

ANÁLISIS TÉCNICO-FINANCIERO DE SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO EN  
PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL. (CASO PRÁCTICO)

MARTHA LUCIA ACEVEDO LEÓN

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS  
BUCARAMANGA  
2017

ANÁLISIS TÉCNICO-FINANCIERO DE SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO EN  
PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL. (CASO PRÁCTICO)

MARTHA LUCIA ACEVEDO LEÓN

Trabajo de grado para optar por el título de:  
Especialista en Ingeniería del Gas

Director:  
JULIO CESAR PÉREZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS  
BUCARAMANGA  
2017

## **DEDICATORIA**

*A Dios porque sin el nada es posible*

*A mis padres porque su amor incondicional y apoyo constante hacen esto posible*

*A mi hija y a mi esposo porque son mi fuente de inspiración día tras día*

*Gracias por creer en mí. ¡Este logro es de ustedes y para ustedes!*

**Martha Lucía Acevedo León**

## **AGRADECIMIENTOS**

A mi esposo y a mi hija por todo su apoyo durante el desarrollo de este trabajo, gracias por entenderme y ceder tiempo de familia para poder culminar esta meta. A mi familia por su apoyo y ayuda incondicional, al Ingeniero Juan C Sanabria de ECP por su disposición y soporte técnico.

Con aprecio y mucha gratitud

## TABLA DE CONTENIDO

|   |    |
|---|----|
| INTRODUCCIÓN .....  | 14 |
| 1. EL GAS NATURAL.....  | 15 |
| 1.1 Parámetros de Calidad del Gas Natural en Colombia. ....   | 15 |
| 2. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL.....   | 18 |
| 2.1 Procesos para la Remoción de los Componentes Ácidos en el Gas Natural. ....                       | 18 |
| 2.2 Procesos de Absorción con Solventes.....  | 19 |
| 2.2.1 Solventes Químicos.....   | 19 |
| 2.2.2 Solventes Físicos .....   | 20 |
| 2.2.3 Solventes Fisicoquímicos (Híbridos).....  | 21 |
| 2.2.4 Proceso De Adsorción Solida.....  | 21 |
| 2.2.5 Membranas Permeables .....  | 22 |
| 2.2.6 Conversión Directa.....   | 23 |
| 2.2.7 Separación Criogénica .....   | 23 |
| 2.3 Principales Consideraciones para la Selección de un Proceso de Endulzamiento de Gas Natural. .... | 24 |
| 3. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL CON AMINAS .....   | 27 |
| 3.1 Comparación de Solventes Amínicos para la Remoción de Gases Ácidos de una Corriente de Gas .....  | 28 |
| 3.2 Descripción Del Proceso De Endulzamiento De Gas Natural Con Aminas. ....                          | 30 |
| 3.3 Principales Problemas Operacionales. ....   | 33 |
| 3.3.1 Corrosión .....   | 33 |
| 3.3.2 Formación De Espuma.....  | 34 |
| 3.3.3 Pérdida Y Degradación Del Solvente (Amina) .....  | 35 |
| 4. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL CON MEMBRANAS PERMEABLES.....  | 37 |
| 4.1 Membranas Permeables .....  | 37 |
| 4.2 Tipos de Membranas. ....  | 38 |

|  |    |
|--|----|
| 4.3 Consideraciones Operacionales.....   | 40 |
| 4.4 Esquemas De Flujo.....   | 40 |
| 4.5 Caudal De Flujo.....   | 42 |
| 4.6 Temperatura De Operación.....  | 42 |
| 4.7 Presión De Operación.....  | 43 |
| 4. 8 Pretratamiento del Gas De Alimentación.....   | 43 |
| 5. PRINCIPALES CARACTERISTICAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS Y MEMBRANAS PERMEABLES ..... | 46 |
| 5.1 Ventajas y Desventajas de endulzamiento con Aminas y Membranas Permeables. ....                    | 47 |
| 6. ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS: CASO ESTUDIO 1 .....                                       | 49 |
| 6.1 Descripción del Proceso.....   | 49 |
| 6.1.1 Torre Contactora (CT81X01/CT81X02):.....   | 52 |
| 6.1.2 Flash -Tank (V-81102): .....   | 53 |
| 6.1.3 Intercambiadores De Calor Amina Rica-Amina Pobre (HE-81X01A/B / HE-81X01A/B).....                | 53 |
| 6.1.4 Torre Regeneradora (CT-81X02 / CT-81X02).....  | 54 |
| 6.1.5 Aeroenfriadores .....  | 54 |
| 6.1.6 Tanque Surge .....   | 55 |
| 7. ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON MEMBRANAS PERMEABLES: CASO ESTUDIO 2 .....                         | 56 |
| 7.1 Descripción del Proceso.....   | 57 |
| 7.1.1 Etapa De Pretratamiento.....   | 57 |
| 7.1.2 Etapa De Remoción Con Membranas .....  | 58 |
| 8. ANALISIS ECONÓMICO DE LAS TECNOLOGÍAS OBJETO DE ESTUDIO .....                                       | 60 |
| 9. ANÁLISIS Y RESULTADOS .....   | 63 |
| 9.1 Remoción de CO2 Planta de Aminas: Caso estudio 1 .....   | 63 |
| 9.2 Remoción de CO2 con Membranas Permeables: Caso estudio 2 .....                                     | 64 |
| 9.3 Remoción de CO2 y Pérdidas de HC.....  | 65 |
| 9.4 Análisis económico de las tecnologías caso 1 y caso 2.....   | 66 |

10. CONCLUSIONES..... 68

11. RECOMENDACIONES..... 69

BIBLIOGRAFIA..... 70

## LISTA DE TABLAS

|   |    |
|---|----|
| Tabla 1 Especificaciones de calidad del gas natural.....  | 16 |
| Tabla 2 Directrices para la selección de procesos de eliminación de H <sub>2</sub> S y CO <sub>2</sub> .    | 25 |
| Tabla 3 Comparación de solventes amínicos para la remoción de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S.....       | 29 |
| Tabla 4 Principales parámetros operativos para los sistemas amínicos.....                                   | 29 |
| Tabla 5 Principales características de endulzamiento de gas natural con aminas y membranas permeables ..... | 46 |
| Tabla 6 Ventajas y desventajas: Aminas/Membranas permeables.....  | 47 |
| Tabla 7 Composición del gas Planta aminas .....   | 63 |
| Tabla 8 Composición del gas membranas permeables .....  | 64 |
| Tabla 9 Costos de inversión y operación de las tecnologías objeto de estudio ....                           | 66 |

## LISTA DE FIGURAS

|  |                                    |    |
|--|------------------------------------|----|
| Figura 1 Procesos disponibles para el endulzamiento del Gas Natural Acid Gas Removal Processes (modificado). ..... | 19                                 |    |
| Figura 2 Estructuras químicas de las alcanolaminas más utilizadas en el tratamiento del gas natural. ....          | 27                                 |    |
| Figura 3 Proceso típico de endulzamiento del gas natural con una alcanolamina.                                     | 32                                 |    |
| Figura 4 Tipos de membranas. ....  | 39                                 |    |
| Figura 5 Esquema de flujo de una etapa. ....   | 40                                 |    |
| Figura 6 Esquema de flujo de dos etapas.....   | 41                                 |    |
| Figura 7 Efecto del número de etapas. ....   | 41                                 |    |
| Figura 8. Diagrama general del proceso planta de gas Cusiana .....   | 49                                 |    |
| Figura 9 Proceso de endulzamiento del gas con aminas.....  | 50                                 |    |
| Figura 10 Diagrama general del proceso de endulzamiento del gas con aminas. .                                      | 51                                 |    |
| Figura 11 Diagrama general Planta de Gas Cupiagua. ....  | 56                                 |    |
| Figura 12 Diagrama de bloques Endulzamiento con membranas permeables. ....   | 57                                 |    |
| Figura 13 Valor actual neto de los casos analizados. ....  | 60                                 |    |
| Figura 14 Reutilización de gas permeado como combustible VS aminas baja Presión.....                               | 61                                 |    |
| Figura 15 Remoción de CO2  | Figura 16 Perdidas de HC .....     | 65 |
| Figura 17 Costos de inversión  | Figura 18 Costos de operación..... | 67 |

## RESUMEN

**TÍTULO:** ANÁLISIS TÉCNICO-FINANCIERO DE SISTEMAS DE ENDULZAMIENTO EN PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL. (CASO PRÁCTICO)\*

**AUTOR:** MARTHA LUCIA ACEVEDO LEON\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Endulzamiento, aminas, membranas permeables, gas ácido, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno.

### **DESCRIPCIÓN:**

El proceso de endulzamiento de gas natural consiste en ajustar el contenido de gases ácidos como el CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S de la corriente de gas que sale de un yacimiento con los parámetros de calidad permitidos por la regulación nacional. Existen diversas alternativas para realizar dicha remoción, sin embargo, la elección es particular para cada caso y dependerá de un análisis detallado de diferentes variables económicas y de proceso. No siempre la tecnología más económica resulta ser la más adecuada y no todas las metodologías son factibles en todos los casos.

Entre los procesos tradicionales más empleados en la industria está la absorción química con alcanolaminas y entre los procesos más vanguardistas se conocen la remoción de los gases ácidos a través de membranas permeables. Cada tecnología exige ciertas condiciones de proceso para su óptima funcionalidad y viabilidad económica y cada método provee ciertas ventajas y desventajas con su aplicación.

El objetivo de esta monografía es evaluar técnica y financieramente dos plantas de endulzamiento de gas natural que operan con diferente tecnología, establecer sus principales diferencias, definir las ventajas y desventajas en cada uno de los casos y comparar los resultados de remoción de CO<sub>2</sub> obtenidos en cada una de las plantas.

---

\* Monografía especialización

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director Ing. Julio Perez

## ABSTRACT

**TÍTULO:** ANALYSIS SYSTEM TECHNICIAN - FINANCIER OF SWEETENING IN PLANTS OF PROCESSING OF NATURAL GAS. (PRACTICAL CASE)\*

**AUTHORS:** MARTHA LUCIA ACEVEDO LEÓN\*\*

**KEY WORDS:** Sweetening, amines, permeable membranes, acid gas, carbón dioxide, hydrogen sulfide.

### **DESCRIPCIÓN:**

The process of sweetening of natural gas consists of lifting the content of acidic gases as the CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S of the gas current that goes out of a deposit with the quality parameters allowed by the national regulation. Diverse alternatives exist to realize the above mentioned removal, nevertheless, the election is particular for every case and it Will dependo n a detailed analysis of the different economic variables and of process. Not always the most suitable and nota ll the methodologies are feasible in all the cases.

Between the traditional processes most used in the industry the chemical absorption is with alcanolamines and between the most avant-garde processes there is known the removal of the acidic gases across permeable membranes. Every technology demands certain process conditions for its ideal functionality and economic viability and every method provides certain advantages and disadvantages with its application.

The target of this monograph is to evaluate skill and financially two plants of sweetening of natural gas that operate with different technology, to establish its main differences, to define the advantages and disadvantages in each of the cases and to compare the results of removal of CO<sub>2</sub> obtained in each of the plants.

---

\* Specialization Monograph

\*\* Physic-chemist Engineering Faculty. Petroleum Engineering School, Director: Julio Perez

## INTRODUCCIÓN

El presente trabajo plantea la importancia de remover los componentes ácidos de la corriente del gas natural proveniente de un yacimiento, define las variables económicas y de proceso más importantes a la hora de seleccionar la tecnología adecuada y establece un análisis comparativo entre dos metodologías de remoción usadas en dos campos colombianos

En la primera parte se realiza una recopilación bibliográfica de cada una de las tecnologías disponibles en la industria para la remoción de gases ácidos y se hace especial énfasis en las dos metodologías que serán objeto de este estudio.

En la segunda parte se establecen las variables económicas y de proceso que tienen mayor relevancia e impacto a la hora de seleccionar una metodología de remoción. Se definen las ventajas y desventajas que se obtiene con el uso de cada una de ellas y se establece una comparación entre las condiciones operativas de cada metodología.

En un tercer momento se describe el proceso de remoción de gases ácidos en cada una de las plantas objeto de estudio, se detallan las condiciones operativas y de control disponibles para cada una de ellas y se establece un análisis técnico de la eficiencia para cada uno de los procesos.

El análisis de los resultados se hizo con base a una evaluación de la eficiencia de remoción de CO<sub>2</sub> obtenido en cada tecnología estudiada, las ventajas y desventajas de operación e instalación, información de referencia que provee información importante a la hora de seleccionar un proceso y las variables operativas que influyen positiva o negativamente cada tecnología.

## 1. EL GAS NATURAL

El gas natural proveniente de un yacimiento está constituido por una mezcla de hidrocarburos livianos, principalmente metano, con menores cantidades de compuestos pesados y gases inertes no hidrocarburos tales como dióxido de carbono, sulfuro de hidrogeno, helio, nitrógeno, vapor de agua entre otros. Su composición varía según el reservorio del cual es extraído y su tratamiento dependerá no solo de las necesidades propias del productor, sino que también estará sujeto al cumplimiento de varios parámetros de calidad exigidos en la regulación nacional para su comercialización.

La presencia de compuestos inertes en la corriente gaseosa no solo afecta la calidad del gas, sino que también genera problemas operacionales y de seguridad y por tanto es necesario remover aquellas sustancias indeseadas hasta los límites permitidos por la regulación nacional. “Dicho acondicionamiento consta de tres procesos fundamentales: El endulzamiento (elimina los componentes ácidos), la deshidratación (elimina el agua) y ajuste de punto de rocío (elimina los hidrocarburos líquidos)”<sup>1</sup>.

