

Evaluación de tres procesos para la purificación del dióxido de carbono emitido en los sistemas de endulzamiento de las plantas de tratamiento de gas natural

Nancy Esperanza Gámez Valero

Ingeniera Química



Facultad de Ingeniería

Maestría en Diseño y Gestión de Procesos

Procesos Químicos

2016

0

Evaluación de tres procesos para la purificación del dióxido de carbono emitido en los sistemas de endulzamiento de las plantas de tratamiento de gas natural

Nancy Esperanza Gámez Valero  
Ingeniera Química

Tesis de maestría presentada como requisito parcial para optar por el título de  
Magister en Diseño y Gestión de Procesos, énfasis en Procesos Químicos

Directora  
Martha Isabel Cobo, PhD  
Profesora, Facultad de Ingeniería, Universidad de La Sabana



Facultad de Ingeniería  
Maestría en Diseño y Gestión de Procesos  
Procesos Químicos  
2016

## **Agradecimientos**

A mi directora de tesis, la Dr. Marta Isabel Cobo Ángel, por sus aportes en el desarrollo de este proyecto, los cuales me permitieron lograr los objetivos de la investigación. De la misma manera, al Dr. Iván Mantilla (Bryan Research & Engineering), quien con sus aportes desde su experiencia profesional y su conocimiento, me ayudaron a orientar el proceso de investigación de manera precisa.

En segundo lugar a mi hijo y esposo, quienes son las alegrías más grandes de mi vida y han creído en mí desde siempre.

A mis padres y hermanas, quienes me han brindado un apoyo constante en el desarrollo de este proyecto.

## Resumen

Las emisiones de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) a la atmósfera son una de las causas principales del calentamiento global, debido al crecimiento de la industria y la constante explotación de combustibles fósiles. Específicamente en la extracción de gas natural, el CO<sub>2</sub> se remueve del gas extraído por absorción química con aminas, conocida como endulzamiento del gas. Posteriormente, la solución rica en gas ácido pasa por un proceso de regeneración del solvente donde se efectúa la desorción del CO<sub>2</sub>, que es emitido a la atmósfera.

En este proyecto se compararon tres tecnologías para purificar el CO<sub>2</sub> remanente del proceso de regeneración del solvente, con el fin de determinar posibilidades de comercialización y uso que eviten su emisión a la atmósfera. Como estudio de caso, se tomó una planta de tratamiento de gas con una capacidad de tratamiento de 10 millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD), con un volumen de gas a tratar de 6.5 MMSCFD, equivalentes a  $3454 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$  de CO<sub>2</sub> que se liberan a la atmósfera en la regeneración del solvente. De acuerdo a los análisis de laboratorio realizados a esta corriente de CO<sub>2</sub>, se encontró que viaja acompañada de 6,4 % mol de agua, 1,27 % mol de hidrocarburos y 275 ppm H<sub>2</sub>S. Esta corriente se alimentó a la simulación en ProMax de tres procesos de purificación de CO<sub>2</sub>, buscando recuperar al menos el 99% de este gas. Se simularon los procesos de absorción química con amina, deshidratación combinado con tamiz molecular y el sistema criogénico Ryan Holmes para producir CO<sub>2</sub> líquido. El mayor rendimiento se encontró cuando se combinaron la absorción química con metildietanolamina (MDEA) y la deshidratación con trietilenglicol (TEG) combinado con

un tamiz molécula), obteniendo 99,7% de recuperación de CO<sub>2</sub> y un costo de USD 286,322.40, el cual es 5% menor al del sistema criogénico Ryan Holmes. Este proceso podría permitir la purificación del CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera desde el sistema de endulzamiento de gas natural, para su posterior comercialización; como alternativa de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI).

## **Abstrac**

Carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) emissions into the atmosphere are a major cause of global warming due to the industrial growth and the continued exploitation of the fossil fuels. Specifically in the natural gas extraction, CO<sub>2</sub> is removed from the gas extracted by chemical absorption with amines, known as gas sweetening. Subsequently, the solution rich in acid gas passes through a regeneration process where the desorption of CO<sub>2</sub> from solvent is performed, and CO<sub>2</sub> is released into the atmosphere.

In this project, three technologies to purify the CO<sub>2</sub> released from the regeneration process were compared, in order to identify opportunities for marketing and use to prevent its release into the environment. As a study case, a gas plant treatment was taken with a treatment capacity of 10 million standard cubic feet per day (MMSCFD), the flow of gas to be treated in normal operation of the plant is 6.5 MMSCFD, which is equivalent to 3454 tons/year CO<sub>2</sub> released into the environment. The CO<sub>2</sub> stream was characterized in the laboratory, and it was found that this stream has 6.4 mol% water, 1.27 mol% oil and 275 ppm H<sub>2</sub>S. This stream was the input into the simulation in ProMax for the three CO<sub>2</sub> purification processes design, looking forward to recovering at least 99% of this gas. Chemical absorption with methyldiethanolamine (MDEA) triethylene glycol (TEG) dehydration combined with molecular sieve and Ryan Holmes cryogenic system to produce liquid CO<sub>2</sub> were simulated. The highest yield was found when chemical absorption with MDEA and dehydration with TEG combined with a molecular sieve were combined, obtaining 99.7% CO<sub>2</sub> recovery and a cost of USD 286.322,40, which is 5%

lower than the Ryan Holmes cryogenic system. This process could allow the purification of the CO<sub>2</sub> emitted into the environment from the natural gas sweetening for subsequent marketing; as an alternative to reducing greenhouse gases (GHGs) emissions.

