO CON SOLVENTE FISICO.

El proponente de esta tecnología oferta un sistema para el tratamiento muy parecido al mostrado en la figura 10 que fue tomado de Kent Arnold pero con algunas variantes: como el número de etapas de expansión del solvente, el punto de mezcla de la recirculación del gas flash y la adición de un tanque de succión para la bomba principal que funciona a su vez como reposición del solvente. Con esta oferta y su balance de masa no es posible operar en Oripaya dadas las limitantes ambientales en términos de volúmenes de gas a quemar. Para continuar con el ejercicio se considerará el resultado propuesto en la simulación de la figura 15 dado que es posible con estas facilidades optimizar el proceso para llevarlo a los parámetros de tal configuración.

Este proceso implica recirculación del gas flash que sale de la primera etapa de expansión del solvente y disposición en tea del gas restante que se desprende de

la segunda etapa; considera además filtros para las partículas de carbón que lleva el gas y filtros coalescentes para el solvente luego del contacto.

Figura 19. Diagrama de flujo de procesos ofertado con solvente físico



Fuente: Cotización NH091700 Intecha.

Tabla 9. Parámetros entrada / salida tenidos en cuenta para la oferta

| | Corriente | | | | | | |
|--------------------------------|-----------|------|--------|------|------|-----|--------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| Flujo de gas (mmscfd) | 6 | 5 | - | 1,1 | 1 | - | - |
| Flujo de líquido (lb/hr) | - | - | 200000 | - | - | 35 | 194000 |
| Temperatura (°F) | 100 | 97 | 98 | 100 | 95 | 95 | 102 |
| Presión (psig) | 1000 | 986 | 333 | 1000 | 10 | 30 | 1030 |
| Composición | | | | | | | |
| Dióxido de Carbono (% mol) | <9,5 | <1,9 | 6,5 | 14,3 | 50,8 | - | 1,8 |
| Sulfuro de Hidrogeno (ppm mol) | 20 | <4,0 | 24,9 | 10,9 | 100 | - | 24,8 |
| Metano (% mol) | 89,2 | 97,2 | 10,6 | 83,9 | 44,2 | - | 0,1 |
| Selexol (% mol) | - | - | 47,3 | 0 | 0 | - | 56,2 |
| Agua (% mol) | - | 0,1 | 34,9 | 0,2 | 1,5 | 100 | 41,5 |

Fuente: Cotización NH091700 Intecha.

En el diagrama de la figura 19 se observa que se enfría el solvente antes de entrar a la torre pero después de la bomba de alta presión, lo que supone un equipo de enfriamiento bastante robusto (mínimo rating #600) al menos en el lado del producto aunque con un duty muy bajo dado que la absorción se hace casi a la misma temperatura de entrada del gas (100 °F).

Se demostró en el estudio del numeral 3.1 que los procesos de absorción con Selexol mejoran considerablemente si se realiza el contacto con el solvente a baja temperatura (<30 °F), lo que supone una propuesta poco eficiente en términos de remoción de gases ácidos y pérdida de hidrocarburos. Esto queda demostrado al revisar el balance de masa en donde se desperdician 1 mmscfd con 44,2% molar de metano, muy por encima de los resultados obtenidos en la simulación de la figura 15 con 625 kscfd de los cuales solo 102 kscfd son metano.

Las características del gas tratado es el siguiente:

Tabla 10. Parámetros entrada / salida tenidos en cuenta para la oferta

| | Entrada | Salida |
|--------------------------------|---------|--------|
| Flujo de gas natural (mmscfd) | 6 | 5 |
| Presión de trabajo (psig) | 1000 | 985 |
| Temperatura de trabajo (°F) | 100 | 100 |
| Metano (% mol) | 89,23 | 97,42 |
| Dióxido de Carbono (% mol) | 9,44 | <1,9 |
| Sulfuro de Hidrogeno (ppm mol) | 20 | <4 |
| Agua (% mol) | 0 | 0,12 |
| Nitrógeno (% mol) | 0,55 | 0,68 |
| Etano (% mol) | 0,6 | 0,41 |

Fuente: Cotización NH091700 Intecha.

Las 2 etapas de expansión están tasadas en 333 psig y 10 psig, la primera desprende 1,1 mmscfd los cuales son recirculados. Sin duda el uso de un compresor para recirculación del gas aun rico en metano es importante, optimiza en gran medida el proceso como se concluyó con la simulación mostrada en la figura 15;

además la mezcla la hacen con la corriente de entrada a la torre y no independiente a cierta altura de plato como propone el proceso de la figura 10. Pese a esto, se requieren de varias sensibilidades para determinar una presión óptima de expansión en la que se maximice la eficiencia global del proceso.

La oferta además incluye el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle, el suministro de todos los equipos, la asistencia técnica para la puesta en marcha, el entrenamiento del personal operativo y de mantenimiento.

Lo siguiente son generalidades del dimensionamiento de los equipos ofertados:

- Torre de absorción C-01: volumen 16.76 m³, dimensiones [mm]: Ø1060 x h 19000, temperatura de diseño: 40 °C, presión de diseño: 72 barg.
- Tanque de Selexol V-01: volumen: 11 m³, dimensiones [mm]: Ø 1670 x L 5000 (tanque horizontal), temperatura de diseño: 45 °C, presión de diseño: 4 barg.
- Compresor de metano K-01: ΔP 46 bar, capacidad: 1262 m³/h, consumo eléctrico: 100 kW.
- Bomba de refuerzo P-01: ΔP 3 bar, capacidad: 86 m³/h, consumo eléctrico: 30 kW.
- Bomba de circulación P-02: ΔP 70 bar, capacidad: 86 m³/h, consumo eléctrico: 350 kW.
- Enfriador de metano IC-01: potencia térmica: 80 kW, dimensiones [mm]: L 2438 x W 1829, consumo eléctrico: 20 kW.
- Enfriador IC-02: Potencia térmica: 210 kW, dimensiones [mm]: L 10973 x W 3658, consumo eléctrico: 30 kW.
- Separador de alta presión S-01: volumen 12.5 m³, dimensiones [mm]: Ø 1524 x H 6860 (Separador vertical), temperatura de diseño: 45 °C, presión de diseño: 23 barg.