### 1.1 Parámetros de Calidad del Gas Natural en Colombia.

Con el fin de proteger la integridad de los sistemas de transporte, se establecieron normas de carácter generalizado que regulan la actividad y aplican a todos los agentes que utilizan el Sistema Nacional de Transporte de Gas Natural. En Colombia, la normativa es expedida por la Comisión de regulación de energía y gas

---

<sup>1</sup> CAMPBELL, John M. Gas Conditioning and Processing. Volume 1: The Basic Principles. Ed. Campbell Petroleum Series USA, (2001). p 1- 43

(CREG) a través del Reglamento Único de Transporte RUT, resolución 071 de diciembre de 1999.

En la tabla 1 se muestran los parámetros de calidad que debe tener el gas natural para cumplir la normatividad de la CREG. En dicha resolución se establece el numeral 6.3 Calidad del gas y se detallan los parámetros de calidad que debe cumplir para que pueda ser distribuido en el sistema nacional de transporte y que explícitamente indica:

“El Gas Natural entregado al Transportador por el Agente, en el Punto de Entrada del Sistema de Transporte y por el Transportador en el Punto de Salida, deberá cumplir con las siguientes especificaciones”<sup>2</sup>

Tabla 1 Especificaciones de calidad del gas natural.

| <b>ESPECIFICACION</b>  | <b>Sistema internacional</b> | <b>Sistema Inglés</b>    |
|--|------------------------------|--------------------------|
| Máximo poder calorífico bruto (GHV) Nota 1                   | 42.8 MJ/m <sup>3</sup>       | 1150 BTU/ft <sup>3</sup> |
| Mínimo poder calorífico bruto (GHV) Nota 1                   | 35.4 MJ/m <sup>3</sup>       | 950 BTU/ ft <sup>3</sup> |
| Contenido de líquido (Nota 2)                                | Libre de líquidos            | Libre de líquidos        |
| Contenido total de H <sub>2</sub> S máximo                   | 6 mg/m <sup>3</sup>          | 0.25 grano/100PCS        |
| Contenido total de azufre máximo                             | 23 mg/m <sup>3</sup>         | 1.0 grano/100PCS         |
| Contenido CO <sub>2</sub> , máximo % volumen                 | 2%                           | 2%                       |
| Contenido de N <sub>2</sub> , máximo en % volumen            | 3%                           | 3%                       |
| Contenido de inertes máximos en % volumen (Nota 3)           | 5%                           | 5%                       |
| Contenido de oxígeno máximo en % volumen                     | 0.1%                         | 0.1%                     |
| Contenido máximo de agua máximo                              | 97 mg/m <sup>3</sup>         | 6.0 lb/MPCS              |
| Temperatura de entrega máximo                                | 49 °C                        | 120 °F                   |
| Temperatura de entrega mínimo                                | 4,5 °C                       | 40 °F                    |
| Contenido máximo de polvos y material en suspensión (Nota 4) | 1.6 mg/m <sup>3</sup>        | 0,7 grano/1000 PC        |

<sup>2</sup> COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA Resolución No. 071 de 1999. Reglamento Único de Transporte de Gas Natural- (RUT). Comisión de regulación de energía y gas.

**Nota1:** Todos los datos referidos a metro cubico o pie cubico de gas se referencian a Condiciones Estándar .**Nota 2:** El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido, a las condiciones críticas de operación del Sistema de Transporte. La característica para medir la calidad será el “Cricodentherm” el cual será fijado para cada case en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas. **Nota 3:** Se considera coma contenido de inertes la suma de 10s contenidos de CO\*, nitrógeno y oxígeno. **Nota 4:** El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones.

Si las especificaciones de calidad del gas natural entregado al gasoducto no cumplen con las condiciones y parámetros establecidos en el RUT, el transportador puede rechazar el gas en el punto de entrada del gasoducto y por tanto no podrá ser comercializado.

En este trabajo se hará énfasis en la remoción de los componentes ácidos (H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>) de la corriente de gas y no se profundizará en los demás parámetros de calidad señalados en el cuadro anterior.

## 2. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

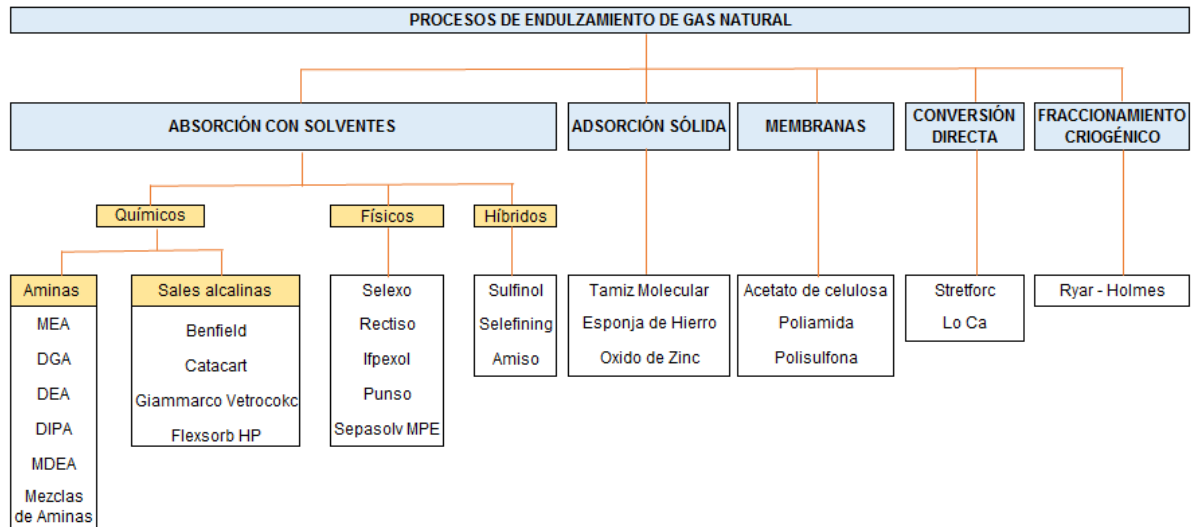
Si la corriente del gas proveniente del yacimiento tiene la presencia de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  es conocida como corriente de gas ácido debido a que estos componentes forman soluciones ácidas en presencia de agua, causan problemas de corrosión y afectan la calidad del gas. Por tanto, es necesaria la remoción total y/o parcial de estos gases antes de su procesamiento y se realiza a través de un proceso conocido como endulzamiento del gas, el cual consiste en la remoción de las concentraciones de los gases ácidos ( $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ ) presentes en la corriente del gas natural hasta los límites de calidad exigidos por la regulación para su transporte, distribución y comercialización.

Existen diferentes procesos para la remoción de componentes ácidos del gas natural, están clasificados según su tipo y algunos métodos resultan ser más sencillos que otros. Sin embargo, la selección de una tecnología dependerá no solamente de la complejidad del método de remoción, sino que además está sujeta a la evaluación de diversas variables para determinar su viabilidad. Por tanto, no hay un patrón general para su selección y se requiere valorar en cada caso particular los diferentes factores. A continuación, se realiza una descripción de los diferentes procesos de remoción de componentes ácidos del gas natural.

### **2.1 Procesos para la Remoción de los Componentes Ácidos en el Gas Natural.**

Los principales procesos disponibles para el endulzamiento del gas natural se pueden agrupar de la siguiente manera:

**Figura 1** Procesos disponibles para el endulzamiento del Gas Natural Acid Gas Removal Processes (modificado).<sup>3</sup>



## 2.2 Procesos de Absorción con Solventes.

### 2.2.1 Solventes Químicos

Esta tecnología es de las más reconocidas y utilizadas a nivel mundial para retirar los gases ácidos presentes en una corriente de gas que proviene de un yacimiento. “En este tipo de proceso se utilizan soluciones alcalinas capaces de reaccionar químicamente con estos gases ácidos y la absorción se produce como resultado de la fuerza motriz de la presión parcial del gas al líquido. Las reacciones implicadas son reversibles cambiando la temperatura del sistema o la presión, o ambos y por

<sup>3</sup> KIDNAY, Arthur, PARRISH, William. Fundamentals of Natural Gas Processing. Taylor and Francis Group, LLC, USA. 2006 p. 94.

lo tanto, la solución base acuosa puede regenerarse y así circular en un ciclo continuo. La mayoría de los procesos de disolventes químicos usan una solución de amina o carbonato”<sup>4</sup>

Debido a su reactividad y afinidad con el CO<sub>2</sub> las aminas han sido los solventes más utilizados para la remoción de los gases ácidos del gas natural. “La presencia del grupo OH en su estructura hace que estos compuestos sean olaminas y no simples aminas y el número de enlaces presentes del grupo amino (N) determina el tipo de amina (primaria, secundaria o terciaria)”<sup>5</sup>. “Las principales limitantes que ha tenido este método son la demanda energética, la naturaleza corrosiva de las soluciones y la limitada carga de gas ácido en la solución debido a la estequiometría de las reacciones. Los principales procesos con solventes químicos son: Metildietanolamina (MDEA), metildietanolamina activada (MDEA) activada y Benfield (con carbonato de potasio)”<sup>6</sup>.

El endulzamiento del gas natural con aminas en solución acuosa satura el gas dulce con vapor de agua y por lo tanto se hace necesario incluir el proceso de deshidratación de la corriente gaseosa aguas arriba del endulzamiento.<sup>7</sup>

### **2.2.2 Solventes Físicos**

“La principal característica de este proceso es que el solvente utilizado absorbe el contaminante como gas en solución sin que tenga lugar alguna reacción química y

---

<sup>4</sup> ARNOLD, Ken. STEWART Maurice. Surface Production Operations. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. Volume 2. Second edition 1989, p. 162.

<sup>5</sup> MADDIX, Robert N. Gas Conditioning and processing. Volume 4: Gas and liquid sweetening. Campbell Petroleum Series, USA, 1982 p. 59

<sup>6</sup> ERDMANN Eleonora. ALE RUIZ Liliana. MARTINEZ Julieta. GUTIERREZ Juan, TARIFA Enrique. Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. Avances en ciencia e Ingeniería. Argentina. 2012 p. 91).

<sup>7</sup> ARNOLD, Op cit, p.162.

se regeneran con la aplicación de calor y disminución de la presión o en efecto, utilizando cantidades pequeñas de gas de despojamiento”<sup>8</sup>. “En general este tipo de proceso es viable cuando la presión parcial del gas ácido en la corriente de alimentación es mayor a 50 psi (alta) y la concentración de hidrocarburos pesados es baja”<sup>9</sup>

El proceso es viable económicamente porque el proceso de regeneración es de bajo consumo energético. Los procesos de absorción física más reconocidos a nivel comercial que utilizan solventes físicos son el Selexol, solvente flúor y rectisol.

### **2.2.3 Solventes Físicoquímicos (Híbridos)**

Como su nombre lo indica, este proceso resulta de la mezcla de dos elementos de diferente naturaleza; se combina un solvente químico con un físico con el fin de aprovechar las características de cada uno de ellos. La regeneración en este tipo de proceso se da a través de un proceso de separación de múltiples etapas y fraccionamiento. El proceso más reconocido es con Sulfinol.

### **2.2.4 Proceso De Adsorción Solida**

Este tipo de proceso no es tan común en la industria y se fundamenta en la interacción del gas con un sólido adsorbente y la eliminación de los contaminantes ácidos se da por una reacción química o por unión iónica de los sólidos. “Los procesos sólidos generalmente se aplican mejor a los gases que contienen

---

<sup>8</sup> ERDMANN, Et al. Op.cit p. 92.

<sup>9</sup> Engineering Data Book. Gas Processors Suppliers Association. (2004). Oklahoma. Twelfth edition. Volume I II. 2004 sec. 21 p.13.

concentraciones bajas a medias de H<sub>2</sub>S o mercaptanos, tienden a ser altamente selectivos y normalmente no eliminan cantidades significativas de CO<sub>2</sub>.<sup>10</sup> Este tipo de procesos deben operarse de manera discontinua y al final de un ciclo debe cambiarse o regenerarse la solución para continuar tratamiento.

### **2.2.5 Membranas Permeables**

El proceso de endulzamiento con membranas permeables “se logra aprovechando la ventaja en las diferencias de afinidad/difusividad que poseen las membranas. El agua, el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrogeno son moderadamente altos difusores, lo que indica que pueden difundir más fácilmente que los hidrocarburos, utilizando la misma fuerza impulsora”.<sup>11</sup> Dicha fuerza es la presión diferencial y el CO<sub>2</sub> tiene a difundirse de manera más rápida que el CO<sub>2</sub> y por tanto este tipo de sistemas se destaca especialmente en la remoción de CO<sub>2</sub>. “El lado de baja presión de la membrana que es rico en CO<sub>2</sub> y se opera normalmente entre el 10 y el 20% de la presión de alimentación”<sup>12</sup>

“Las membranas también eliminarán parte del vapor de agua. Dependiendo de las propiedades de la corriente, una membrana diseñada para tratar el CO<sub>2</sub> a las especificaciones de la tubería también puede reducir el vapor de agua a menos de 7 lb/MMSCFD. Sin embargo y con frecuencia es necesario deshidratar el gas aguas abajo de la membrana para poder alcanzar los requerimientos finales de vapor de agua de la tubería”<sup>13</sup>.

---

<sup>10</sup> MADDIX, Op. cit p. 215.

<sup>11</sup> ERDMANN. Et al. Op. Cit p. 92.

<sup>12</sup> Ibid, p.92

<sup>13</sup> ARNOLD, Op.cit p. 178.

Este tipo de proceso se destaca por la sencillez operativa y el bajo requerimiento energético. Su punto débil es la sensibilidad que tienen las membranas con algunos contaminantes y como la separación no llega a ser total las pérdidas de hidrocarburo que pueden llegar a tenerse durante el endulzamiento del gas. Este hecho puede impactar significativamente la viabilidad ante una posible implementación.