## Tabla de Contenido

|  |    |
|--|----|
| Indice de Tablas .....   | 9  |
| Indice de Figuras .....  | 12 |
| CAPITULO 1: Introducción General .....                                 | 14 |
| 1.1 Introducción.....  | 15 |
| 1.2 Objetivos. ....  | 18 |
| 1.3 Estructura de la tesis .....                                       | 17 |
| 1.4 Aportes relacionados con este trabajo.....                         | 20 |
| CAPITULO 2: Revisión Literaria. ....                                   | 21 |
| 2.1.1 Sistema de endulzamiento de gas con amina.....                   | 25 |
| 2.1.2 Sistema de deshidratación con glicol .....                       | 26 |
| 2.1.3 Sistema criogénico Ryan Holmes .....                             | 28 |
| 2.1.4 Adsorción física en sólidos.....                                 | 30 |
| 2.2 Uso de CO <sub>2</sub> en la industria .....                       | 31 |
| 2.3 Evaluación económica .....   | 34 |
| CAPITULO 3. Simulación de procesos por cada tecnología.....            | 38 |
| 3.1 Caracterización de la corriente de gas ácido .....                 | 38 |
| 3.2 Sistema de endulzamiento de gas con amina .....                    | 39 |
| 3.3 Sistema de deshidratación con glicol .....                         | 42 |
| 3.4 Proceso criogénico Ryan Holmes .....                               | 45 |
| 3.4.1 Reinyección de gas ácido en pozos .....                          | 46 |
| 3.5 Recuperación de CO <sub>2</sub> de las tecnologías simuladas ..... | 48 |

|  |     |
|--|-----|
| 3.6 Metodología de calculo de costos por tecnología.....                               | 48  |
| CAPITULO 4. Resultados de estudio por cada tecnología.....                             | 61  |
| 4.1 Caracterización de la corriente de gas acido .....                                 | 62  |
| 4.2 Sistema de endulzamiento de gas con amina .....                                    | 64  |
| 4.3 Sistema de deshidratación con glicol .....   | 67  |
| 4.4 Proceso criogénico Ryan Holmes .....   | 69  |
| 4.5 Recuperación de CO <sub>2</sub> y costo por tecnología .....                       | 72  |
| 5. Conclusiones.....   | 75  |
| 6.Referencias .....  | 77  |
| ANEXO A. Especificación de calidad de CO <sub>2</sub> y costos .....                   | 82  |
| ANEXO B. Criterios de selección de paquete termodinámico de acuerdo a ProMax 3.2 ..... | 84  |
| ANEXO C. Simulaciones de las diferentes tecnologías en ProMax 3.2 .....                | 87  |
| ANEXO D. Resultados de las corrientes de proceso de las diferentes tecnologías .....   | 93  |
| ANEXO E. Resultados de los equipos principales de las diferentes tecnologías .....     | 108 |
| ANEXO F. Cálculos asociados a las torres de absorción y destilación.....               | 115 |