- Separador de baja presión S-02: volumen: 12 m³, dimensiones [mm]: Ø 1524 x H 6584 (Separador vertical), temperatura de diseño: 45 °C, presión de diseño: 0.7 barg.
- Filtro de cartuchos F-01: capacidad: 92 m³/h, dimensiones [mm]: Ø 558 x H 2500.
- Filtro de carbono F-02: capacidad: 86 m³/h, dimensiones [mm]: Ø 2700 x H 9000.
- Filtro de gases de entrada F-03: capacidad: 105 m³/h, dimensiones [mm]: Ø 324 x H 3100.
- Sistema de control PLC.

El precio de la unidad es de 7.396.000 dólares puesta en puerto Europeo, a esto se debe sumar costos de transporte marítimo (80 mil dólares), tasas portuarias (1%), impuestos importación (19%), transporte terrestres (40 mil dólares), construcción de obras civiles, mecánica, tubería, eléctrica e instrumentación (600 mil dólares), precomisionamiento, comisionamiento, arranque, estabilización de la operación (80 mil dólares), gestoría y aseguramiento técnico (50 mil dólares), repuestos y fluidos para el arranque (20 mil dólares), consumibles (10 mil dólares) y algunos imprevistos (2%).

Se realiza evaluación financiera a la luz del valor presente neto (VPN) teniendo en cuenta las ventas con la nueva producción, las pérdidas del gas residual producto de la eficiencia del proceso, costo de la construcción, instalación y el arranque, los costos asociados a mantenimientos, consumibles y suministros en la etapa operativa. Se considera unitariamente los costos de operación para todas las evaluaciones (Selexol, membranas y amina) teniendo en cuenta que el musculo operativo no cambiará así como las regalías y demás deducciones proporcionales al volumen de ingresos.

En la tabla 11 se muestra el detalle de las inversiones, los costos estimados de mantenimiento, perdidas y disposición final del equipo. Se construye el flujo de caja

para 20 años de operación; aunque el límite económico del campo es de 26 años, se estima que la nueva unidad tiene una vida útil de 2 décadas. En principio se observa un VPN modesto aunque la inversión inicial se recupera al final del primer año operativo, esto se puede explicar dada la tasa de oportunidad con la que se evalúan los proyectos en Ecopetrol.

Las pérdidas de gas residual debido a la eficiencia del proceso suponen 226 mil dólares al año al precio estimado de venta; el flujo volumétrico fue tomado de la simulación mostrada en la figura 15, esto es 102 kscfd de metano a tea. La oferta recibida por el proponente de la tecnología muestra en su simulación 442 kscfd de hidrocarburo en desperdicio.

Se estimó costo de mantenimiento mecánico, eléctrico e instrumentación de acuerdo al volumen de equipos implicados en la nueva unidad y teniendo en cuenta los (costos) requeridos para el sistema actual (amina) en Oripaya. Se estimaron además: 4 canecas de 55 galones cada una para la reposición anual del solvente; 4 días al año para realizar tareas de mantenimiento preventivo y 2 días al año de paradas imprevistas por fallas o eventos no programados, todas estas situaciones tasadas al valor de un día de producción en venta con 5 mmscfd (30,6 KUSD).

En resumen tenemos una inversión inicial de 9,7 MUSD para la compra, instalación y puesta en operación de la unidad de endulzamiento, con un flujo de caja positivo similar en magnitud por los siguientes 20 años. Aunque los ingresos brutos estimados deben cubrir los costos operativos, regalías, intereses, impuestos, deducciones y amortizaciones del resto de la planta de gas, el ejercicio plantea unitariamente la evaluación para las inversiones de únicamente la unidad de endulzamiento. En la tabla 11 se observan los resultados descritos.

Tabla 11. Estimación VPN del proyecto con unidad Selexol

| Tasa de oportunidad: 15% EA Inversiones en KUSD | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|
| ESTIMACION FINANCIERA CON PROYECTO: UNIDAD CON SELEXOL | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Capex, Opex e Ingresos con Proyecto | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 | 2032 | 2033 | 2034 | 2035 | 2036 | 2037 | 2038 | 2039 | 2040 |
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| Ingeniería básica | -148 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Ingeniería detallada | -222 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Compra unidad Selexol | -6.952 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Transporte marítimo | -80 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Tasas portuarias | -70 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Impuestos importación | -1.321 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Transporte terrestre | -40 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Construcción y montajes | -600 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Pre, co y arranque | -74 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Aseguramiento técnico | -50 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Consumibles en arranque | -30 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Imprevistos (2%) | -139 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Costos mantenimiento (mecánico, eléctrico, instrumentación) | -244 | -256 | -269 | -282 | -297 | -311 | -327 | -343 | -360 | -379 | -397 | -417 | -438 | -460 | -483 | -507 | -533 | -559 | -587 | -617 | |
| Reposición Selexol | -14 | -14 | -15 | -16 | -17 | -18 | -18 | -19 | -20 | -21 | -22 | -23 | -25 | -26 | -27 | -29 | -30 | -31 | -33 | -35 | |
| Consumibles (lubricantes, elementos filtrantes, repuestos) | -65 | -68 | -72 | -75 | -79 | -83 | -87 | -92 | -96 | -101 | -106 | -111 | -117 | -123 | -129 | -135 | -142 | -149 | -157 | -165 | |
| Perdidas de producción por parada de planta programada | -122 | -129 | -135 | -142 | -149 | -156 | -164 | -172 | -181 | -190 | -199 | -209 | -220 | -231 | -242 | -254 | -267 | -281 | -295 | -309 | |
| Perdidas de producción por fallas o paradas no programadas | | | -61 | -92 | -122 | -153 | -184 | -184 | -184 | -184 | -184 | -184 | -184 | -184 | -184 | -214 | -214 | -214 | -245 | -245 | |
| Perdidas de gas residual a tea | -226 | -226 | -225 | -225 | -224 | -223 | -223 | -223 | -223 | -223 | -223 | -223 | -223 | -223 | -223 | -222 | -222 | -222 | -221 | -221 | |
| Desmantelamiento y abandono | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | -800 | |
| Produccion - venta de gas | 11.047 | 11.047 | 10.985 | 10.955 | 10.924 | 10.894 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.863 | 10.832 | 10.832 | 10.832 | 10.802 | 10.802 | |
| Flujo bruto: Inversión + Opex + Perdidas de producción + Abandono | -9.725 | 10.375 | 10.353 | 10.208 | 10.123 | 10.037 | 9.949 | 9.860 | 9.830 | 9.799 | 9.766 | 9.731 | 9.695 | 9.657 | 9.617 | 9.575 | 9.470 | 9.424 | 9.376 | 9.264 | 8.410 |
| VPN del proyecto | \$ 52.854 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