### **2.2.6 Conversión Directa**

Los procesos de conversión directa se caracterizan por la selectividad hacia la remoción de H<sub>2</sub>S y en pequeñas cantidades. En este método no ocurre una remoción considerable de CO<sub>2</sub>. “Los procesos están basados en la conversión directa de H<sub>2</sub>S en sulfuro por un catalizador con base hierro. La solución férrica entra en contacto con el gas en el absorbedor y el H<sub>2</sub>S se reduce directamente a sulfuro, el cual es removido del regenerador a alta presión por un separador solidolíquido y la solución regenerada fluye nuevamente al absorbedor”<sup>14</sup>. Los más conocidos son: Stretford, Takahax y Ferrox

### **2.2.7 Separación Criogénica**

Este tipo de proceso no es muy utilizado para la separación de gases ácidos de la corriente de gas debido a su alto costo y selectividad, tiene aplicabilidad para la remoción de CO<sub>2</sub> solamente luego si se tiene presencia de H<sub>2</sub>S se deberá incluir una etapa adicional para su remoción.

---

<sup>14</sup> VILLALBA, Carola. Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas en Ypergas en base a estimados de costos. Universidad Simon Bolivar. Sartenejas. 2006 p. 23.

La separación criogénica consiste en la remoción de CO<sub>2</sub> de la corriente de gas condensándolo a bajas temperaturas y producir CO<sub>2</sub> líquido, listo para almacenar. Esto se lleva a cabo en una serie de etapas de compresión.

### **2.3 Principales Consideraciones para la Selección de un Proceso de Endulzamiento de Gas Natural.**

Teniendo en cuenta la variedad de tecnologías existentes para la remoción de los gases ácidos (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) presentes en el gas natural, es importante analizar algunas consideraciones si se quiere optar por la más adecuada en cada uno de los casos donde se requiera su implementación.

Para la selección es muy importante tener claro inicialmente que es lo que se desea remover, es decir, definir si se necesita remover CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S de manera simultánea o si solo se necesita retirar uno de ellos. Igualmente, existen otros parámetros importantes que deberán considerarse en la selección de un proceso

En el Engeneering Data book 2004b<sup>15</sup> se señala los siguientes parámetros como los más relevantes:

- ✓ Composición del gas agrio (Concentración de impurezas, composición de hidrocarburos)
- ✓ Volumen de gas a procesar
- ✓ Condiciones de temperatura y presión a las que está disponible el gas agrio
- ✓ Temperatura y presión de entrega del gas dulce
- ✓ Especificaciones para el gas ácido y gas residual (gas dulce)
- ✓ La selectividad requerida para la eliminación del gas ácido.
- ✓ Los costos de inversión, operación y regalías del proceso.
- ✓ Las limitaciones medioambientales, incluidas las regulaciones

---

<sup>15</sup> Engineering Data Book, 12th ed. Hydrocarbon Treating. Gas Processors Supply. Association, Tulsa, OK, 2004b. sec. 21 p.3.

- ✓ Eliminación de subproductos considerados como químicos peligrosos

Igualmente, las posibilidades pueden irse acotando con algunos criterios como por ejemplo: “Los disolventes físicos generalmente serán más atractivos que los solventes químicos cuando la presión parcial de los componentes ácidos es alta debido a la mayor carga y menores requerimientos energéticos de regeneración”.<sup>16</sup> “La presencia de cantidades significativas de hidrocarburos pesados en la alimentación limita el uso de disolventes físicos. Bajas presiones parciales de gases ácidos y bajas especificaciones generalmente requieren el uso de aminas para un tratamiento adecuado”.<sup>17</sup>

En la Tabla 2 se sugiere las áreas de aplicación preferidas para cada tipo de proceso de eliminación de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono:

**Tabla 2** Directrices para la selección de procesos de eliminación de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>.<sup>18</sup>

| Lineamientos para los procesos de eliminación de H <sub>2</sub> S y CO <sub>2</sub> |                  |                 |                     |                 |                     |
|---|------------------|-----------------|---------------------|-----------------|---------------------|
| Tipo de Proceso   | Gas Acido        |                 | Tamaño de la Planta | Presión Parcial | Capacidad de Azufre |
|   | H <sub>2</sub> S | CO <sub>2</sub> |                     |                 |                     |
| Absorción en solución alcalina  | A                | A               | H                   | L               | H                   |
| Absorción física  | A                | A               | H                   | H               | Y                   |
| Absorción / Oxidación   | A                | -               | H                   | L               | L                   |
| Adsorción seca / Reacción   | A                | -               | L                   | L               | L                   |
| Permeación de la membrana   | A                | A               | L                   | H               | L                   |
| Adsorción   | A                | A               | L                   | L               | L                   |

<sup>16</sup> Ibid. sec. 21 p.3.

<sup>17</sup> MOKHATAB, Saied, POE, William, SPEIHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Oxford USA, Elsevier, 2006 p. 288.

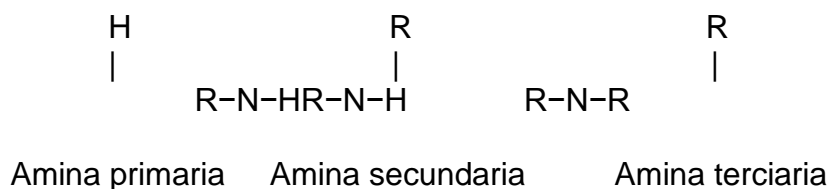
<sup>18</sup> KOHL, Arthur, NIELSEN, Richard. Gas Purification Chapter 2. Alkanolamines for hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide Remova. USA. 5 ed. 1997 p. 3.

|  |   |   |   |   |   |
|--|---|---|---|---|---|
| Metanación   | - | A | L | L | - |
| <i>Notas: A = Aplicable, H = Alto, L = Bajo, la línea divisoria entre alta (H) y baja (L) es aproximadamente 20 MMscfd para el tamaño de la planta. Para la presión parcial se tiene 100 psia y para la capacidad de azufre se tiene 10 ton/día.</i> |   |   |   |   |   |

En esta monografía se hará énfasis en los dos tipos de tecnología que son objeto de estudio: Endulzamiento de gas con aminas y endulzamiento del gas con membranas permeables.

### 3. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL CON AMINAS

“Las alcanolaminas son las más aceptadas y ampliamente utilizadas entre los muchos disolventes químicos disponibles para la eliminación de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>. La presencia del grupo OH en su estructura hace que estos compuestos sean "olaminas" en lugar de simples aminas”<sup>19</sup>. Dependiendo el número de enlaces que tenga el átomo de nitrógeno presente en la cadena se clasifican en aminas primarias, secundarias o terciarias:



“La razón de utilizar alcanolaminas para remover los gases ácidos de la corriente de gas se debe a que se puede considerar que el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad del agua; mientras que el grupo amino es el que reacciona con los gases ácidos”<sup>20</sup>. A continuación, se relacionan las estructuras químicas de las alcanolaminas más utilizadas en el tratamiento del gas natural:

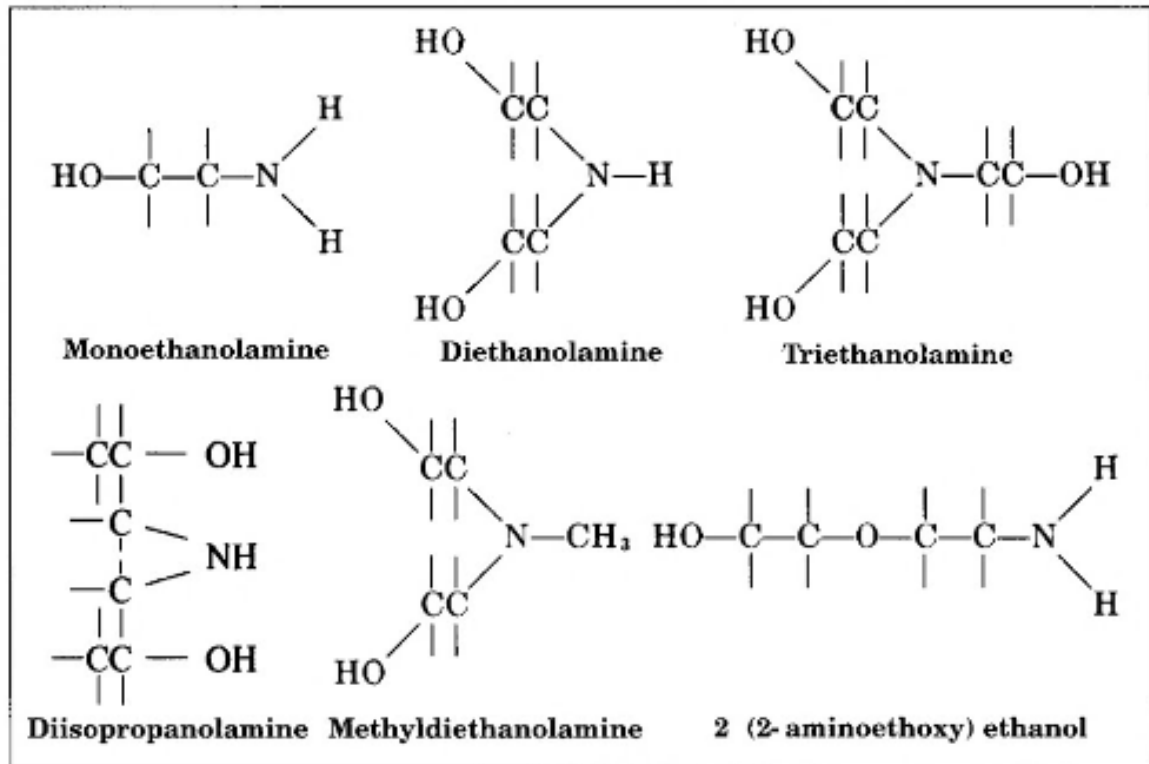
**Figura 2** Estructuras químicas de las alcanolaminas más utilizadas en el tratamiento del gas natural.<sup>21</sup>

---

<sup>19</sup> CAMPBELL, Op.cit p. 59

<sup>20</sup> KOHL, Op.cit p. 42.

<sup>21</sup> Ibid. p. 45.



### 3.1 Comparación de Solventes Amínicos para la Remoción de Gases Ácidos de una Corriente de Gas

En el siguiente cuadro se comparan los procesos de remoción de gas ácido con los solventes amínicos más comunes. En este resumen se puede observar el grado de purificación que puede llegar a obtenerse, la selectividad para la eliminación de H<sub>2</sub>S y la eliminación de los compuestos de azufre COS, CS<sub>2</sub> y mercaptanos.

**Tabla 3** Comparación de solventes amínicos para la remoción de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S<sup>22</sup>

| PROCESO | Cumple especificación de CO <sub>2</sub> ? | Remueve COS, CS <sub>2</sub> , mercaptanos | Eliminación selectiva H <sub>2</sub> S | Cantidad mínima de CO <sub>2</sub> obtenida | Solución sujeta a degradación (Especies degradantes)            |
|---------|--|--|--|---|---|
| MEA     | Si   | Parcial                                    | No                                     | 100 ppmv a presiones bajas a moderadas      | Si (COS, CS <sub>2</sub> y mercaptanos)                         |
| DEA     | Si   | Parcial                                    | No                                     | 50 ppmv en procesos SNEA-DEA                | Algunos(COS, CS <sub>2</sub> CO <sub>2</sub> , HCN mercaptanos) |
| TEA     | Si   | Leve                                       | No                                     | Mínimo presión parcial de 0.5 psia          | Leve (SOS, CS <sub>2</sub> y mercaptanos)                       |
| MDEA    | Si   | Leve                                       | Algunas                                | Solamente para remoción a granel            | No  |

De igual forma, en el momento de seleccionar el solvente a utilizar en el proceso de endulzamiento es muy importante tener en cuenta los principales parámetros operativos para cada una de las aminas. En la Tabla 4 se resumen los parámetros operativos más importantes para los sistemas de aminas más utilizados:

**Tabla 4** Principales parámetros operativos para los sistemas amínicos<sup>23</sup>

| Parámetro | MEA   | DEA   | DGA   | MDEA  |
|-----------|-------|-------|-------|-------|
| Wt% amina | 15-25 | 25-35 | 50-70 | 40-50 |

<sup>22</sup> KIDNAY, Arthur, PARRISH, William. Op.cit p.99. (Modificado) Fuente: Engineering Data Book (2004b).

<sup>23</sup> Ibid p. 123. (Modificado) Fuente: Engineering Data Book (2004b).

|  |           |           |           |            |
|--|-----------|-----------|-----------|------------|
| <b>Carga gas ácido en amina rica</b> (mol gas ácido/ mole amina)   | 0.45-0.52 | 0.43-0.73 | 0.35-0.40 | 0.40-0.55  |
| <b>Capacidad de absorción gas ácido</b> (mol gas ácido/ mol amina) | 0.33-0.40 | 0.35-0.65 | 0.25-0.30 | 0,2-0.55   |
| <b>Carga gas ácido en amina pobre</b> (mol gas ácido/ mole amina)  | 0.12      | 0.08      | 0.10      | 0.005-0.01 |

La mezcla o formulación de aminas también es una opción muy viable a la hora de escoger el tipo de solvente a utilizar en un proceso de endulzamiento. Son base MDEA y se les conoce como a MDEA o MDEA activada. Se hacen atractivos porque operan dentro de un rango de 55% en peso mientras que la corrosividad de la solución solo le permite a la MEA rangos de 15 a 25% y a la DEA 25 a 35%.

Por tanto, con este tipo de solventes puede obtenerse una mayor capacidad de procesamiento con menor flujo de solución y desde luego menor consumo energético durante el proceso de regeneración, variable muy importante a la hora de seleccionar el solvente, pues alrededor del 70% del costo operativo de una planta de endulzamiento con aminas corresponde a la generación de energía necesaria para romper la reacción de la amina con el gas ácido. Es importante mencionar que los solventes formulados son propiedad de los proveedores y su fórmula exacta es desconocida.