### Índice de tablas

|   |    |
|---|----|
| <b>Tabla 1</b> Especificaciones RUT .....   | 23 |
| <b>Tabla 2.</b> Especificaciones de costo y calidad para los usos más comunes del CO <sub>2</sub> ...               | 34 |
| <b>Tabla 3.</b> Datos de la bomba centrífuga.....   | 50 |
| <b>Tabla 4.</b> Especificaciones de Intercambiador .....  | 52 |
| <b>Tabla 5.</b> Especificaciones de torre contactora .....  | 53 |
| <b>Tabla 6.</b> Datos de la bomba reciprocante .....  | 54 |
| <b>Tabla 7.</b> Especificaciones de Intercambiador de placas.....   | 54 |
| <b>Tabla 8.</b> Especificaciones de Intercambiador 2. ....  | 55 |
| <b>Tabla 9.</b> Especificaciones de la torre contactora.....  | 55 |
| <b>Tabla 10.</b> Especificaciones de la torre regeneradora.....   | 56 |
| <b>Tabla 11.</b> Especificaciones del Aero enfriador.....   | 56 |
| <b>Tabla 12.</b> Especificaciones del tamiz molecular.....  | 57 |
| <b>Tabla 13</b> Especificaciones del rehervidor. ....   | 57 |
| <b>Tabla 14.</b> Especificaciones de Intercambiador. ....   | 58 |
| <b>Tabla 15.</b> Especificaciones de la columna.....  | 58 |
| <b>Tabla 16.</b> Especificaciones del rehervidor .....  | 58 |
| <b>Tabla 17.</b> Especificaciones del Aero enfriador.....   | 59 |
| <b>Tabla 18.</b> Resultados de la caracterización de la corriente de CO <sub>2</sub> evaluada. Datos en % mol. .... | 63 |
| <b>Tabla 19.</b> Condiciones operativas evaluadas en el sistema de endulzamiento.....                               | 65 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Tabla 20.</b> Condiciones operativas evaluadas en el sistema de deshidratación. ....                | 67  |
| <b>Tabla 21.</b> Condiciones operativas evaluadas en el sistema Ryan Holmes .....                      | 70  |
| <b>Tabla 22.</b> Comparación entre las diferentes tecnologías.....                                     | 73  |
| <b>Tabla 23.</b> Resultados de la simulación del sistema de endulzamiento con amina<br>secundario..... | 74  |
| <b>Tabla 24.</b> Paquetes de propiedades aplicables para procesos comunes. ....                        | 85  |
| <b>Tabla 25.</b> Resultados de la simulación del sistema de endulzamiento con amina.....               | 94  |
| <b>Tabla 26.</b> Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.....                | 95  |
| <b>Tabla 27.</b> Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.....                | 96  |
| <b>Tabla 28.</b> Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.....                | 97  |
| <b>Tabla 29.</b> Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.....                | 98  |
| <b>Tabla 30.</b> Resultados de la simulación del sistema Ryan Holmes.....                              | 99  |
| <b>Tabla 31.</b> Resultados de la simulación del sistema Ryan Holmes.....                              | 100 |
| <b>Tabla 32.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 101 |
| <b>Tabla 33.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 102 |
| <b>Tabla 34.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 103 |
| <b>Tabla 35.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 104 |
| <b>Tabla 36.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 105 |
| <b>Tabla 37.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 106 |
| <b>Tabla 38.</b> Resultados de la simulación del sistema de Reinyección.....                           | 107 |
| <b>Tabla 39.</b> Resultados de intercambiador de calor.....  | 109 |
| <b>Tabla 40.</b> Resultados de torre contactora .....  | 110 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Tabla 41.</b> Resultados de bomba centrífuga.....                                       | 110 |
| <b>Tabla 42.</b> Resultados bomba reciprocante.....  | 111 |
| <b>Tabla 43.</b> Resultados de la torre contactora.....                                    | 111 |
| <b>Tabla 44.</b> Resultados torre absorbedora .....  | 112 |
| <b>Tabla 45.</b> Resultados torre de fraccionamiento .....                                 | 113 |
| <b>Tabla 46.</b> Resultados intercambiador de calor.....                                   | 109 |
| <b>Tabla 47.</b> Especificaciones de la corriente de entrada a la torre de absorción ..... | 116 |
| <b>Tabla 48.</b> Datos curva de equilibrio.....  | 117 |
| <b>Tabla 49.</b> Datos para la curva operativa.....  | 119 |

### Índice de Figuras

|   |  |
|---|--|
| <b>Figura 1.</b> Diagrama de flujo de procesos del Sistema de endulzamiento con amina. 16   |  |
| <b>Figura 2.</b> Diagrama de flujo de procesos de planta de tratamiento de gas. .... 24   |  |
| <b>Figura 3.</b> Sistema de deshidratación con glicol. .... 28  |  |
| <b>Figura 4.</b> Proceso diseñado en ProMax para la absorción de H <sub>2</sub> S. .... 41  |  |
| <b>Figura 5.</b> Proceso diseñado en ProMax para la deshidratación del gas ácido ..... 44   |  |
| <b>Figura 6.</b> Proceso diseñado en ProMax para el sistema Ryan Holmes ..... 46  |  |
| <b>Figura 7.</b> Proceso diseñado en ProMax para la reinyección de CO <sub>2</sub> ..... 47   |  |
| <b>Figura 8.</b> Materiales de construcción, para intercambiadores de tubo y carcasa ..... 50   |  |
| <b>Figura 9.</b> Longitud de la tubería ..... 51  |  |
| <b>Figura 10.</b> Recuperación de CO <sub>2</sub> en función de la presión del gas de entrada. .... 65  |  |
| <b>Figura 11.</b> Efecto de la temperatura del disolvente en la eliminación del H <sub>2</sub> S ..... 66   |  |
| <b>Figura 12.</b> Temperatura del rehervidor en función de la composición de TEG ..... 68   |  |
| <b>Figura 13.</b> Recuperación de CO <sub>2</sub> en función de la temperatura del condensador (lado izquierdo del eje y) y la presión de entrada (lado derecho del eje y). .... 71 |  |
| <b>Figura 14.</b> Costos del CO <sub>2</sub> a nivel industrial ..... 83  |  |
| <b>Figura 15.</b> Calidad del CO <sub>2</sub> ..... 80  |  |
| <b>Figura 16.</b> Selección de paquetes termodinámicos. .... 86   |  |
| <b>Figura 17.</b> Sistema de amina principal. .... 88   |  |
| <b>Figura 18.</b> Sistema de amina secundario. .... 89  |  |
| <b>Figura 19.</b> Sistema de deshidratación con trietilenglicol. .... 90  |  |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura 20.</b> Ryan Holmes .....                                      | 91  |
| <b>Figura 21.</b> Sistema de reinyección de Gas .....                    | 92  |
| <b>Figura 22.</b> Curva de equilibrio.....                               | 118 |
| <b>Figura 23.</b> Calculo de los platos teóricos .....                   | 120 |
| <b>Figura 24.</b> Calculo de platos teóricos torre de regeneración. .... | 120 |
| <b>Figura 25.</b> Calculo de platos teóricos torre de destilación. ....  | 121 |