4.2 UNIDAD CON 2 ETAPAS DE MEMBRANAS.

En la investigación de mercado realizada se solicita y se recibe una propuesta que satisface los requerimientos de proceso planteados en la figura 17 del capítulo 3.2. El proponente de esta tecnología presenta entonces un sistema de endulzamiento membranario con 2 etapas que consiste de las siguientes facilidades:

Patín de pretratamiento y primera etapa de membranas compuesto por:

- 16 tubos de primera etapa.
- Filtro coalescente de 2 cámaras de 18" O.D. x 8'-3" SM/SM.
- Lecho de carbón activado de 30" O.D. x 9' SM/SM.
- Calentador eléctrico de 80 kW.
- Recipiente filtro de polichado de 18" O.D. x 8'-3" SM/SM.
- Sección de membranas con 16 tubos capaz de alojar un total de 80. módulos de membranas Xebec.

Un nuevo patín de pretratamiento y segunda etapa de membranas compuesto por:

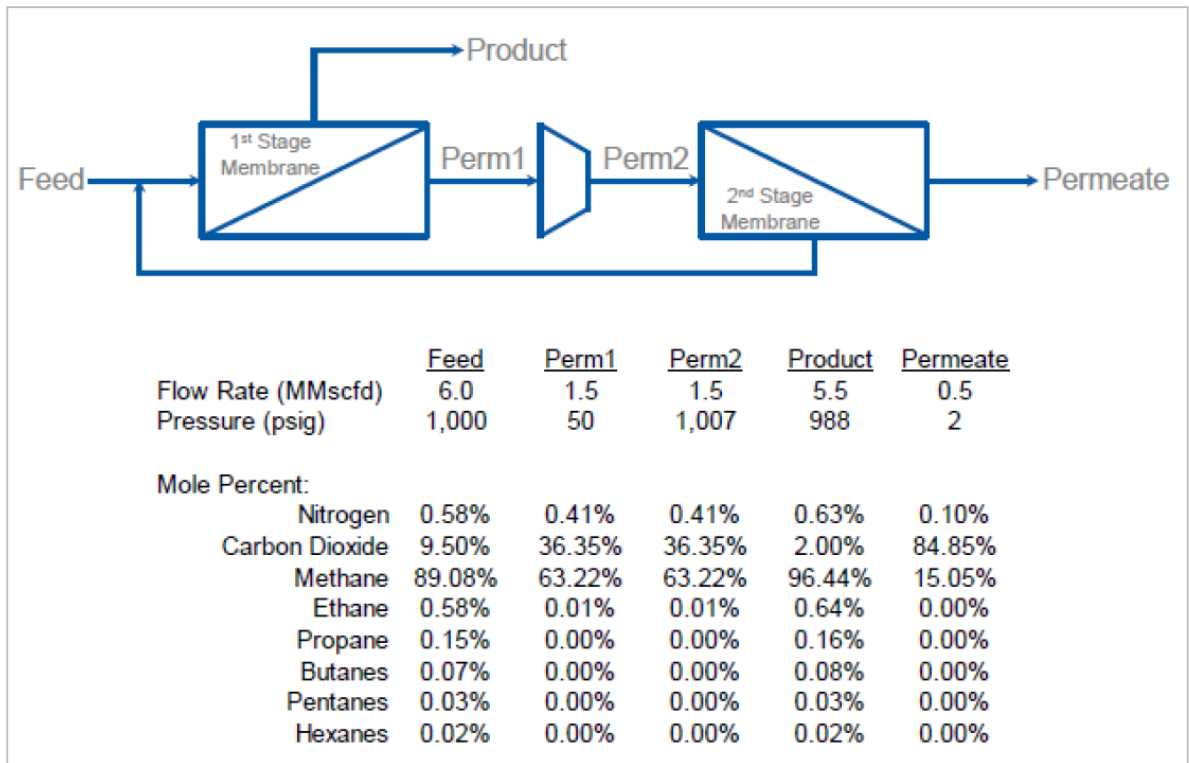
- tubos de segunda etapa.
- Filtro coalescente doble cámara de 8"O.D. x 8'-3 "SM/SM.
- Lecho de carbón activado de 18" O.D. x 9' SM/SM.
- Calentador eléctrico de 30 kW.
- Recipiente filtro de polichado de 8" O.D. x 8'-3" SM/SM.
- Sección de membranas de 2 tubos capaz de alojar un total de 10 módulos de membranas Xebec.

Paquete de compresión inter-etapas para recirculación de gas permeato: motor de gas Caterpillar 3406TA, 325 HP @1800 rpm, compresor reciprocante Ariel JGJ2, con aerofriador, panel de control Murphy, scrubbers de succión e inter-etapas, reductores de pulsaciones, válvulas y tubería al interior del skid.

Panel de control con PLC Allen Bradley Compact Logix & Panelview 1000 o terminal de pantalla táctil con todo el cableado de instrumentación a borde de patín.

Los equipos descritos se dispondrán como se muestra en la figura 20; el objetivo de esta configuración es tratar el gas permeato de la primera etapa de manera que se aproveche al máximo los hidrocarburos contenidos en esta corriente pasando nuevamente por un tren de membranas, para esto se requiere elevar la presión con el equipo dispuesto en medio de ambas etapas para que el proceso se lleve a cabo con las condiciones descritas en el capítulo 2.5 en relación a las diferencias de presión requeridas entre los lados de alta y baja que promueven la difusión, por otro lado es necesario para que la corriente tratada ingrese al inicio del proceso.

Figura 20. Diagrama de flujo y balance de masa del proceso propuesto



Fuente: Cotización DYP-2309-16 Dyprotec Power SAS

Ahora bien, el suministro de todo el sistema de tratamiento es cotizado en 3,63 MUSD más 1,5 MUSD para incluir el desarrollo de la ingeniería detallada y el montaje en campo o armado de los patines ya que estos llegaría desarmados, los precios son sin IVA. En esta ocasión el costo de la compra incluye: el transporte hasta la planta de gas Oripaya, las cargas iniciales de los elementos filtrantes (coalescentes, polichado, carbón activado), asistencia en puesta en marcha, impuestos locales, interconexión de los patines (primera etapa, compresor, segunda etapa) y el suministro e instalación de la instrumentación de interconexión entre los patines nuevos.