### **3.2 Descripción Del Proceso De Endulzamiento De Gas Natural Con Aminas.**

Este proceso de absorción química consiste en poner en contacto a través de una torre contactora a contracorriente el gas ácido a tratar con la solución acuosa de

amina. En esta torre, los componentes ácidos del gas reaccionan con la solución de amina y forman compuestos inestables solubles en la solución. Por cabeza se obtiene una corriente de gas dulce y por el fondo una corriente de amina rica. La reacción química generada en este proceso de absorción es exotérmica y puede hacerse reversible con la aplicación de calor. Por lo cual, la solución de amina empleada en el proceso de absorción, rica en gases ácidos se regenera en una torre de destilación donde se lleva a cabo la desorción de los componentes ácidos. Las condiciones de esta torre son opuestas a las condiciones de la torre absorbedora. Mientras que la reacción química ocurrida en el proceso de absorción se favorece en condiciones de baja temperatura y alta presión el proceso de regeneración es conveniente a alta temperatura y baja presión para favorecer la liberación de los gases ácidos. La corriente de amina ya libre de gases ácidos se enfría y se presuriza para que sea incorporada nuevamente al sistema.

Este proceso tiene gran aplicación a nivel mundial por su eficiencia y bajo costo del solvente. Sin embargo, la demanda energética del proceso de regeneración, la naturaleza corrosiva y la limitada carga ácida que la solución de amina puede admitir son sus principales limitantes. El siguiente diagrama describe de manera general el proceso típico de endulzamiento del gas natural con una alcanolamina:



En este tipo de proceso, antes de que la corriente de gas a tratar ingrese al contactor se deben retirar los líquidos y/o sólidos presentes en la corriente porque pueden afectar la operación de la planta y causar efectos indeseados como corrosión o formación de espumas.

### **3.3 Principales Problemas Operacionales.**

Entre los principales problemas operacionales que se pueden presentar en las plantas de endulzamiento de gas con aminas están: Corrosión debido a la naturaleza corrosiva de la solución de amina, formación de espumas por la condensación de hidrocarburos o presencia de líquidos en el gas y/o pérdida y degradación de la amina por arrastre o contaminantes. Todas estas situaciones están de la mano es decir una puede llevar a la otra.

#### **3.3.1 Corrosión**

La corrosión es de los problemas operacionales más serios que presentan las plantas de endulzamiento de gas con aminas, si bien estas sustancias en solución son básicas, su comportamiento cambia y se acidifica cuando entran en contacto con los gases ácidos. “Debido a que la corrosión en este proceso tiende a ser de naturaleza química, es fuertemente influenciada por la temperatura y la velocidad del líquido. El tipo de solución que se utiliza y la concentración de esa solución también tienen un fuerte impacto sobre la tasa de corrosión.”<sup>26</sup>

---

<sup>26</sup> Ibid. Sec. 21 p.20.

En general y debido a la importancia de la temperatura en la corrosión del sistema, los equipos que se ven más afectados por esta exposición sin ser los únicos son el rehervidor y el intercambiador de calor amina amina. El stripper también tiende a tener tasas de corrosión altas debido al pH bajo presente en este punto. “La corrosión por estrés es frecuente en sistemas amínicos. Esto generalmente se asocia con tensiones residuales que resultan del calentamiento localizado durante la construcción de la planta, tales como soldaduras en absorbedores, separadores y tuberías. El alivio del estrés de todos los equipos y tuberías principales ayudará a aliviar la corrosión por estrés<sup>27</sup>.

La corrosión en un sistema es inevitable y por tanto las medidas que se toman son de control y no de eliminación. Usar inhibidores de corrosión, mantener las condiciones de carga acida, controlar la temperatura operativa, tener la metalurgia en acero inoxidable y controlar las velocidades en las líneas de amina rica son algunas de las medidas que permiten mitigar las velocidades de corrosión en la planta

### **3.3.2 Formación De Espuma**

“En el contactor, un aumento repentino de la presión diferencial o una presión súbita de nivel de líquido o una variación súbita del nivel del líquido en la parte inferior indica por lo general una fuerte formación de espuma. Cuando ocurre la formación de espuma, existe un contacto pobre entre el gas y la solución química reduciendo la capacidad de tratamiento”<sup>28</sup>. Esta situación es uno de los problemas

---

<sup>27</sup> MADDIX, Op.cit. p. 71

<sup>28</sup> Engineering Data Book, 12th ed. Op.cit. sec. 21 p.21.

operacionales más comunes que se presentan en los sistemas de endulzamiento y por lo general ocurre por la condensación de hidrocarburos o la presencia de líquidos en la corriente gaseosa, aunque también puede deberse a otros contaminantes externos tales como agentes químicos, aceites lubricantes, inhibidores de corrosión etc.

Para evitar que se presente condensación de hidrocarburos en el contactor es muy importante mantener la temperatura de la solución de amina pobre por lo menos 10 °F por encima de la temperatura del punto de condensación de hidrocarburo del gas a la salida, además de mantener el sistema limpio y libre de impurezas. También es posible utilizar sistemas químicos antiespumantes pero debe tenerse en cuenta que una sobredosificación puede ocasionar un efecto contrario al deseado y afectar la absorción.

### **3.3.3 Pérdida Y Degradación Del Solvente (Amina)**

En general, todo proceso químico involucra pérdidas y degradación de solvente, sin embargo, el volumen de pérdida depende directamente de la eficiencia del sistema.

El espumamiento, la ineficiente extracción de vapores, la velocidad de los flujos, el arrastre y la presencia de partículas sólidas son algunos de los parámetros que generan pérdida y degradación de la amina. Este aspecto es muy importante ya que la cantidad de solvente que se pierda por cualquiera de las causas mencionadas anteriormente debe ser reemplazado, lo que se traduce en un mayor consumo de solvente y por tanto un mayor costo operativo.

Además, el solvente degradado reduce la capacidad de absorción de gases ácidos, acelera la corrosión y contribuye a formación de espumas, es decir la pérdida y

degradación de amina es un parámetro fundamental a la hora de tener problemas operacionales en el sistema pues no solo se traduce en un mayor gasto de solvente, sino que además impacta de manera directa la integridad de la planta.

## **4. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL CON MEMBRANAS PERMEABLES**

Los sistemas de endulzamiento con membranas permeables es una tecnología relativamente nueva en el tratamiento del gas natural y ha venido siendo ampliamente aceptada debido a su variedad de aplicaciones y ventajas respecto a otras tecnologías tradicionales.

### **4.1 Membranas Permeables**

“Las membranas son barreras delgadas que permiten el paso preferencial de ciertas sustancias sobre otras. La separación de gases a través de membranas se basa en el principio de que los gases se disuelven y se difunden a través de la membrana. Ciertos gases como H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> penetrarán a través de la membrana a una velocidad más rápida que los hidrocarburos debido a una diferencia en la solubilidad y capacidad de difusión de esos gases a través de la membrana.”<sup>29</sup>.

Los componentes de la corriente de gas de entrada que tengan la mejor permeabilidad pasaran más rápido por las membranas a la zona de baja presión formando una corriente conocida como permeado. De igual forma los componentes de menor permeabilidad permanecerán en el lado de mayor presión para salir de las membranas como la corriente tratada; sin pérdida de presión y se conoce como residuo. Es decir que, los componentes que tengan mayor permeabilidad en las membranas saldrán enriquecidos por la corriente de menor presión (permeado) y los componentes de menor permeabilidad quedaran en mayor proporción en la corriente residual de mayor presión.

---

<sup>29</sup> Engineering Data Book, 12th ed., Op.cit. Sec. 24, p. 26 y sec 21 p.24.

“La separación de componentes de gas por membranas permeables es un proceso impulsado por la diferencia de concentraciones, que para el caso de gases, está directamente relacionada con la presión de entrada del gas a las membranas y por la presión de los permeados. La separación de cada componente, en realidad, es controlada por la diferencial de presión parcial de cada componente que pasa a través de las membranas poliméricas”.<sup>30</sup>

“Las membranas son particularmente atractivas cuando la presión del gas de alimentación es alta (más de 500 psig) y/o el contenido de CO<sub>2</sub> del gas a tratar es alto (más del 10%). Sin embargo, los materiales de membrana no son adecuados para altas presiones parciales de sulfuro de hidrógeno. De acuerdo con los sistemas de proceso de kvaerner, la presión parcial máxima admisible de H<sub>2</sub>S es de aproximadamente 20 psia para los materiales de membrana existentes”<sup>31</sup>

## **4.2 Tipos de Membranas.**

“En la actualidad, las únicas membranas comercialmente viables utilizadas para la eliminación de CO<sub>2</sub> son poliméricas, por ejemplo, acetato de celulosa, poliamidas, policarbonatos y polieteramida”.<sup>32</sup> Sin embargo el material estándar en la industria para la separación de CO<sub>2</sub> es el acetato de celulosa dada su efectividad y resistencia.

Los diseños de membranas disponibles son básicamente de dos tipos: Elementos de hojas envueltas enrollados en espiral y elementos de fibra hueca. “Cada tipo de

---

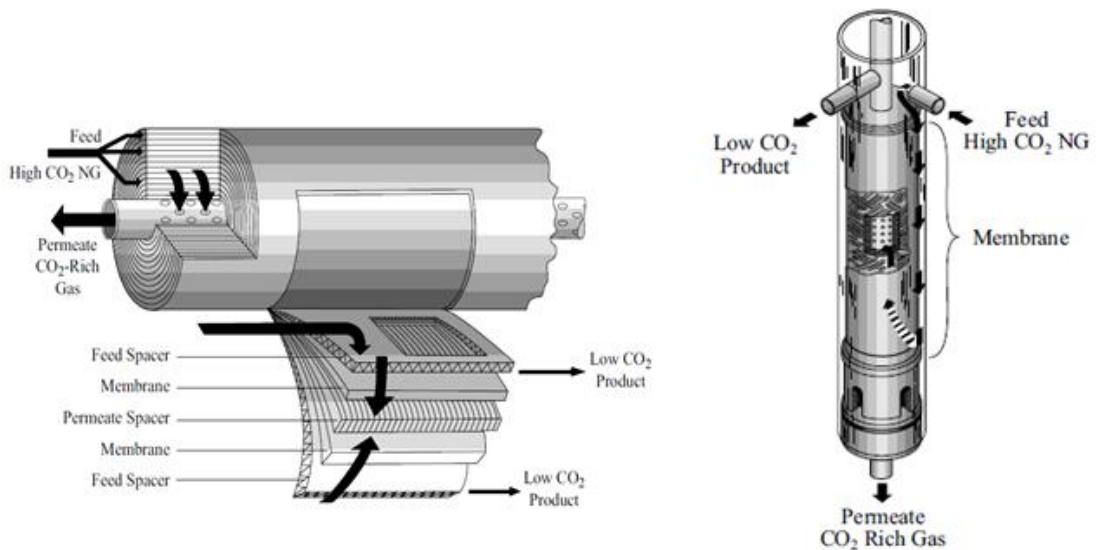
<sup>30</sup> ACOSTA, Wences, GONZALEZ Cesar, UZCATEGUI Elio. Experiencias en Yucal Placer. Endulzamiento con membranas. Mejoras operacionales en Procesamiento de gas. XVIII Convención de gas, AVPG. Venezuela 2008 p.4.

<sup>31</sup> Engineering Data Book, 12th ed., Op.cit sec 24 p.26 y sec 21 p.25.

<sup>32</sup> DORTMUNDT, David. DOSHI, Kishore Recent developments in CO<sub>2</sub> removal membrane technology. Uop llc, Des Plaines, Illinois. USA 1999 p. 3.

elemento tiene sus propias ventajas. Los elementos en espiral pueden soportar una mayor presión, son más resistentes a la incrustación y tienen una larga historia de servicio en el endulzamiento de gas natural. Los elementos de fibra hueca tienen una densidad de empaquetamiento más alta, por lo que las plantas a base de fibras huecas son típicamente más pequeñas que las plantas en espiral”<sup>33</sup>.

**Figura 4** Tipos de membranas.<sup>34</sup>



a. Espiral

b. Fibra hueca

La permeabilidad y la selectividad son consideraciones importantes al momento de seleccionar una membrana. A mayor permeabilidad menor será el área de la membrana necesaria para la separación y por tanto menor será el costo y cuanto a mayor sea la selectividad menor serán las pérdidas de hidrocarburos. Una vez que

<sup>33</sup> Ibid p. 9.

<sup>34</sup> Ibid p.7-8.

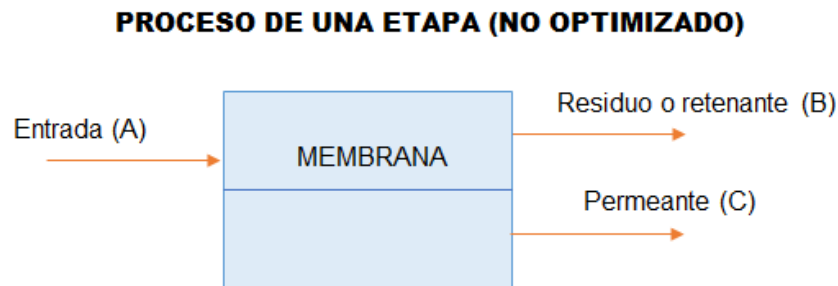
los elementos han sido fabricados, se agrupan en módulos y se montan en un patín para formar una unidad completa de membranas.

### 4.3 Consideraciones Operacionales.

### 4.4 Esquemas De Flujo

El esquema de procesamiento con membranas más simple es de una etapa, en la cual se separa el gas de alimentación en una corriente de permeado rica en CO<sub>2</sub> y una corriente residual rica en hidrocarburos. Este esquema es sencillo, pero no provee mucha libertad para mejorar la eficiencia de la separación y por lo general una cantidad considerable de hidrocarburos permean la membrana y se pierden a través de la corriente de permeado.