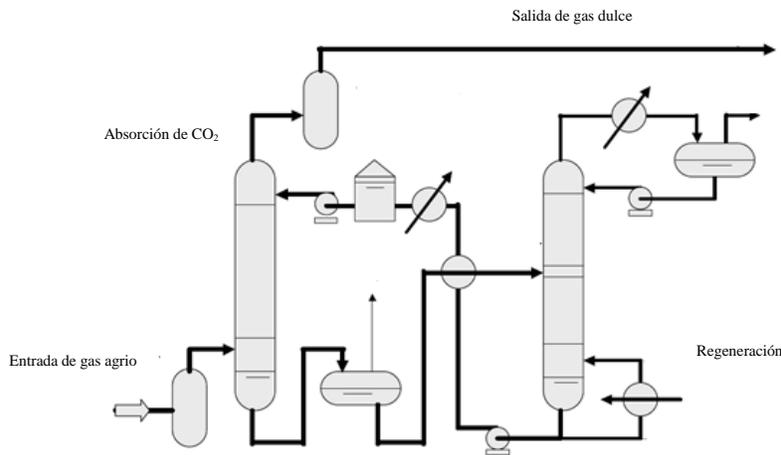
**Capítulo 1: Introducción General**

## 1.1 Introducción

La demanda mundial de energía aumenta gradualmente a un ritmo de 10-15% cada 10 años. Este aumento significará un incremento en las emisiones de CO<sub>2</sub> de aproximadamente 50% en 2030 en comparación con el nivel actual (Aboudheir et al, 2009). Los países industriales (América del Norte, Europa Occidental y la OCDE del Pacífico) contribuyen en un 70% en comparación con el resto del mundo y aproximadamente más del 60% de estas emisiones provienen de la generación de energía y los sectores industriales (Aboudheir et al, 2009). Estas emisiones de CO<sub>2</sub> provienen principalmente de tres grandes fuentes: generación de electricidad y calor 41%, transporte 23%, e industrias de manufactura y construcción, 21%. Frente a un escenario en el que se prevé que el consumo de petróleo, carbón y gas, principales fuentes de energía, se incremente en los próximos 30 años, desencadenará un incremento en la concentración de los gases de efecto invernadero como dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), metano, óxido nitroso y ozono (Sokos et al, 2010).

En Colombia, la implementación de plantas de tratamiento de gas natural ha aumentado en los últimos años, y las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera dependerán de la capacidad de cada planta, la concentración de compuestos ácidos, humedad y contenido de hidrocarburos en el gas a tratar. A pesar de estas emisiones, el proceso de tratamiento de gas en la industria del petróleo es considerado uno de los procesos más limpios para la obtención de gas natural. De acuerdo con la Reglamento Único de Transporte (RUT) (Herrera, 1999), en Colombia es necesario retirar el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S contenidos en el gas ácido, para la obtención de un gas natural dulce con bajas concentraciones de compuestos

ácidos ( $\text{CO}_2 < 2\%$  en moles y  $\text{H}_2\text{S} < 4$  ppm) (Herrera, 1999). El proceso de absorción con amina es uno de los más utilizados en las plantas de tratamiento de gas para la eliminación de los compuestos ácidos ( $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ ) en una torre contactora (Ahmed et al, 2009), como se describe en la Figura 1.



**Figura 1.** Diagrama de flujo de procesos del sistema de endulzamiento con amina (Minkkinen et al, 2004)

La absorción de  $\text{CO}_2$  utilizando aminas se considera como el mejor proceso por sus exitosas implicaciones comerciales, flexibilidad por la baja presión parcial del  $\text{CO}_2$  en las corrientes de gas y la alta pureza del producto de  $\text{CO}_2$  (Sabilr et al, 2011). El proceso de endulzamiento de gas es llamado así debido a la absorción de  $\text{CO}_2$  del gas a tratar. Se dice que el gas con un contenido de  $\text{CO}_2$  superior a 2% mol, es un gas agrio y este es endulzado

cuando se le retira el CO<sub>2</sub>. Sin embargo, en el proceso de regeneración de la solución de amina usada en la absorción, el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S son retirados y emitidos a la atmósfera. Debido a que es necesario reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, en este proyecto se evaluaron tres procesos que permitieran purificar el CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera por el sistema endulzamiento de gas natural, para ofrecer alternativas de uso que reduzcan las emisiones de GEI (Zhang et al, 2013).

## 1.2 Objetivos

### 1.2.1 Objetivo general

Evaluar tres procesos de purificación del dióxido de carbono emitido en los sistemas de endulzamiento de las plantas de tratamiento de gas natural; que permita proponer opciones técnica y económicamente viables que eviten la emisión de este gas a la atmósfera.

**Comentado [m1]:** los objetivos siempre tienen que ir en verbo!

### 1.2.2 Objetivos específicos

- Seleccionar tres alternativas de purificación de dióxido de carbono disponibles comercialmente y simular su implementación en la purificación del dióxido de carbono emitido en una planta de tratamiento de gas natural existente.
- Elegir la tecnología de purificación de dióxido de carbono más apropiada con base en su viabilidad económica y operativa.