Se debe tener en cuenta para el flujo de caja: pérdidas del gas residual producto de la eficiencia del proceso, costo de la construcción fuera de los patines (empalmes, acometidas, servicios industriales, drenajes, etc), precomisionamiento, comisionamiento y arranque, costos asociados al mantenimiento, consumibles y suministros en la etapa operativa. Una vez más se estima vida útil en 20 años para el sistema que incorpora un compresor de gas ácido

Tabla 12. Estimación VPN del proyecto con unidad Xebec Dual

| Tasa de oportunidad: 15% EA | | Inversiones en KUSD | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|------------------|---------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| ESTIMACION FINANCIERA CON PROYECTO: UNIDAD CON 2 ETAPAS DE MEMBRANA | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Capex, Opex e Ingresos con Proyecto | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 | 2032 | 2033 | 2034 | 2035 | 2036 | 2037 | 2038 | 2039 | 2040 |
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| Ingeniería detallada | -357 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Compra unidad Dual Xbec | -3.407 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Compra unidad compresora | -926 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Ensamble y montaje skids | -1.428 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Construcción conexiones | -200 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Pre, co y arranque | -36 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Aseguramiento técnico | -50 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Consumibles en arranque | -17 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Imprevistos (2%) | -87 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Costos mantenimiento (mecánico, eléctrico, instrumentación) | -178 | -187 | -197 | -206 | -217 | -228 | -239 | -251 | -263 | -277 | -290 | -305 | -320 | -336 | -353 | -371 | -389 | -409 | -429 | -451 | |
| Reposición membranas Xebec | -37 | -38 | -40 | -42 | -44 | -47 | -49 | -51 | -54 | -57 | -60 | -63 | -66 | -69 | -72 | -76 | -80 | -84 | -88 | -92 | |
| Consumibles (elementos filtrantes, repuestos) | -51 | -54 | -57 | -60 | -63 | -66 | -69 | -72 | -76 | -80 | -84 | -88 | -92 | -97 | -102 | -107 | -112 | -118 | -124 | -130 | |
| Perdidas de producción por parada de planta programada | -61 | -63 | -65 | -67 | -69 | -71 | -73 | -75 | -78 | -80 | -82 | -85 | -87 | -90 | -93 | -95 | -98 | -101 | -104 | -107 | |
| Perdidas de producción por fallas o paradas no programadas | | | | | | | | | | -122 | -122 | -122 | -122 | -122 | -122 | -153 | -153 | -153 | -153 | -153 | -184 |
| Perdidas de gas residual a tea | -164 | -164 | -164 | -164 | -164 | -164 | -164 | -164 | -164 | -164 | -163 | -163 | -163 | -163 | -163 | -162 | -162 | -162 | -162 | -162 | -162 |
| Desmantelamiento y abandono | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | -429 |
| Produccion - venta de gas | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.219 | 12.084 | 12.084 | 12.084 | 12.084 | 12.084 | 12.050 | 12.050 | 12.050 | 12.050 | 12.050 | 12.017 |
| Flujo bruto: Inversión + Opex + Perdidas de producción + Abandono | -6.508 | 11.727 | 11.712 | 11.696 | 11.679 | 11.662 | 11.643 | 11.624 | 11.604 | 11.583 | 11.306 | 11.283 | 11.259 | 11.233 | 11.207 | 11.115 | 11.086 | 11.056 | 11.024 | 10.990 | 10.463 |
| VPN del proyecto | \$ 65.814 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

En la tabla 12 se aprecia el detalle de las inversiones durante el primer periodo o año cero, además de los costos estimados de mantenimiento, reposición de membranas, consumibles, pérdidas de producción y disposición final del equipo a lo largo de la vida del proyecto tasado igualmente en 20 años.

El resultado es un VPN más llamativo en la escala financiera de los proyectos de la empresa; la inversión inicial se recupera transcurrida la mitad del primer año operativo. Las pérdidas de gas residual debido a la eficiencia del proceso suponen 164 mil dólares al año al precio estimado de venta; el flujo volumétrico fue tomado de la simulación mostrada en la figura 17, esto es 75 kscfd de metano a tea.

Se estimó costo de mantenimiento mecánico, eléctrico e instrumentación de acuerdo al volumen de equipos implicados en la nueva unidad que integra un compresor de 325 hp, para esto se consideró los costos en las unidades de membrana y compresores de la planta de gas Sardinata.

De manera conservativa se estimaron además: reposición completa anual de los cartuchos membranarios; 2 días al año para realizar tareas de mantenimiento preventivo y 4 días al año de paradas imprevistas por fallas o eventos no programados a partir del año 10, todas estas situaciones tasadas al valor de un día de producción en venta con 5.5 mmscfd (33,6 KUSD).

En resumen tenemos una inversión inicial de 6,5 MUSD para la compra, instalación y puesta en operación de la unidad de endulzamiento con 2 etapas de membranas y compresor intermedio para un flujo de caja positivo similar en magnitud por los siguientes 20 años dada la alta proporción de los ingresos en comparación con los gastos. Los ingresos brutos estimados nombrados en la tabla 12 como "Producción - venta de gas" deben cubrir los costos operativos, regalías, intereses, impuestos, deducciones y amortizaciones del total de la planta de gas, es así como el ejercicio plantea unitariamente la evaluación para las inversiones de la unidad de endulzamiento.

4.3 UNIDAD CON METIL DIETANOL AMINA.

La propuesta económica para esta tecnología incluye ingeniería de detalle, elaboración de todos los planos requeridos, el suministro de materiales y equipos para el sistema de endulzamiento con solvente químico que contiene: un patín con el sistema de absorción y un patín con el sistema de regeneración de amina, ambos ensamblados en la planta Oripaya.

Se consideró dentro de las bases de diseño de proceso: cromatografía del gas a la salida del pozo Oripaya 2 (tabla 2) pero después del separador de alta (figura 3), una corriente de 6 mmscfd a 1200 psig y 100 °F. Se toma una concentración de 20 ppm molar y se asume correctamente que la corriente de entrada está saturada con agua.