**Figura 5** Esquema de flujo de una etapa.<sup>35</sup>

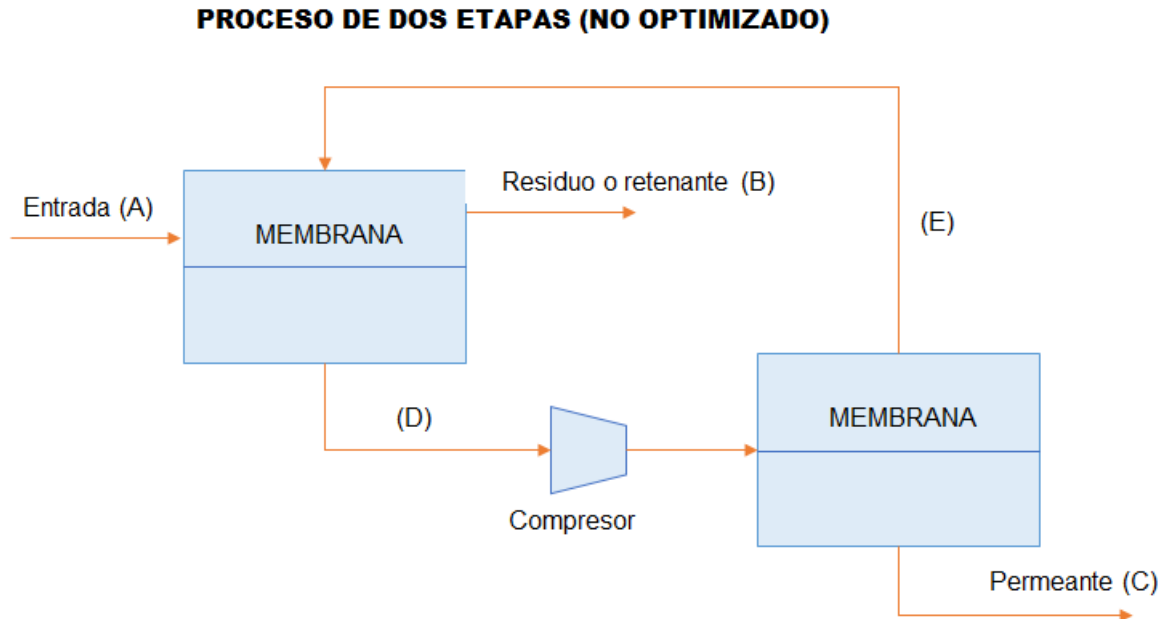


Los sistemas de dos etapas intentan mejorar el recobro de hidrocarburos. El permeado que se recicla está a baja presión y por tanto se debe volver a presurizar antes de que pueda combinarse con el gas de alimentación.

---

<sup>35</sup> KIDNAY, Op.cit. p. 124.

**Figura 6** Esquema de flujo de dos etapas.<sup>36</sup>



Para decidir si se debe utilizar un sistema de una o varias etapas, hay que tener en cuenta muchos factores. Se debe realizar un análisis económico para asegurar que el costo de instalar y operar un compresor de reciclo no supere el ahorro en la recuperación de hidrocarburos.<sup>37</sup>

En la siguiente grafica se presenta la recuperación de hidrocarburos en función del porcentaje de eliminación de CO<sub>2</sub> para sistemas de una y dos etapas en ciertas condiciones de proceso:

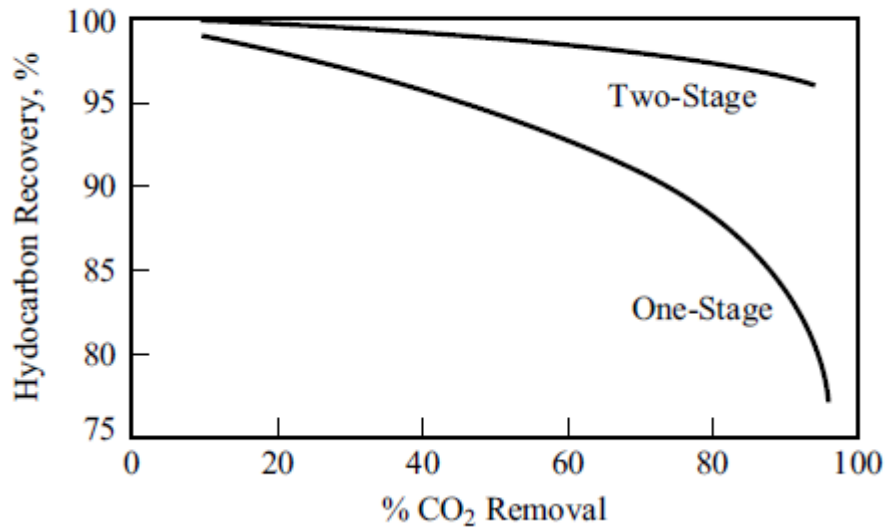
**Figura 7** Efecto del número de etapas.<sup>38</sup>

<sup>36</sup> Ibid p. 124.

<sup>37</sup> DORTMUNDT, Op. cit p.13.

<sup>38</sup> Ibid. p.13.

### Effect of Number of Stages



#### 4.5 Caudal De Flujo

“Se aplica a la membrana una velocidad de gas de alimentación máxima aceptable por unidad de área, y el área de membrana requerida es directamente proporcional al caudal, las unidades de membrana funcionan bien a velocidades de alimentación reducidas, pero su rendimiento disminuye cuando se superan los caudales de diseño”<sup>39</sup>. Las pérdidas de hidrocarburos, también aumentan proporcionalmente.

#### 4.6 Temperatura De Operación

El aumento de la temperatura de alimentación aumentará la permeabilidad y disminuirá la selectividad. Es muy importante también tener en cuenta la máxima

<sup>39</sup> KIDNAY Op.cit, p.125.

temperatura pues un exceso de temperatura puede degradar el material de las membranas (polímero) y acortar su vida útil.<sup>40</sup>

#### **4.7 Presión De Operación**

El aumento de presión disminuye la permeabilidad y la selectividad, pero aumenta la diferencia de presión a través de la membrana y por tanto da lugar a un aumento neto de flujo a través de ella. En diseño se procura mantener la presión de operación lo más baja posible.

#### **4. 8 Pretratamiento del Gas De Alimentación**

Con el fin de poder garantizar el funcionamiento eficiente de las membranas y cuidar su integridad es necesario realizar una etapa de pretratamiento a la corriente de gas de alimentación. Los equipos requeridos para esta etapa varían dependiendo de la composición y las condiciones del gas de alimentación.

Entre los principales componentes que pueden degradar las membranas están:

Líquidos: Los líquidos pueden causar hinchamiento de la membrana y reducir las tasas de flujo, “estos pueden formarse debido a la condensación de compuestos causados por el enfriamiento que se produce (efecto Joule-Thomson) a medida que el gas se expande a una presión más baja a través de las membranas o debido a que el CO<sub>2</sub> y los hidrocarburos más ligeros difunden más rápidamente que los hidrocarburos más pesados. El punto de rocío del gas no difusor puede aumentar hasta el punto en que se produce la condensación.<sup>41</sup>

Hidrocarburos de alta masa molar (C15+), tales como aceites lubricantes para compresores. Estos compuestos cubren la superficie de la membrana y disminuyen

---

<sup>40</sup> Ibid p.125.

<sup>41</sup> Ibid, p.125.

la velocidad de penetración. El efecto generado es acumulativo.

Material particulado: Las partículas pueden bloquear el área de flujo de la membrana. La posibilidad de bloqueo es mucho menor para las membranas tipo espiral, que tienen un área de flujo bajo. Sin embargo, un flujo de partículas a largo plazo podría bloquear cualquier tipo de membrana<sup>42</sup>

Los inhibidores de corrosión y otros agentes químicos también pueden afectar la integridad de las membranas y por tanto su rendimiento.

---

<sup>42</sup> DORTMUNDT, Op. cit, p. 18.



## 5. PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS Y MEMBRANAS PERMEABLES

**Tabla 5** Principales características de endulzamiento de gas natural con aminas y membranas permeables<sup>43</sup>

| ÍTEM   |               | PROCESO  |  |
|--|---------------|--|--|
|  |               | AMINAS   | MEMBRANAS  |
| Contenido de gas ácido de entrada            |               | Hasta 70% V  | Hasta 90% V  |
| Contenido de gas ácido en la salida (típico) |               | De 2% V hasta remoción profunda  | 1% V   |
| Caudales de gas típicos (MMSCMD)             |               | Bajos hasta más de 10  | Muy bajos hasta más de 10  |
| Condiciones de operación típicas             | Presión       | Absorción: 72 psi a 1740 psi<br>Regeneración : 21,7 psi  | 391,6 psi a 1450 psi   |
|  | Temperatura   | 86 a 140° F (Absorción)  | <140 ° F   |
| Pérdidas de hidrocarburos típicas            |               | Menos de 1%  | 1 etapa: 8 -15 %<br>2 etapas: 2%   |
| Turndown                                     | Caudal de gas | 30%  | 20%  |
| Equipos principales (Nota3)                  |               | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Contactora</li> <li>-Sistema de regeneración <b>(Nota1)</b></li> <li>-Tanque flash</li> <li>-Intercambiador amina rica/pobre</li> <li>-Enfriador de amina pobre</li> <li>-Bombas de circulación</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>-Pre-tratamiento de entrada <b>(Nota 2)</b></li> <li>-Modulo de membranas</li> <li>-Compresor de reciclo y enfriadores (Para sistemas de dos etapas)</li> </ul> |
| Requerimientos de materiales                 |               | Acero inoxidable para ciertas partes (Intercambiador amina rica/pobre, tubos del reboiler, tope del sistema de regeneración)   | Pre tratamiento: Acero de carbono o acero inoxidable (Alto contenido de gas ácido)<br>Skid de la membrana: Acero al carbón   |
| Requerimientos de lay out                    |               | Altos  | Bajos  |

<sup>43</sup> BERGEL, Marco, TIerno Ignacio. Sweeting technologies-a look at the whole picture. TECNA Estudios y Proyectos de Ingeniería S.A 2008 p.3.

|                                    |                  |  |  |
|------------------------------------|------------------|--|--|
| <b>Requerimientos de servicios</b> |                  | -Medio calefactor<br>-Potencia<br>-Químicos (Ej:<br>anti-espumante)            | -Requerimientos de pre-tratamiento (Ej:<br>Potencia, refrigeración)<br>-Para 2 etapas:<br>Potencia (para compresión) |
| <b>Sencillez de operación</b>      |                  | Complejidad alta   | Complejidad baja<br><b>(Nota 4)</b>  |
| <b>Contaminantes</b>               |                  | Oxígeno, hidrocarburos pesados (líquidos), partículas sólidas, sales orgánicas | Hidrocarburos pesados, BTEX, glicoles, aminas, agua líquida  |
| <b>Composición de costos</b>       | <b>Capital</b>   | Altos  | Medios   |
|                                    | <b>Operación</b> | Medios   | 1 etapa: bajos<br>2 etapas: medios   |
| <b>Notas (44*)</b>                 |                  | Gas tratado saturado con agua  | El gas se deshidrata   |

**Tabla 5 (continuación)**

### 5.1 Ventajas y Desventajas de endulzamiento con Aminas y Membranas Permeables.

**Tabla 6** Ventajas y desventajas: Aminas/Membranas permeables<sup>45</sup>

| <b>ABSORCIÓN QUÍMICA</b>                              |                       | <b>MEMBRANA</b>                  |  |
|---|-----------------------|----------------------------------|--|
| <b>Ventajas</b>                                       | <b>Desventajas</b>    | <b>Ventajas</b>                  | <b>Desventajas</b>   |
| No está afectada por la presión parcial del gas ácido | Alto consumo de vapor | Bajos requerimientos energéticos | Depende de la presión parcial y la temperatura del gas ácido |

<sup>44</sup> \*Notas Tabla 5. 1. El sistema de regeneración incluye: Columna regeneradora, condensador, acumulador y bombas de reflujo y reboiler.

2. El pre tratamiento de entrada depende de la composición del gas, Un pretratamiento simple incluye: Filtro coalescedor, lecho de adsorbente no regenerable (carbón activado), filtro de partículas y calentador. Un pre tratamiento complejo puede incluir una unidad de separación a bajas temperaturas (por refrigeración mecánica), una unidad de expansión Joule Thompson o un sistema de adsorbente regenerable.

3. No se indican los scrubbers de entrada y salida de filtros

4. Para la unidad de membranas en forma aislada. La complejidad se incrementa con el compresor de reciclo (Para procesos de membranas de dos etapas) y con los esquemas de pretratamiento complejos.

<sup>45</sup> VILLALBA, Op. Cit, p. 25).

|                                  |                                   |   |  |
|----------------------------------|-----------------------------------|---|--|
| Baja absorción de HC             | Tendencia a formación de espuma   | Baja corrosión                                      | Alto contenido residual de HC                    |
| Es de dominio publico            | Agua de caldera para completación | Bajo contenido de agua en el gas producido          | Sensible a ciertos contaminantes                 |
| Costo de solvente razonable      | Tendencia a la corrosión          | No hay necesidad de solvente puro para completación | Corto tiempo de vida de las membranas (3-5 años) |
| Amplias referencias industriales |                                   | Puede operarse sin mucha supervisión                | Proceso patentado por licencias                  |

**Tabla 6 (continuación)**

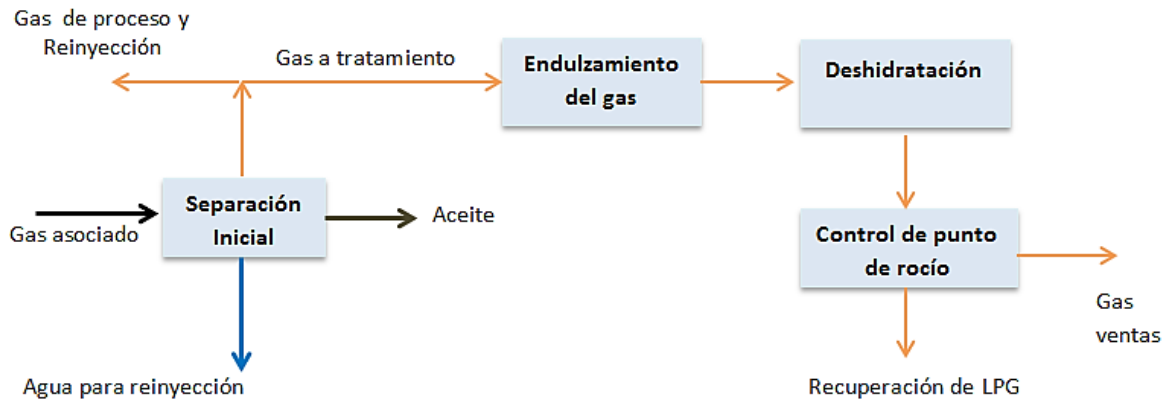
Las membranas se pueden usar solas o en conjunto con unidades de amina para maximizar los beneficios de ambas tecnologías. Las membranas son muy atractivas cuando la presión del gas de alimentación es alta (más del 10%). Sin embargo, los materiales de membrana no son adecuados para altas presiones parciales de sulfuro de hidrógeno y por tanto no son muy prácticas para la remoción de H<sub>2</sub>S en bruto. De acuerdo con los sistemas de proceso de Kvaerner, la presión parcial máxima admisible de H<sub>2</sub>S es de aproximadamente 20 psia para los materiales de membrana disponibles actualmente.