### **1.3 Estructura de la tesis**

Esta tesis se ha dividido en 4 capítulos. El capítulo 2 presenta una revisión de la literatura sobre el proceso de tratamiento de gas y los tres procesos de purificación de CO<sub>2</sub> (endulzamiento con amina, deshidratación con trietilenglicol y proceso criogénico Ryan Holmes). Además, se incluyen las variables para cada uno de los procesos y las bases del cálculo del costo de cada tecnología.

El capítulo 3 presenta las simulaciones de proceso de cada tecnología con las hojas de cálculo en los anexos.

El capítulo 4 presenta los resultados del estudio para cada tecnología, incluyendo sus costos.

Por último, se presentan las conclusiones y las referencias.

#### **1.4 Aportes relacionados con este trabajo**

##### **Conferencias**

- Nancy Gámez, Marta Cobo, Iván Mantilla, Diseño conceptual de un proceso de purificación del dióxido de carbono emitido en los sistemas de endulzamiento de las plantas de tratamiento de gas. Artículo presentado en ProMax Users Conference, Muscate, Omán, Octubre 4-6, 2015.
- Nancy Gámez y Marta Cobo, Diseño conceptual de un proceso de purificación del dióxido de carbono emitido en los sistemas de endulzamiento de las plantas de tratamiento de gas. Póster presentado en el XXVIII Congreso Colombiano de Ingeniería Química, Bogotá, Colombia, Octubre 28-30, 2015.

**Capítulo 2: Revisión de literatura**

## Capítulo 2: Revisión de la literatura

La concentración medida de CO<sub>2</sub> se ha incrementado desde la revolución industrial. La industria es responsable directa o indirectamente del 55-80% de la producción de CO<sub>2</sub>, y una fracción apreciable de las emisiones ocurre como resultado de actividades industriales relacionadas con la extracción de combustibles fósiles (Moreno et al, 2013). La extracción de gas natural desde los pozos de los campos petrolíferos genera CO<sub>2</sub> debido a que se deben cumplir las especificaciones RUT para su transporte y comercialización (Tabla 1) (Calderón et al, 2013). El tratamiento del gas para cumplir estos requerimientos consta de 6 etapas, de acuerdo a la Figura 2:

- Separación de líquidos
- Compresión
- Endulzamiento
- Deshidratación
- Control del punto de rocío de hidrocarburo
- Fraccionamiento

Inicialmente, el gas a 30 psi y 80 °F pasa por un proceso de separación (1); en este proceso el gas ingresa a un separador trifásico que efectúa la separación de tres fases (gas-hidrocarburo-agua). El gas pasa a la etapa de compresión (2), mientras que el hidrocarburo líquido se envía a la etapa de fraccionamiento y el agua se envía a un sumidero de aguas aceitosas. En la etapa de compresión, el gas eleva su presión desde 30 psi a 980 psi para el proceso de endulzamiento. En el proceso de endulzamiento (3), el gas pasa por una torre absorbidora, donde ingresa por el fondo y por la cima entra amina a 1100 psi, una

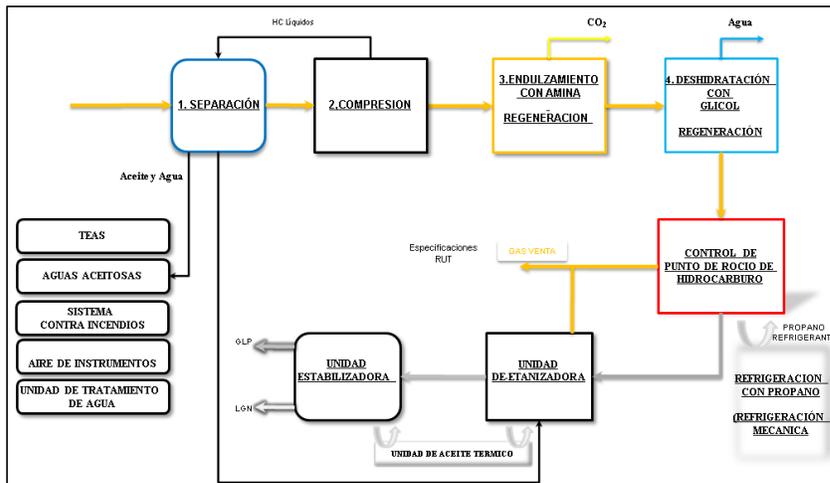
temperatura 20 °F superior a la del gas de entrada y un flujo promedio de 65 gpm. En este proceso de transferencia de masa, la amina absorbe el CO<sub>2</sub> del gas, generando una reacción exotérmica entre las dos especies. Posteriormente, el gas pasa al proceso de control de punto de rocío de hidrocarburo, donde intervienen otros procesos como la deshidratación del gas (4) (remoción del agua del gas e inhibición de hidratos), la expansión Joule-Thomson (5) (isoentálpica) y la refrigeración mecánica (6) (sistema de refrigeración con propano). De esta etapa de proceso se recobran los líquidos de gas natural que posteriormente se refinarán en la etapa de fraccionamiento. Así se obtiene gas con especificaciones RUT para venta.