Tabla 13. Especificaciones del gas tratado dentro de la oferta

| Parámetro | Unidad | Valor |
|----------------------|---------------|--------------|
| Temperatura | °F | 129 |
| Presión | psig | 980 - 1180 |
| Flujo | mmscfd | 5,56 |
| Composición | | |
| Sulfuro de Hidrogeno | ppm molar | 1,3 |
| Nitrógeno | % molar | 0,63 |
| Dióxido de Carbono | % molar | 1,7 |
| Metano | % molar | 96,55 |
| Etano | % molar | 0,63 |
| Propano | % molar | 0,16 |
| Butano | % molar | 0,08 |
| Pentano | % molar | 0,03 |
| Hexano | % molar | 0,02 |
| Agua | % molar | 0,2 |

Fuente: Cotización DYP-2380-18

Uno de los puntos más relevantes de este proponente es que presentan un proceso que promete entregar gas tratado con 1.7% molar de CO₂, luego las capacidades tanto de la columna de absorción como la torre despojadora y la recirculación del solvente, se presentan un tanto sobre-diseñados en comparación con las reportadas en los equipos de la simulación planteada en la figura 18. Otras consideraciones de proceso son: concentración de la solución al 50% en peso, rata de recirculación de la solución en 50 gpm.

El sistema liberará gas ácido desde el tanque flash y desde la torre despojadora exactamente del drum de reflujo con las siguientes condiciones:

Tabla 14. Especificación gas ácido de rechazo

| Parámetro | Unidad | Tanque flash | Tanque de reflujo |
|----------------------|-----------|--------------|-------------------|
| Temperatura | °F | 158 | 120 |
| Presión | psig | 58 | 28 |
| Flujo | mmscfd | 0,05 | 0,42 |
| Composición | | | |
| Sulfuro de Hidrogeno | ppm molar | 0,01 | 0,03 |
| Nitrógeno | % molar | 0,06 | 0 |
| Dióxido de Carbono | % molar | 64,02 | 95,83 |
| Metano | % molar | 30,19 | 0,09 |
| Etano | % molar | 0,28 | 0 |

Fuente: Cotización DYP-2380-18

La tabla 14 muestra datos claves para estimar las pérdidas de gases hidrocarburos a tea durante la evaluación financiera, esto es: el 9% de 420 kscfd más el 30,47% de 50 kscfd. Se especifica además los servicios industriales requeridos por el sistema tales como: energía eléctrica (140 kW), aire instrumentos (9 kscfd) y agua desmineralizada (1150 lb/día), esto supone la inclusión de una planta de tratamiento de agua desmineralizada la cual no está incluida en el ofrecimiento económico para este caso. Se realiza entonces, sondeo de mercado para estimar el costo de la unidad que suministrará el flujo diario de agua al proceso, el resultado fue enriquecedor:

Además de buscar y encontrar una solución al suministro de agua desmineralizada para el proceso de endulzamiento con amina, se encontró solución al tratamiento de los 40 bwpd de agua producida por el pozo Oripaya 2. Para contextualizar los temas, el agua de producción es almacenada en 2 tanques o sumideros enterrados cada uno con capacidad de 300 barriles, desde allí es bombeada a carro-tanques cada semana para ser transportada a una estación de recolección y separación de crudo ubicada a unos 140 kilómetros. En esta estación es mezclada, tratada y vertida al medio ambiente. Las lecturas fisicoquímicas del agua producida en Oripaya muestran una alta salinidad representada en las sales disueltas (cloruros, sulfuros, fluoruros, sulfatos, fosfatos y nitratos) que no permiten su uso en los procesos de la planta y tampoco el vertimiento en sitio.

El proveedor para este caso, ofreció un sistema capaz de tratar toda el agua diaria producida usando tecnología de osmosis inversa luego de un proceso simple de coagulación y micro-filtración. El resultado es agua desalinizada y desmineralizada lista para ser usada en el proceso de endulzamiento con amina, el horno de precalentamiento del gas a la salida del pozo, los sistemas de refrigeración con glicol en los generadores de energía diésel y a gas, los baños, el comedor y para regar las zonas verdes. El costo de esta unidad incluido la instalación es de 190 KUSD sin IVA.

Volviendo a la unidad con amina ofertada, se relacionan a continuación los equipos principales:

- Torre contactora empacada Ø20"x50', presión y temperatura de diseño: 1380 psig / 212°F.
- Torre regeneradora empacada Ø24"x43', presión y temperatura de diseño: 51psig / 302°F.
- Aeroenfriador de solución amina, 562 kW duty, presión y temperatura de diseño: 1380 psig / 266°F.
- Tanque flash Ø48"x12', presión y temperatura de diseño: 145 psig / 266°F.

- Bombas de recirculación recíprocante API 675 de 50 hp, capacidad y diferencial de presión: 50 USGPM / 1225 psig.
- Rehervidor eléctrico Ø48"x15.5' y 700 kW: presión y temperatura de diseño: 51 psig / 302°F.

Todo lo anterior, puesto y ensamblado en la planta cuesta 1.61 MUSD sin IVA. A esto se debe sumar: obras civiles, mecánicas, eléctricas y de instrumentación fuera de los patines, empalmes, acometidas, servicios industriales, drenajes, precomisionamiento, comisionamiento y arranque, costos asociados al mantenimiento, consumibles y suministros para el arranque y durante la etapa operativa. Nuevamente se asigna vida útil en 20 años para el sistema con solvente químico.