Otros beneficios de los sistemas de membrana son: una menor inversión de capital que las plantas aminas en la mayoría de los casos (especialmente capacidades pequeñas), reducción de costos de mantenimiento y mano de obra. Sin partes móviles y sin productos químicos utilizados, excelente flexibilidad en el ajuste a las variaciones en el flujo de alimentación y la composición de la alimentación y un significativo espacio y peso advantage sobre las plantas de amina. El último beneficio es particularmente significativo en aplicaciones offshore. En todos los sistemas de membrana se debe tener cuidado para tener un adecuado acondicionamiento previo del gas.

## 6. ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS: CASO ESTUDIO 1

El gas producido en este campo es un gas asociado que luego de ser separado del crudo es reinyectado una parte al yacimiento (65%) y el restante (35%) es sometido a tratamiento para su posterior comercialización. El diagrama de bloques descrito en la Figura 8 resume de manera general el proceso que tiene el gas:

**Figura 8** Diagrama general del proceso planta de gas Cusiana<sup>46</sup>



### 6.1 Descripción del Proceso.

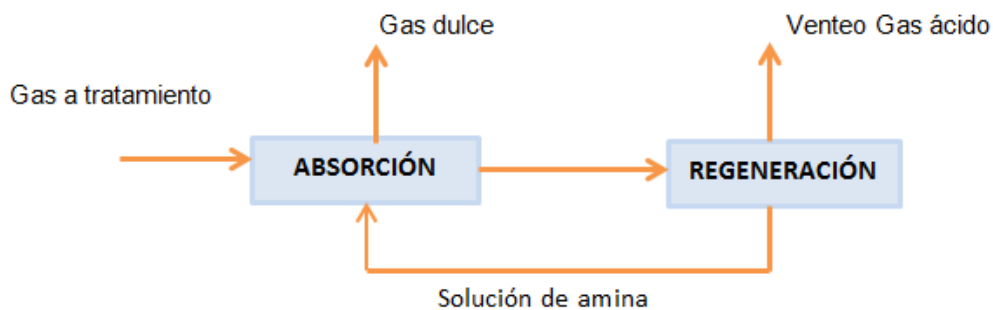
El gas de producción a tratamiento se toma de los tambores de separación y debido a que la presión disponible es suficiente no se necesita comprimirlo para que pueda ir a las unidades de endulzamiento con aminas. El gas que sale de endulzamiento

<sup>46</sup> Elaboración del autor

va a las unidades de deshidratación (control de punto de rocío por agua), pasa por un turbocompresor de media presión y luego a las unidades de control de punto de rocío por hidrocarburo, en las cuales se hace el proceso final para su adecuación como gas de ventas. El líquido recuperado pasa por un fraccionador para separar los gases livianos ( $C_1$  y  $C_2$ ), y como etapa final separar el gas licuado de Petróleo ( $C_3$  y butanos -  $C_4$ 's) de la gasolina natural ( $C_5+$ ).

El proceso de endulzamiento es el primer tratamiento que tiene el gas y básicamente consta de dos etapas principales para la remoción de los gases ácidos: Absorción y regeneración:

**Figura 9** Proceso de endulzamiento del gas con aminas.<sup>47</sup>



La planta cuenta con dos trenes de endulzamiento que son muy similares (Unidad de Aminas) y tienen una capacidad total de tratamiento de 336 MMSCFD de gas. En este sistema de endulzamiento la solución de amina ingresa por la parte superior de una torre absorbidora y desciende a través de ella arrastrando las moléculas de  $CO_2$  y  $H_2S$  presentes en la corriente de gas agrio que viene ascendiendo desde el tope de la torre (En contracorriente). La amina rica en gases ácidos sale de la torre por la parte inferior de la torre y el gas dulce por la parte superior. La amina rica es sometida a un proceso de regeneración para retirar los gases ácidos y utilizarla nuevamente en el proceso.

<sup>47</sup> Fuente ECP Cusiana



al final las especificaciones requeridas. La capacidad máxima de este bypass es de 80 MMSCFD.

Los principales equipos que conforman la planta de endulzamiento son: Contactora, tanque flash, filtros, regeneradora con acumulador y rehervidor, bombas de circulación, aroenfriador de corriente de amina pobre e intercambiador de calor.

### **6.1.1 Torre Contactora (CT81X01/CT81X02):**

El gas amargo libre de líquidos y sólidos ingresa a la torre contactora por el fondo y la solución de amina por la cima. Esta torre contiene 23 platos, tiene una altura de 20' y 96" de diámetro.

La presión de operación de la contactora puede variar entre 450 -490 Psig, de esta forma el gas dulce puede entrar a la línea de gas a deshidratar a un nivel de presión de 490 Psig. El gas endulzado y saturado en agua @ 125-135°F se envía a enfriamiento hasta alcanzar una temperatura de 5 a 10°F, por encima de la temperatura del gas de entrada a las unidades contactoras de amina; los líquidos producidos (agua con trazas de Amina) se recuperan en un separador vertical y se envían al tren de regeneración de Amina. El gas separado se envía hacia el cabezal de recolección de gas húmedo dulce para continuar con el tratamiento de deshidratación.

### **6.1.2 Flash -Tank (V-81102):**

El sistema de regeneración de la solución de amina rica comienza con una desgasificación inicial en un separador horizontal (V-81X02 / V-81X02), en el cual se reduce la carga de vapores hacia la torre regeneradora y son apartados los hidrocarburos disueltos de la amina rica antes de su regeneración. Se localiza entre la contactora y el intercambiador amina rica/amina pobre y tiene una longitud de 32', un diámetro de 120" y la presión de operación es 70 psi. La separación se da gracias al diferencial de presión que existe entre la contactora y el tanque flash. Los líquidos separados se filtran a través de dos filtros en línea: Pre-filtro (F-81X01 / F-81X01) para remover los sólidos y filtro coalescedor (F-81X05 / F-81X05) para remover hidrocarburos; seguidamente se precalienta la amina rica a través de intercambiadores de placas (HE-81X01A/B / HE-81X01A/B) en contracorriente con la Amina Pobre (245-255 °F) que proviene de la Torre despojadora.

### **6.1.3 Intercambiadores De Calor Amina Rica-Amina Pobre (HE-81X01A/B / HE-81X01A/B)**

Estos equipos tienen como función calentar la amina rica que sale del tanque flash (125-135 °F) con la amina pobre proveniente de la torre regeneradora la cual está cerca de su punto de ebullición (240- 250°F). Dado que aumenta la temperatura de la amina rica, la transferencia de calor facilitará el proceso de desorción y por tanto se disminuye la demanda energética requerida por el rehervidor, en el sistema de regeneración. El duty es de 38.544 x 1.1 SA MBTU /HR.

#### **6.1.4 Torre Regeneradora (CT-81X02 / CT-81X02)**

La torre regeneradora (CT-81X02 / CT-81X02) es una vasija vertical que contiene 20 platos, tiene una altura de 80' y un diámetro de 60". Con el fin de recuperar el solvente utilizado en la absorción. La temperatura de fondo es de 250°F y la Presión de operación 7 psi.

La solución de amina rica precalentada se alimenta en el plato #3 de la torre a y por calentamiento a baja presión se remueven los gases ácidos ( $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) de la solución de Amina. Esta operación permite liberar la mayoría del  $\text{CO}_2$  contenido en la solución de amina cargada a la torre. Alrededor del 90 al 95 % del gas ácido se elimina de la solución de amina en la torre regeneradora y el restante se elimina en el rehervidor.

El rehervidor de la torre despojadora (HE-81X03 / 81X03A/B) es de tipo termosifón y el medio de calentamiento es agua caliente. Con el fin de condensar y recuperar el agua, el gas de cima es enfriado (HE-81X04A/B, HE-81X04A/B), para luego almacenarla en una vasija de reflujo (V-81X04, V-81X04); el agua retorna al proceso mediante bombeo (P-81X02A/B) mientras que el gas obtenido es enviado a la atmósfera debido a que son cantidades mínimas que están dentro de los parámetros exigidos por la regulación ambiental.

#### **6.1.5 Aeroenfriadores**

La amina pobre proveniente del proceso de desorción intercambia calor con la amina rica que ingresa a la torre, sin embargo, la temperatura que obtiene la corriente de amina pobre no es suficiente y por tanto requiere el paso de la misma

a través de un sistema de aero-enfriadores, HE-81X02 A/B/C/D/E/F/G/H-81X02 A/B/C/D/E/F/G/H para disminuir y controlar su temperatura entre 115-125 °F; Lo recomendado es 15 a 20 °F por encima de la temperatura del gas agrio alimentado a la torre contactora. Una temperatura mayor genera pérdida de eficiencia de la amina para reducir CO<sub>2</sub> y si se disminuye se pueden generar eventos de espuma por condensación de pesados.

### **6.1.6 Tanque Surge**

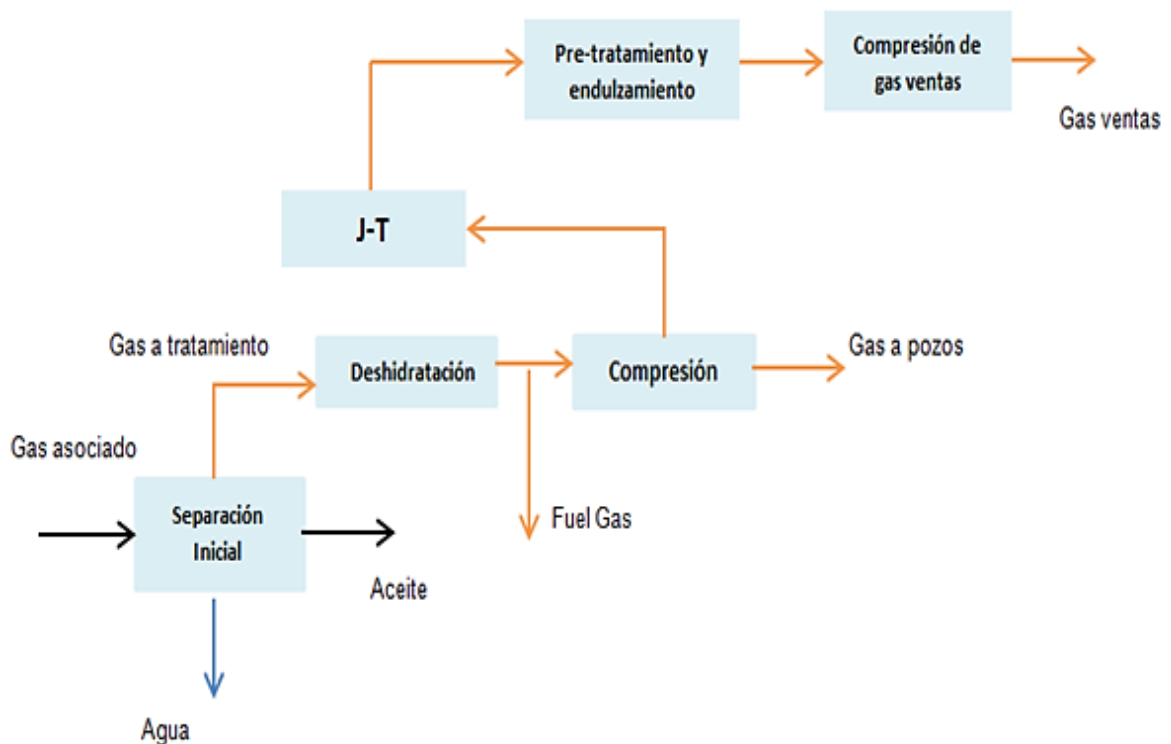
Seguido al sistema de enfriamiento se recolecta la amina en los tanques Surge, TK-81X01/81X01 donde las bombas P-81X01 A/B/C-81X01 A/B/C, por control de flujo alimentan la solución de Amina pobre a las respectivas contactoras. Este tanque suministra flexibilidad en el manejo del solvente, opera a una presión cercana a la atmosférica con una ligera presión positiva suministrada por gas combustible de baja presión para prevenir la entrada de aire. Debe mantenerse en su nivel máximo operativo para garantizar suficiente cabeza de succión a las bombas de circulación de amina pobre. Las pérdidas de solvente son repuestas con la adición de solvente puro y agua periódicamente al tanque, manteniendo el rango apropiado de concentración de la solución. La temperatura de la solución en el tanque es alrededor de los 100°F.

La amina seleccionada para este proceso específico de endulzamiento es formulada y suministrada por INEOS. Por tanto, su formulación es reservada.