**Tabla 1.** Especificaciones RUT (Registro Único de Transporte) para venta y transporte de gas natural (Calderón et al, 2013).

| Parámetro                        | Especificación RUT            | Proceso requerido          |
|----------------------------------|-------------------------------|----------------------------|
| Contenido de líquido             | Libre de líquidos             | Separación del gas         |
| Concentración de CO <sub>2</sub> | >2 % V/V                      | Endulzamiento de gas       |
| Concentración de inertes         | >5% V/V                       |                            |
| Humedad                          | >6 LbH <sub>2</sub> O/MMscfd] | Deshidratación del gas     |
| Punto de rocío del hidrocarburo  | >-20 [°F]                     | Control del punto de rocío |
| Mínimo poder calorífico bruto    | 950 [Btu/scf]                 |                            |
| Máximo poder calorífico bruto    | 1150 [Btu/scf]                |                            |

Los líquidos generados en la etapa anterior se envían a una torre de destilación (7) (deetanizadora) donde el alimento se refina, hasta obtener un líquido libre de metano y etano (C1-C2), que se envían con el gas natural. El líquido proveniente de la primera torre de destilación se refina en la segunda torre (8), donde se obtiene el gas licuado de petróleo

y los líquidos de gas natural enriquecidos en pentanos (C5, C6, C7 hasta Cn) y compuestos más pesados (Minkkinen et al, 2004).



**Figura 2.** Diagrama de flujo de procesos de planta de tratamiento de gas natural.

Así, de acuerdo a la Figura 2, el proceso de tratamiento de gas natural genera una corriente de CO<sub>2</sub> que actualmente se emite a la atmósfera; sin embargo la evaluación de la factibilidad técnica y económica de la purificación de esta corriente para su uso posterior en otros procesos, puede ser una fuente de alternativas para contribuir a la reducción de GEI.

### 2.1 Tecnologías de purificación de CO<sub>2</sub>

La tecnología de endulzamiento de gas natural emite grandes cantidades de CO<sub>2</sub> que podrían ser utilizadas en otros procesos. A continuación se detallan las tecnologías

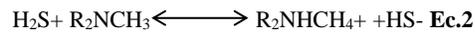
estudiadas en este proyecto para purificar este CO<sub>2</sub>. Finalmente se exponen posibles aplicaciones del CO<sub>2</sub> purificado.

### **2.1.1 Sistema de endulzamiento de gas con amina**

La absorción química permite eliminar selectivamente por reacciones químicas el componente que es más fácilmente soluble en el absorbente. La remoción de CO<sub>2</sub> usualmente se realiza con etanolamina, amoníaco o una solución alcalina (Sabilr et al, 2011). De acuerdo a lo anterior, la absorción de CO<sub>2</sub> utilizando amina se considera como el mejor proceso por sus exitosas implicaciones comerciales, flexibilidad por la baja presión parcial del CO<sub>2</sub> en las corrientes de gas y la alta pureza del producto de CO<sub>2</sub> (K. Sabilr, 2011). En el caso de estudio de este proyecto, se utilizó metildietanolamina (MDEA) al 50% en peso (Aboudheir Ahmed et al, 2009), puesto que este solvente es selectivo a la remoción de H<sub>2</sub>S sobre la de CO<sub>2</sub> y los requerimientos energéticos para su regeneración son bajos (Minkkinen Ari et al, 2004).

La metildietanolamina (MDEA) es una amina terciaria muy utilizada en este proceso. No tiene átomos de hidrógeno unidos a nitrógeno y la reacción con CO<sub>2</sub> únicamente forma aniones de bicarbonato y agua (Ecuación 1) (Addington et al, 2010). La formación del anión bicarbonato se considera una reacción lenta, debido a que limita la reacción de CO<sub>2</sub> con menos valores de equilibrio en tiempos de contacto cortos. Por otro lado, la reacción química de H<sub>2</sub>S con MDEA es casi instantánea por una transferencia de protones (Ecuación 2). La MDEA tiene un alto potencial de absorción de H<sub>2</sub>S, donde la cinética es más rápida, mientras que la absorción de CO<sub>2</sub> es más lenta, por lo que esta característica

puede ser usada para limpiar el CO<sub>2</sub> al retirarle el H<sub>2</sub>S con el que viaja (Daniels et al, 2001).



Teniendo en cuenta que este proceso es ideal para la remoción selectiva de compuestos ácidos (H<sub>2</sub>S), de acuerdo con la reacción exotérmica entre el ácido sulfhídrico y la MDEA (Ver.Ec.2), no es posible con este proceso una remoción considerable de agua del gas si este está saturado.

### **2.1.2 Sistema de deshidratación con glicol**

La existencia de agua en la corriente de gas tiene efectos diferentes, que son perjudiciales para el proceso. El primero de estos efectos es la condensación, cuando la temperatura del gas disminuye y el vapor de agua se condensa. Otra razón se deriva del primer efecto antes mencionado, porque el agua se deposita en las tuberías y equipos, donde se podrían presentar reacciones químicas que conducen a la formación de ácidos, causando corrosión (Sánchez et al, 2012).