Tabla 15. Estimación VPN del proyecto con unidad de amina (MDEA)

| Tasa de oportunidad: 15% EA | | Inversiones en KUSD | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|------------------|---------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|
| ESTIMACION FINANCIERA CON PROYECTO: UNIDAD CON METIL DIETANOL AMINA | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Capex, Opex e Ingresos con Proyecto | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 | 2032 | 2033 | 2034 | 2035 | 2036 | 2037 | 2038 | 2039 | 2040 |
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| Ingeniería básica | -38 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Ingeniería detallada | -57 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Compra unidad Amina | -1.820 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Compa unidad Osmosis | -226 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Construcción y montajes | -600 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Pre, co y arranque | -74 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Aseguramiento técnico | -50 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Consumibles en arranque | -30 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Imprevistos (2%) | -36 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Costos mantenimiento (mecánico, eléctrico, instrumentación) | -284 | -298 | -313 | -329 | -345 | -362 | -380 | -399 | -419 | -440 | -462 | -485 | -510 | -535 | -562 | -590 | -619 | -650 | -683 | -717 | |
| Reposición MDEA | -15 | -16 | -17 | -17 | -18 | -19 | -20 | -21 | -22 | -23 | -25 | -26 | -27 | -28 | -30 | -31 | -33 | -35 | -36 | -38 | |
| Reposicion membranas y reactivos en tratamiento de agua | -6,8 | -7,1 | -7,5 | -7,9 | -8,3 | -8,7 | -9,1 | -9,6 | -10,0 | -10,5 | -11,1 | -11,6 | -12,2 | -12,8 | -13,5 | -14,1 | -14,8 | -15,6 | -16,4 | -17,2 | |
| Consumibles (lubricantes, elementos filtrantes, repuestos) | -89 | -94 | -98 | -103 | -108 | -114 | -119 | -125 | -132 | -138 | -145 | -152 | -160 | -168 | -176 | -185 | -195 | -204 | -215 | -225 | |
| Perdidas de producción por parada de planta programada | -153 | -161 | -169 | -177 | -186 | -195 | -205 | -215 | -226 | -237 | -249 | -262 | -275 | -289 | -303 | -318 | -334 | -351 | -368 | -387 | |
| Perdidas de producción por fallas o paradas no programadas | | -122 | -122 | -122 | -122 | -122 | -184 | -184 | -184 | -184 | -245 | -245 | -245 | -245 | -245 | -306 | -306 | -306 | -306 | -306 | |
| Perdidas de gas residual a tea | -117 | -116 | -116 | -116 | -116 | -116 | -115 | -115 | -115 | -115 | -114 | -114 | -114 | -114 | -114 | -114 | -114 | -114 | -114 | -114 | |
| Desmantelamiento y abandono | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | -850 |
| Produccion - venta de gas | 12.250 | 12.114 | 12.114 | 12.114 | 12.114 | 12.114 | 12.046 | 12.046 | 12.046 | 12.046 | 11.978 | 11.978 | 11.978 | 11.978 | 11.978 | 11.910 | 11.910 | 11.910 | 11.910 | 11.910 | |
| Flujo bruto: Inversión + Opex + Perdidas de producción + Abandono | -2.932 | 11.585 | 11.301 | 11.272 | 11.242 | 11.210 | 11.177 | 11.013 | 10.976 | 10.938 | 10.897 | 10.726 | 10.682 | 10.635 | 10.586 | 10.534 | 10.351 | 10.294 | 10.234 | 10.172 | 9.256 |
| VPN del proyecto | \$ 66.453 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

Una vez más se estima VPN del proyecto, en esta ocasión para la operatividad de un nuevo sistema con MDEA. Las ventas de gas producto de esta tecnología son las mayores pues presenta el menor desperdicio o pérdidas de gas residual, luego la eficiencia del proceso es la mejor en esta dimensión.

Se incluyeron costos de construcción civil, mecánico, tubería, eléctrico e instrumentación para la interconexión de los nuevos patines con las facilidades existentes y las acometidas de servicios industriales; el precomisionamiento, comisionamiento y arranque, los costos asociados a mantenimientos incluyendo las paradas de planta, reposición de MDEA según los consumos actuales, consumibles y suministros en la etapa operativa; el suministro, mantenimiento y consumibles de la unidad de tratamiento de agua con tecnología osmosis inversa con capacidad de manejar la producción del pozo ORI2.

También se consideró el valor de las pérdidas de producción debido a paradas programadas y no programadas así como la disposición final del equipo al final de su vida útil. Con todo esto se construye el flujo de caja durante 20 años de operación considerando que los proyectos de perforación y producción incremental llevaran el campo hasta el 2046.

El resultado es un VPN atractivo aunque ligeramente por encima del estimado para la unidad de doble membrana, la ventaja de este proyecto es su inversión inicial y el tiempo de pago en comparación con los proyectos anteriores.

Las pérdidas de gas residual para este proceso suponen poco más de 53 kscfd, unos 117 mil dólares al año al precio estimado de venta; el flujo volumétrico fue tomado de los resultados simulados por el proveedor en su oferta.

En resumen tenemos una inversión inicial de 2,93 MUSD para la compra, instalación y puesta en operación de la unidad de endulzamiento con MDEA y la unidad de tratamiento de agua, con un flujo de caja positivo aunque decreciente por los

siguientes 20 años. En la tabla 15 se aprecia el detalle de los resultados de la evaluación financiera.