## 7. ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON MEMBRANAS PERMEABLES: CASO ESTUDIO 2

La planta de gas caso estudio 2 tiene una capacidad de hasta 210 MMSCFD. Básicamente consta de una unidad de Joules thompson para control de punto de rocío del gas, una fase de producción de gas ventas y LPG que combina refrigeración mecánica con un turboexpander y una unidad de membranas permeables para remover el CO<sub>2</sub> de la corriente de gas agrio.

**Figura 11** Diagrama general Planta de Gas Cupiagua.<sup>49</sup>

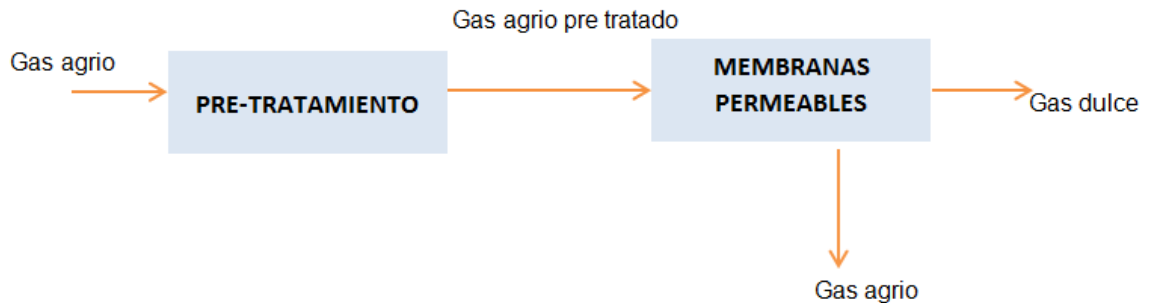


<sup>49</sup>Elaboración del autor.

## 7.1 Descripción del Proceso.

El proceso de endulzamiento se divide básicamente en dos etapas: Pretratamiento del gas y membranas permeables.

**Figura 12** Diagrama de bloques Endulzamiento con membranas permeables.



### 7.1.1 Etapa De Pretratamiento

Las membranas permeables son elementos susceptibles a los contaminantes y por tanto por integridad de las mismas se requiere de una pre-tratamiento que consta de filtros coalescedores para remover los líquidos arrastrados en el gas de entrada y trazas de hidrocarburos que puedan contaminar las membranas. Este sistema está compuesto de tres paquetes ME-2401 A/B/C, y cada uno de ellos está compuesto por un filtro coalescedor F-2401, un filtro de guarda V-2401 (carbón activado) y un filtro de pulido F-2402, el tercer paquete no se está utilizando actualmente.

La corriente de gas agrio ingresa a la unidad de pretratamiento a 950 psig y 110 F, pasa por los filtros F-2401 A/B/C (Capacidad de 82 MMSCFD c/u), las dimensiones de estos son 36" de diámetro y 9' de alto y tienen indicador de presión diferencial

PDI- 2466, el líquido arrastrado se separa en el filtro coalescedor, el control de nivel lo hace el LIC-2404 que descarga el acumulado al cabezal de tea a través de la LV-2404, también se dispone de un control de nivel en el lecho del filtro LIC-2403 que descarga a través de la LV-2403 también a la tea.

La salida de gas de los filtros alimenta los filtros de lecho guarda o lechos de carbon V-2401 A/B/C, la presión de esta corriente es de 947 psig y la temperatura de 110 F, Las dimensiones son 80" de diámetro y 11' de alto, tiene indicador de presión diferencial PDI-2467.

Finalmente, la corriente de gas ingresa a los filtros de pulido F-2402 A/B/C, que tienen indicador de presión diferencial PDI-2468, y sale por la parte superior para alimentar las membranas de remoción de CO<sub>2</sub>.

### **7.1.2 Etapa De Remoción Con Membranas**

La corriente de gas agrio (CO<sub>2</sub> 4.87% molar /H<sub>2</sub>O 0,95 lb/MMSCFD)) proveniente del pretratamiento entra a las membranas por la parte externa con el fin de separar el CO<sub>2</sub> y se difunde a través de ella para llegar hasta el tubo interno donde se recoge el gas permeado. Las membranas están constituido por doce (12) bancos cada uno con siete (7) tubos, para un total de 84 tubos. El contenido de CO<sub>2</sub> en la corriente de salida es de 2% molar y el 0.055 lb/MMSCFD de agua.

El gas endulzado se colecta en un cabezal para alimentar el sistema de gas al compresor de gas de venta, este sale a una presión de 925 psig y una temperatura de 102 F. El gas permeado sale a 19 psig y 103 F con un contenido de CO<sub>2</sub> de 22.6% molar y una humedad de 6.2 lb de H<sub>2</sub>O/MMSCFD.

La corriente de gas tratado entra al tambor de succión del compresor donde se remueven los líquidos que se puedan arrastrar. A la salida de cima del tambor está ubicada la válvula de despresurización del sistema de compresión hacia la tea en caso de emergencia, los líquidos removidos se envían al sistema de tea de baja temperatura. El gas libre de líquidos fluye hacia el compresor y un sistema de control de desempeño actúa sobre la velocidad de la turbina para asegurar la presión requerida en el punto de entrega.

El gas permeado rico en CO<sub>2</sub> y metano entra al compresor de gas ácido donde se le remueven los líquidos y se evacúan hacia la tea de baja presión. El gas ácido libre de humedad se comprime a una presión intermedia por lo que se eleva la temperatura y es necesario enfriar este gas en unos aéroenfriadores. Los líquidos condensados se recuperan en la trampa de condensados. Posteriormente el gas entra a la segunda etapa de compresión para entregarlo al cabezal del sistema de fuel gas del CPF a 300 psig. En este punto es muy importante asegurar que el contenido de CO<sub>2</sub> en el fuel gas no sobrepase el valor límite entre 22.3% a 25%. Existe un control de concentración para que en caso de alto contenido se abra a la tea venteando el gas ácido desde la entrada al scrubber de succión del compresor de gas ácido.

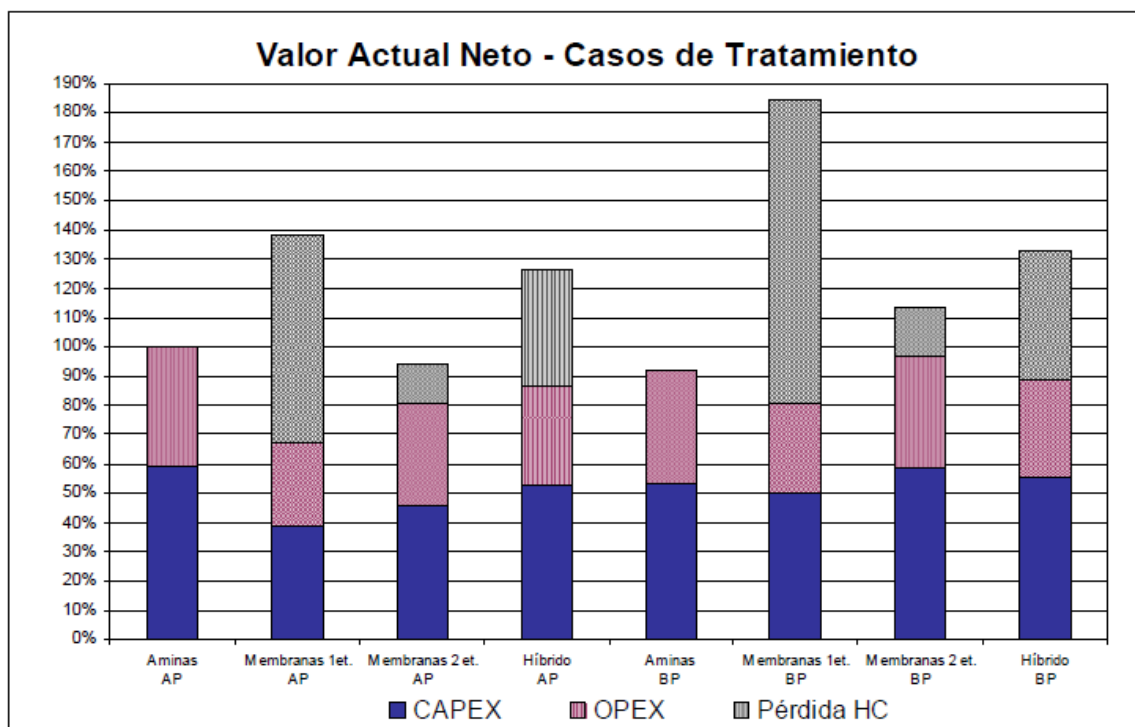
Además, existe un sistema de control para proteger el compresor por baja presión y alta concentración de CO<sub>2</sub> el cual, toma el control de la válvula cerrándola para mantener una presión mínima en la descarga y permitiéndole al compresor recircular mientras se normaliza la concentración de CO<sub>2</sub>.

## 8. ANALISIS ECONÓMICO DE LAS TECNOLOGÍAS OBJETO DE ESTUDIO

Basado en estudios realizados por diferentes autores a continuación se presenta una comparación de costos de inversión CAPEX y costos de producción OPEX de diferentes tecnologías.

Marco Bergel e Ignacio Tierno (2008) realizaron un estudio económico comparativo de cada tecnología ubicando cada una de las alternativas aguas arriba y aguas abajo del sistema de compresión, adicionalmente se compararon costos de inversión y operación. Este estudio permite tener un indicativo de los costos asociados a cada una de las tecnologías aquí referenciadas.

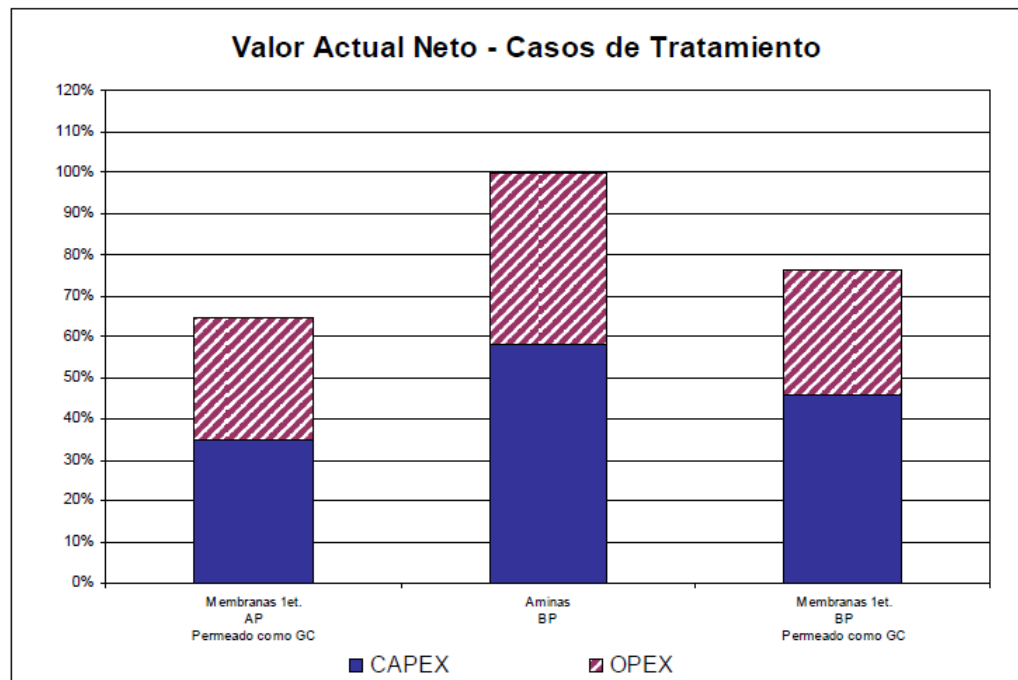
**Figura 13** Valor actual neto de los casos analizados.<sup>50</sup>



<sup>50</sup> BERGEL, Marco, TIerno Ignacio. Tecnologías de endulzamiento. Una Mirada más amplia. TECNA Estudios y Proyectos de Ingeniería S.A 2008 p.32

Este balance permite evidenciar que las pérdidas de HC resultan ser una variable de gran importancia para determinar si un sistema de endulzamiento resulta conveniente o no y es por eso que resulta importante el direccionamiento que se dé a la corriente de permeado rica en metano. Los mismos autores se permitieron comparar el valor actual neto de la alternativa de tratamiento con aminas en baja presión y dos casos de procesamiento con membranas de una etapa y reutilización total de permeado como gas combustible.

**Figura 14** Reutilización de gas permeado como combustible VS Aminas Baja Presión.<sup>51</sup>



El aprovechamiento como combustible del gas permeado es una variable que permite impactar positivamente o no los costos asociados a la tecnología de membranas permeables. Sin embargo el hecho de obtener un volumen mayor al

<sup>51</sup> BERGEL, Marco, TIerno Ignacio. Tecnologías de endulzamiento. Una Mirada más amplia. TECNA Estudios y Proyectos de Ingeniería S.A 2008 p.30

requerido para fuel gas está obligando a la planta objeto de estudio a desperdiciar un volumen de gas considerable, generando un impacto económico negativo en el proceso.