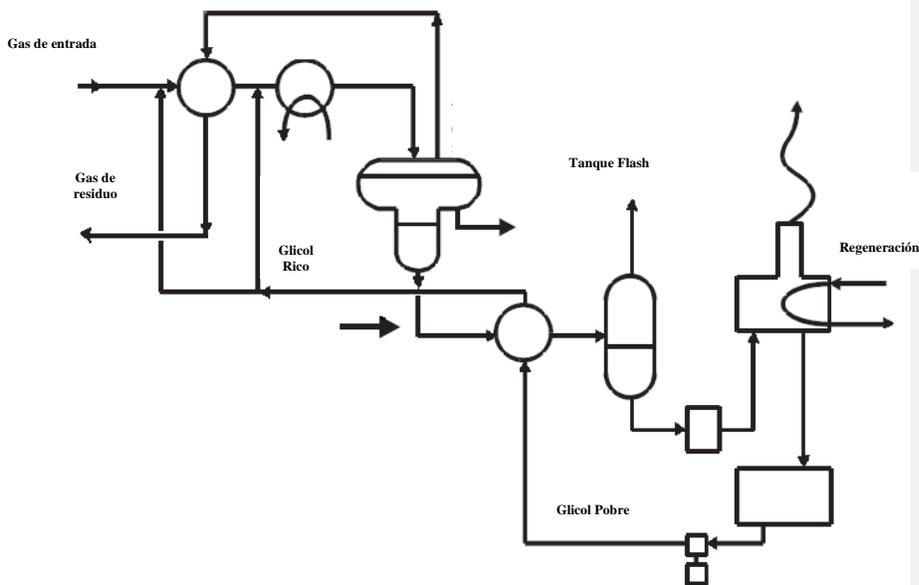
El proceso de deshidratación de gas con glicol, específicamente trietilenglicol (TEG), es el proceso más usado en la industria de petróleo y gas (Oil & Gas) (Aguilera et al, 2012).

Las etapas de proceso del sistema de deshidratación se muestran en la Figura 3 y se describen a continuación:

- Torre absorbidora de glicol: Puede ser una torre de platos o empacada, donde el gas se pone en contacto con glicol en contracorriente. El glicol llega a la torre al 98,7% en

peso y sale por el fondo habiendo absorbido el agua que debe retirar de la corriente de gas, por lo cual su pureza baja a 95,3% en peso.

- Válvula de expansión: Esta válvula se usa para controlar la caída de presión y realizar el control de nivel en la torre contactora.
- Separador de glicol e hidrocarburos líquidos: En esta etapa de proceso se separa el gas y el condensado que arrastra el glicol, desde la torre absorbidora.
- Filtros: Se utilizan filtros que retienen partículas de 5 a 10  $\mu\text{m}$  y filtros de carbón activado, de los cuales depende que la solución esté libre de partículas sólidas y de hidrocarburos, para así evitar formación de espuma en la torre contactora.
- Intercambiadores: El glicol rico a temperatura ambiente, se utiliza para enfriar el glicol pobre que viene del horno, usando intercambiadores de calor de tubo y carcasa o de doble tubo.
- Torre regeneradora: Remueve la mayor parte del agua absorbida por el glicol, dejando el producto regenerado con una pureza del 98,5% en peso. Para mejorar la pureza del TEG se agrega una corriente de despojamiento que se burbujea en el glicol, y sale por el tope de la misma (Martínez et al, 2011).



**Figura 3.** Sistema de deshidratación con glicol (Minkkinen et al, 2004).

Este sistema es ideal para disminuir la concentración de agua en el gas, más no para la remoción de compuestos ácidos del mismo, lo cual limita la purificación de dióxido de carbono.

### 2.1.3 Sistema criogénico Ryan Holmes

El CO<sub>2</sub> puede ser condensado y separado de gases poco condensables a bajas temperaturas y altas presiones. El proceso total consta de condensación y destilación criogénica (CDC). Los gases de combustión se secan y comprimen a la entrada y el gas seco se refrigera en una columna de condensación con el objeto de recobrar el CO<sub>2</sub> condensado (Moreno et al,

**Comentado [N2]:** Se incluyo este comentario, puesto que uno de los jurados evidencio que era necesario poner las limitantes de cada proceso.

2013). El método CDC se ha empleado para la eliminación de CO<sub>2</sub> en mezclas de CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> y otros gases empleados en la recuperación de hidrocarburos de fuentes naturales. Este proceso requiere un consumo elevado de energía cuando la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de entrada es baja (B. Moreno et al, 2013). La diferencia en la concentración de CO<sub>2</sub> y la presión del gas, a su vez implica diferencias significativas en la presión parcial de CO<sub>2</sub>, que van desde muy bajas hasta altas presiones parciales. Estas diferencias entre las presiones parciales y la concentración, indican que las respectivas condiciones de captura requerirán diferentes tecnologías de captura para la operación, la energía y la optimización de costos, además de la concentración y la presión parcial de CO<sub>2</sub> (Sabil et al, 2011).