Figura 21. Comparativo VPN de los proyectos analizados

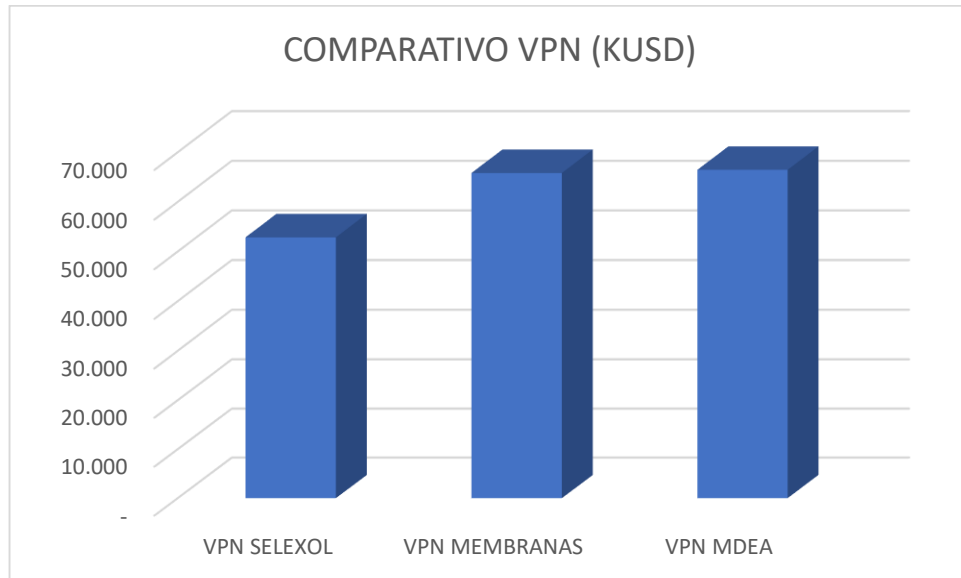


Figura 22. Comparativo inversiones iniciales de los proyectos analizados

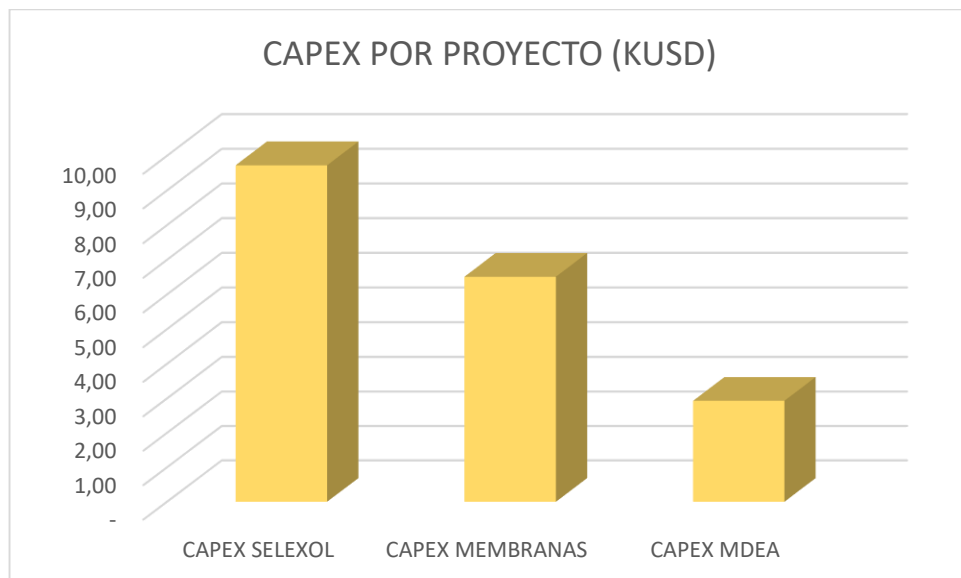
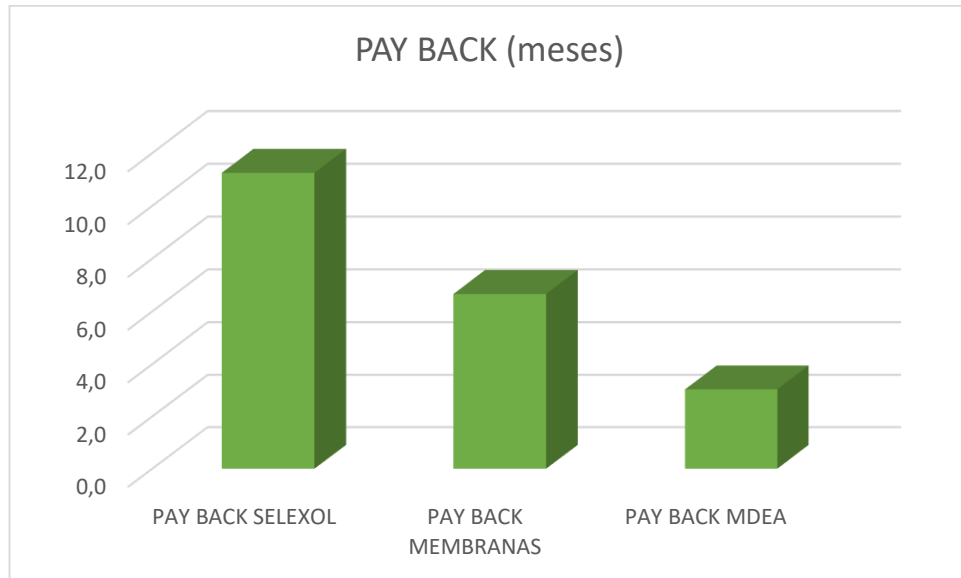


Figura 23. Tiempo de pago de la inversión



El resultado del análisis financiero es contundente, la tecnología con solvente químico (MDEA) presenta los mejores resultados sobre todo en inversión inicial y tiempo de pago del proyecto. Los costos operativos superiores, representados en mantenimiento y reposiciones de fluidos, casi que no afectan el resultado dada la alta eficiencia del proceso que se traduce en mayores ingresos dentro del flujo de caja; además presenta el menor capex apoyado en parte por la maduración de la tecnología y su fabricación casi en serie. Sin duda la mejor opción económica aplicable para la ampliación de la capacidad de endulzamiento de la planta de gas Oripaya es la tecnología con solvente químico que recircule metildietanol amina.

En términos ambientales, la tecnología con solvente químico demuestra ser la mejor opción con solo 13.5 kscfd de gas metano residual a tea. Este valor comparado con sus competidores en esta evaluación, hacen de la tecnología un aliado en la reducción de gases efecto invernadero.

Aunque los costos de mantenimiento y operación de una unidad con aminas son altos teniendo en cuenta el gran número de equipos involucrados (vasijas, horno,

bombas, motores eléctricos, aerofriador, controladores y toda la instrumentación asociada) en comparación con la tecnología de membranas, sus beneficios superan esta desventaja. Incluso la reposición del solvente es casi irrelevante frente a su eficiencia en la remoción de gases ácidos.

Las cotizaciones recibidas en el sondeo de mercado para las 3 tecnologías analizadas, ofrecían casi la misma garantía de parte de los proveedores: 1 año a partir de la puesta en operación o 18 meses después de la entrega (lo primero que ocurra). Luego de eso entra a jugar un papel importante la calidad del plan de mantenimiento que se ejecute, la vida útil de las unidades (de cualquier tecnología) depende integralmente de esto para llevarlas a un mínimo de 20 años, según lo estipulado en el análisis de VPN.

El solvente físico MDEA resuelve ampliamente el problema en la planta al compararlo con las 2 etapas de membranas y el Selexol; este último por su parte requiere un minucioso diseño y control de proceso para enmarcarlo con dificultad en los límites permitidos de volúmenes quemados en tea impuestos por la autoridad ambiental para Oripaya. Fueron desmotivantes los resultados obtenidos del Selexol frente a lo expuesto por la bibliografía consultada para esta tecnología, que prometía un proceso más simple en la regeneración y la capacidad de deshidratar al mismo tiempo. Sus aplicaciones a nivel mundial (no en Colombia) no son tan exigentes con las composiciones y volúmenes residuales o simplemente estos van a subprocesos que no son viables en este caso. Por su parte las membranas configuradas en 2 etapas con compresor intermedio, resultan favorables para la aplicación con un flujo residual similar al actual en la planta pero tratando 6 mmscfd; aun así la capacidad técnica del MDEA es superior.