## 9. ANÁLISIS Y RESULTADOS

### 9.1 Remoción de CO2 Planta de Aminas: Caso estudio 1

Flujo volumétrico: 280 MMSCFD (140 MMSCFD C/Unidad)

Presión de operación: 460 psig/ Temperatura: 149 F

**Tabla 7** Composición del gas Planta aminas<sup>52</sup>

| COMPONENTE         | UNIDAD | ENTRADA CABEZAL COMÚN | SALIDA GAS DULCE DE V-811X2 | SALIDA GAS DULCE DE V-812X3 |
|--------------------|--------|-----------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Nitrógeno          | % Mol  | 0,6                   | 0,508                       | 0,593                       |
| Metano             | % Mol  | 71,881                | 76,498                      | 76,264                      |
| Dióxido de Carbono | % Mol  | 5,661                 | 0                           | 0                           |
| Etano              | % Mol  | 11,9                  | 12,477                      | 12,567                      |
| Propano            | % Mol  | 6,554                 | 6,927                       | 6,943                       |
| Isobutano          | % Mol  | 1,15                  | 1,222                       | 1,226                       |
| n-Butano           | % Mol  | 1,44                  | 1,522                       | 1,533                       |
| Isopentano         | % Mol  | 0,383                 | 0,399                       | 0,407                       |
| n-Pentano          | % Mol  | 0,333                 | 0,347                       | 0,357                       |
| Hexanes Plus C6+   | % Mol  | 0,099                 | 0,1                         | 0,11                        |

La remoción de CO2 en las plantas de amina estudiadas es del 100%. La concentración de CO2 en el gas pasa de 5,661% mol a 0% mol. Esto permite que se pueda mezclar este gas tratado con 100 MMscfd de gas agrio desviado al comienzo del proceso para un total de gas procesado en condiciones de ventas por CO2 de 380 MMscfd

<sup>52</sup> Fuente Ingeniería ECP Cusiana

## 9.2 Remoción de CO<sub>2</sub> con Membranas Permeables: Caso estudio 2

Se relaciona en la composición un promedio entre los valores registrados para cada skid (A,B,C)

Flujo entrada: 157 MMscfd / Permeado: 20,6 MMscfd

Presión: 932 Psig

Temperatura: 105 F

**Tabla 8** Composición del gas membranas permeables<sup>53</sup>

| COMPONENTE         | UNIDAD | GAS DE ALIMENTO | PRODUCTO | PERMEADO |
|--------------------|--------|-----------------|----------|----------|
| Nitrógeno          | % Mol  | 0,5             | 0,5      | 0,4      |
| Metano             | % Mol  | 81,9            | 82,9     | 75,9     |
| Dióxido de Carbono | % Mol  | 4,2             | 2        | 15,5     |
| Etano              | % Mol  | 9               | 9,7      | 5,5      |
| Propano            | % Mol  | 3,2             | 3,6      | 2,2      |
| Isobutano          | % Mol  | 0,5             | 0,6      | 0,2      |
| n-Butano           | % Mol  | 0,5             | 0,5      | 0,2      |
| Isopentano         | % Mol  | 0,1             | 0,1      | 0        |
| n-Pentano          | % Mol  | 0               | 0        | 0        |
| C6+                | % Mol  | 0               | 0        | 0,0      |

Teniendo en cuenta el flujo volumétrico de cada una de las corrientes se puede evidenciar un porcentaje de remoción no mayor al 60% del 4,2% que entro a la membrana, sin embargo, es un valor suficiente para cumplir con las especificaciones RUT.

---

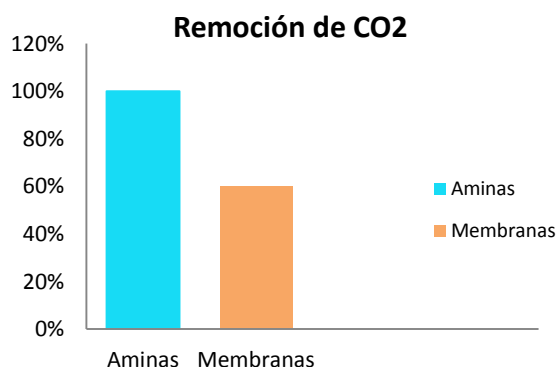
<sup>53</sup> Fuente Ingeniería ECP Cupiagua

### 9.3 Remoción de CO<sub>2</sub> y Pérdidas de HC.

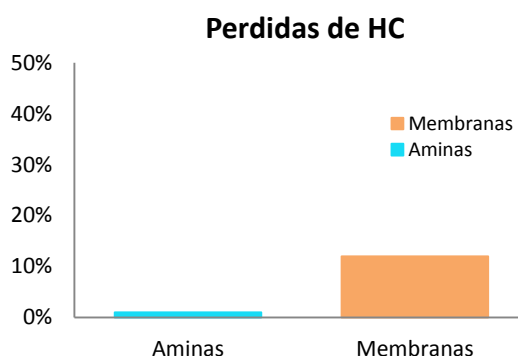
Basándonos solamente en los resultados obtenidos para la remoción de CO<sub>2</sub> a partir de las dos tecnologías de endulzamiento descritas se puede evidenciar que se obtiene una mayor eficiencia en la remoción de CO<sub>2</sub> a través del tratamiento con aminas. La concentración de H<sub>2</sub>S no se tiene en cuenta en este estudio porque el contenido de este contaminante en la corriente de gas objeto de estudio es relativamente bajo y por tanto no es la variable limitante del proceso.

Por otra parte, se puede evidenciar que en la tecnología de membranas permeables se tiene un contenido considerable de hidrocarburos en la corriente de gas permeado, la cual es rica no solo en CO<sub>2</sub> sino que también contiene un alto porcentaje de metano (12%), componente principal del gas ventas. Este hecho es advertido previamente en la literatura, confirmado en este sistema y puede ser menor con la instalación de una segunda etapa de membranas pero no siempre resulta viable económicamente la alternativa por el hecho de re comprimir el gas.

**Figura 15** Remoción de CO<sub>2</sub><sup>54</sup>



**Figura 16** Pérdidas de HC<sup>55</sup>



<sup>54</sup> Elaboración del autor

<sup>55</sup> Elaboración del autor

Los porcentajes de pérdidas de HC descritos en la gráfica anterior no pueden considerarse totalmente como una pérdida económica ya que una parte considerable de este gas es utilizado como fuel gas en el proceso.

El proceso de endulzamiento con membranas de una etapa no permite mucha autonomía para mejorar la eficiencia de la separación o alguna otra alternativa sobre los diferenciales de presión. Esto puede ser económicamente justificado para incrementar la presión del gas de alimento por encima del requerido para el gas producto (o reducir la presión de permeado) para lograr un proceso de más bajo costo.

#### 9.4 Análisis económico de las tecnologías caso 1 y caso 2

Con el fin de establecer los costos de inversión que conlleva montar un sistema de endulzamiento en una planta de gas con aminas o con membranas permeables, se realiza a continuación una comparación económica de carácter no riguroso que globaliza el costo general de los equipos principales, sus dimensiones y el tipo de material del que están hechos.

Tabla 9 Costos de inversión y operación de las tecnologías objeto de estudio 1<sup>56</sup>

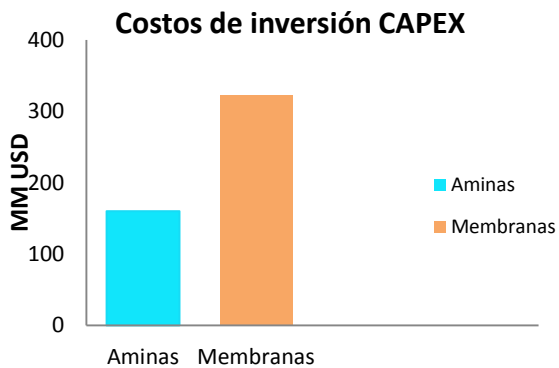
| TECNOLOGÍA           | CAPEX (MM USD) | OPEX/año (MM USD) |
|----------------------|----------------|-------------------|
| Aminas               | 160            | 2                 |
| Membranas permeables | 323            | 0.1 (mínimo)      |

En la figura 15 se pueden comparar los costos CAPEX y OPEX de los dos sistemas de endulzamiento analizados en este trabajo y se evidencia que el sistema de

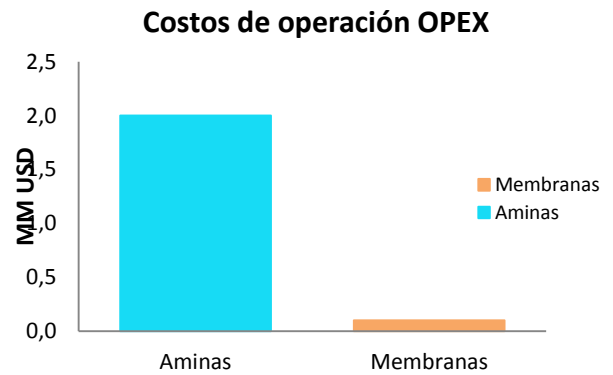
<sup>56</sup> Fuente Ingeniería ECP Cupiagua/Cusiana

endulzamiento con membranas permeables tiene un mayor costo de inversión, pero también un menor costo operativo comparado con el costo generado por una planta de endulzamiento con aminas ya que requiere un menor control de variables y los problemas operacionales son menores.

**Figura 17** Costos de inversión<sup>57</sup>



**Figura 18** Costos de operación<sup>58</sup>



En este análisis no se tuvo en cuenta el impacto económico generado las pérdidas de hidrocarburo en la corriente de permeado.

---

<sup>57</sup> Elaboración del autor

<sup>58</sup> Elaboración del autor

## 10. CONCLUSIONES

La alta eficiencia que actualmente maneja la planta de endulzamiento de gas con aminas (Caso 1) se debe a un minucioso y estricto control operacional. A través de los años se han implementado proyectos de mejoramiento que no solo han aumentado la eficiencia de la planta sino que también han permitido obtener una alta confiabilidad. Entre las principales acciones se destacan la implementación de un filtro coalescedor gas/líquido a la entrada de la corriente de gas y la puesta de un filtro coalescedor líquido/líquido en la corriente de amina rica para remover los HC, prevenir la formación de espuma y reducir la concentración del principal agente corrosivo (Bicina). De igual forma el diseño de una solución de amina formulada permitió reducir la carga ácida en la corriente de amina rica y pobre disminuyendo por tanto, las velocidades de corrosión.

Teniendo en cuenta que la presión absoluta de la corriente de permeado impacta directamente en la eficiencia una membrana, en el caso 2 de endulzamiento expuesto en este documento (de una etapa) no se cuenta con muchas alternativas que permitan mejorar su eficiencia de separación y/o disminuir las pérdidas de hidrocarburos que se tiene en la corriente de permeado. Por tanto, se recomienda realizar un estudio detallado sobre este impacto y en efecto estudiar la viabilidad de instalar un sistema adicional económicamente viable, que pueda reducir las pérdidas de hidrocarburo y que genere una mayor eficiencia al sistema.

## 11. RECOMENDACIONES

La operación de la planta de endulzamiento con membranas permeables es mucho más sencilla que la operación de la planta con aminas. Mientras que en la primera deben controlarse más de 8 equipos rotatorios, con las membranas solo se requiere de la etapa de pre tratamiento y endulzamiento. Sin embargo, cabe anotar que en este estudio no se realiza una comparación concluyente sobre qué sistema resulta ser mejor puesto que son plantas que manejan una corriente de gas diferente y las condiciones operativas no son las mismas. Si en cambio con este estudio se permite destacar las debilidades y fortalezas de cada una de las tecnologías estudiadas.

El análisis económico realizado en este trabajo es de manera general puesto que cada planta maneja una confidencialidad en sus costos. Aparentemente y basados la información recopilada, resulta más conveniente económicamente el uso de membranas permeables pues a pesar de tener costos de inversión más altos, con este tipo de tecnología se ven reducidos los problemas operacionales y por tanto el OPEX resulta ser mucho menor comparado con las plantas de aminas. Sin embargo, es importante resaltar que en este balance no se contempló el impacto económico generado por las pérdidas de HC y por tanto, la inclusión de esta variable en el análisis económico podría invertir la conveniencia de las membranas permeables.

## BIBLIOGRAFIA

ARNOLD, Ken. STEWART Maurice. Surface Production Operations. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. Volume 2. Second Edition. USA Elsevier 1999. 584 p.

BERGEL, Marco, TIerno Ignacio. Sweetening technologies-a look at the whole picture. En: Tecna Estudios y Proyectos de Ingeniería S.A 2008 34 p.

CAMPBELL, John M. Gas Conditioning and Processing. 7 ed, vol 1: The Basic Principles. Ed Cambell Petroleum Series USA. 2001. 367 p.

\_\_\_\_\_ . Gas Conditioning and Processing. 7 ed, vol 4: Gas treating and sulfur recovery. USA. Ed Cambell Petroleum Series .2001. 359 p.

COLOMBIA MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA CREC, Resolución 071. Diciembre 3 de 1999. Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT). Publicada en el Diario Oficial No. 43.859 de Enero 19 de 2000 Bogotá p. 1-39. Disponibilidad y acceso en <http://apolo.creg.gov.co/Publicac.nsf/Indice01/Resoluci%C3%B3n-1999-CREG071-99>

MADDOX, Robert N. Gas Conditioning and Processing. 7 ed, vol 4: Gas treating and sulfur recovery. Ed Cambell Petroleum Series USA. 1982 379 p.

DORTMUNDT, David. DOSHI, Kishore. Recent developments in CO2 removal membrane technology. En: Uop llc, Des Plaines, Illinois. USA 1999. 32 p.

Engineering Data Book. Gas Processors Suppliers Association. (2004b). Oklahoma. Twelfth edition. Volume I II. 821 p.

ERDMANN Eleonora. ALE RUIZ Liliana. MARTINEZ 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, núm. 4, octubre-diciembre, 2012, p. 89-101 Executive Business School La Serena, 2012 15 p.

KIDNAY, Arthur. PARRISH William. (2006). USA. Fundamentals of natural gas processing. USA. Taylor and Francis Group. 2006 429 p.

KOHL, Arthur, NIELSEN, Richard. Gas Purification Chapter 2. 5 ed. Alkanolamines for hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide Remova. USA. 1997. 1374 p.

MOKHATAB, Saied, POE, William, SPEIHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Oxford USA, Elseiver, 2006 672 p.

VILLALBA, Carola. Evaluación de tecnologías de endulzamiento de gas en Ypergas en base a estimados de costos. Universidad Simón Bolívar. Tesis de espaecialización.2006 158 p.

Información de Grupo Ingenieria Ecopetrol S.A. Gerencia de Operaciones Piedemonte. 2017 información recibida a través de e-mail. EPC Cusiana.