5 CONCLUSIONES

El diagnóstico de la planta de gas Oripaya y todo su proceso actual muestra que la restricción está en la unidad de endulzamiento, específicamente en el flujo máximo de recirculación de amina en solución. Lo cual conduce a explorar, en principio una alternativa para cerrar la brecha de la capacidad disponible y su nominal, y en definitiva otras tecnologías de endulzamiento.

Los resultados obtenidos en el capítulo 2 muestran que para tratar el gas del campo Oripaya, las tecnologías con solvente físico, solvente químico y membranas permeables ofrecen las mayores prestaciones técnicas frente a la remoción de los casi 10% molar de CO₂ y 14 ppm de H₂S en la corriente total de la producción incremental esperada del campo para los próximos 3 años.

Luego de evaluar técnicamente las 3 tecnologías preseleccionadas (solvente físico, solvente químico y membranas permeables) a la luz de lo que podrían llegar a ofrecer frente al gas Oripaya, se encuentra rápidamente que la mejor alternativa en términos de eficiencia de remoción (CO₂ y H₂S) y desperdicio (hidrocarburos a tea), es el solvente químico representado en una solución acuosa de 33% MDEA y 67% de agua en volumen.

El análisis financiero por su parte, confirma la superioridad de la tecnología con solvente físico para tratar el gas Oripaya. Un VPN atractivo según los criterios de Ecopetrol S.A., la menor inversión inicial y el menor tiempo de repago respaldan la selección de esta alternativa que fue analizada considerando todos los actores presentes y futuros en el flujo de caja.

6 RECOMENDACIONES

El sistema de endulzamiento presente en la planta Oripaya tiene una capacidad máxima nominal estimada en 2,8 mmscfd de gas en carga, esto si se contara con 25 gpm de solución con MDEA en recirculación. Se recomienda tomar medidas para llevar el flujo de solución en recirculación a estos niveles de manera confiable (bomba de respaldo) y que se implemente un control minucioso en la titulación de la mezcla que permita asegurar el porcentaje óptimo de MDEA y agua según lo expuesto en el numeral 1.3.

Una solución temporal para llevar la unidad actual a su capacidad nominal (mientras el proyecto de ampliación surte las etapas de maduración), es reemplazar las bombas actuales de piñones e instalar bombas reciprocantes con variador de velocidad para la inyección de solución de amina. Este tipo de bombas están diseñadas para operar a altas presiones de descarga y caudales moderados con metalurgias internas apropiadas. Existen en el mercado modelos triplex para manejar desde 30 gpm.

Es necesario analizar la capacidad actual de los servicios industriales en contraste con lo requerido por la nueva unidad. Con una ampliación del doble de la capacidad en endulzamiento se espera que: la demanda de energía eléctrica, gas combustible, aire para los instrumentos, sistemas de reposición de amina, sistema de reposición de agua, sistema de drenajes y sistema de alivio, sean superiores, por esto se recomienda validar la disponibilidad y capacidad de los servicios industriales mencionados para soportar la nueva unidad.

Para el proceso de endulzamiento con solvente químico en Oripaya se recomienda mantener un rango en la mezcla con MDEA que esté entre 33% y 40% de amina en la solución. Esto es según el análisis descrito en el numeral 1.3.

BIBLIOGRAFÍA

BALDONEDO, Abel. Procesamiento y acondicionamiento de gas natural. En: Network of Excellence in Training a Schlumberger Company. Vol.: 1, No. 4 (Jul 2011); p. 1–27.

ECOPETROL S.A. Coordinación de facilidades de Superficie VRC. Diagrama de flujo de procesos: Planta de gas Oripaya, revisión 0. Paquete de Tecnología Gerencia Catatumbo de Ecopetrol S.A. Cúcuta, NdS. 2014.

ENERGÉTICOS S.A. Bases de diseño de proceso: ingeniería detallada planta de gas Oripaya. Revisión 1. Bogotá. 2014.

ERDMANN, Eleonora. RUIZ, Liliana. MARTÍNEZ, Julieta. GUTIERREZ, Juan. TARIFA, Enrique. Endulzamiento de gas natural con aminas: simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. En: Avances en ciencias e ingeniería, Vol.: 3. No. 4 (Oct 2012); p. 89-101.

KIDNAY, Arthur. PARRISH, William. Fundamentals of natural gas processing. Segunda edición. Boca Ratón, FL: CRC Press. 2011. 418p.

MADDOX, Robert. SHERAR, Leonard. Gas conditioning and processing: Gas and liquid sweetening. Tercera edición. Oklahoma city, OK: Campbell Petroleum Series, 1982. 370p.

MOKHATAB, Saeid. POE, William. SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, MA.: Elsevier, 2006. 636p.

MURILLO JIMENEZ, Marcela. SANTOS RUEDA, Nicolas. Metodología para el diseño conceptual de plantas de endulzamiento de gas natural empleando membranas permeables. Bucaramanga, 2010, 150p. Trabajo de grado (ingeniería de petróleos). Universidad Industrial de Santander. Facultad de ingenierías fisicoquímicas.

QUEK, Ven Chian. SHAH, Nilay. CHACHUAT, Benoit. Modeling for design and operation of high-pressure membrane contactors in natural gas sweetening. En: Chemical engineering research and design, No. 3007 (ene 2018); p. 1-21.

REYES, Rudeisky. ALBA, Yasmany. ARTEAGA, Luis. PERALTA, Luis. CASAS, Yannay. Evaluación tecnológica del uso de mezclas de aminas en la remoción de H₂S de corrientes gaseosas. En: Centro Azúcar, Vol.: 38 No. 1 (mar 2011); p. 75-86.

STEWART, Maurice. ARNOLD, Ken. Gas Sweetening and Processing Field Manual. Tercera edición. Amsterdam: Elsevier, 2011. 186p.

YOUNGER, A. H. Natural Gas Processing and Technology – Part II. Calgary: University of Calgary, 2004. 448p.