Algunos estudios revelan que la principal ventaja de la recuperación de CO<sub>2</sub> es su uso como energía criogénica. En este proceso, el método de separación criogénica se basa en procesos industriales, tales como la compresión y fraccionamiento, lo que indica una fácil expansión a escala industrial (Xu et al., 2012). En general, dos factores pueden afectar la presión de CO<sub>2</sub> en una mezcla de gas son: la concentración de CO<sub>2</sub> y la presión total de la mezcla de gas. Bajo una presión de 30 bares y a concentraciones de CO<sub>2</sub> de 40 y 60 % mol, la temperatura debe reducirse hasta aproximadamente a -113,8 y -86,8 °F, respectivamente, para separar el 90% de CO<sub>2</sub> de la mezcla de gas. Por otro lado, cuando la concentración de CO<sub>2</sub> en la mezcla se incrementa a 90 % mol, el CO<sub>2</sub> se puede separar de la mezcla de gas a una temperatura de -52,6 °F (Xu et al., 2012).

El proceso de Ryan Holmes tiene dos configuraciones dependiendo de la concentración del CO<sub>2</sub> en la corriente de entrada: un sistema de tres columnas (de-etanizador – estabilización de CO<sub>2</sub> y recuperación) para concentraciones superiores a 50% y dos

columnas (de-etanizador y recuperación de CO<sub>2</sub>) para las concentraciones más bajas (Finn, 2014). Para este proceso, es necesario tener en cuenta el uso de una alta demanda de refrigerante y consumo de energía. Para obtener CO<sub>2</sub> puro de una mezcla de butano o hidrocarburos más pesados, se debe tener en cuenta la volatilidad de cada compuesto, ya que el CO<sub>2</sub> es el compuesto más volátil de todas las composiciones (Finn, 2014).

Este sistema es ideal para recobro de CO<sub>2</sub> de alta pureza, sin embargo es necesario garantizar que no exista contenido de agua en la corriente a tratar, puesto que esto generaría formación de hidratos (taponamiento en las tuberías) y problemas operativos.

#### **2.1.4 Adsorción física en sólidos**

El cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>) se puede utilizar como un desecante consumible para deshidratar el CO<sub>2</sub>; la capacidad típica del CaCl<sub>2</sub> es 1,36 kg/kg de CaCl<sub>2</sub> y las velocidades de lecho superficiales son 6-9 m/min (Minkkinen et al, 2014). Según Martínez et al. (2011), los silicatos de aluminio están diseñados para retener adsorbatos (componentes adsorbibles) a través de fuerzas físicas. Los tamices moleculares adsorben moléculas basadas no sólo en su tamaño y configuración, sino también en la polaridad y el grado de saturación. Las variables de operación del proceso son:

- Temperatura de contacto: La temperatura de contacto afecta la capacidad de los tamices, es decir la cantidad de adsorbato que puedan retener. El rango de temperatura de un desecante sólido está entre 80-100 °F.
- Presión de operación: Esta variable es despreciable para la operación, sin embargo y de acuerdo al diseño, las presiones bajas aumentan el tamaño de los equipos, mientras que las altas presiones aumentan el espesor del recipiente.

- Tiempo de contacto: velocidad del gas entre 30 y 45 ft/min.
- Tamaño de las partículas del tamiz: Se debe tener en cuenta que a medida que se reduce el tamaño de la partícula, se incrementa la superficie de adsorción y por tanto la capacidad, pero también aumenta la caída de presión en el lecho.
- Regeneración: Se desorbe agua del lecho pasando gas caliente en sentido contrario al flujo de gas normal por el tamiz, y así se desorbe el agua del lecho. Es necesario tener en cuenta las tuberías, los calores latentes de vaporización del agua y las pérdidas de calor (Martínez et al, 2011).

## **2.2 Uso de CO<sub>2</sub>**

### **2.2.1 Reinyección de CO<sub>2</sub>**

El uso de CO<sub>2</sub> para el recobro mejorado de crudo se hace desde hace más de 40 años. Allí, se inyectan grandes cantidades de CO<sub>2</sub> en el yacimiento para formar un flujo miscible (Gutierrez et al, 2003). El CO<sub>2</sub> extrae los componentes livianos a intermedios del aceite y si la presión es suficientemente alta, desarrolla miscibilidad para desplazar el aceite del yacimiento (Nagy et al, 2006). Cuando la presión del CO<sub>2</sub> no es lo suficientemente alta, se debe contar con un sistema de compresión, el cual la debe elevar por encima de la que este en el llacimiento. De la misma manera, el CO<sub>2</sub> se puede almacenar en campos de gas natural agotados (Renganathan et al, 2012).

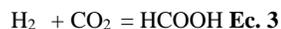
Para evitar la corrosión galvánica en las tuberías del yacimiento, el CO<sub>2</sub> debe contener una cantidad de humedad cercana a cero; debido a que el CO<sub>2</sub> se disuelve en presencia de agua, formando ácido carbónico, el cual es corrosivo para el acero al carbono. Por otro

lado, si el gas contiene H<sub>2</sub>S, puede generarse sulfuro de hierro en presencia de soluciones neutras y ácidas, como producto de la corrosión. Algunas investigaciones han mostrado que bajas concentraciones de H<sub>2</sub>S (<30 ppm) en una solución de agua saturada con CO<sub>2</sub> se puede acelerar la velocidad de corrosión (Pineda, 2012).

### **2.2.2 Otros usos en la industria**

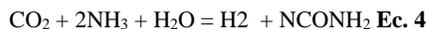
Los principales usos del CO<sub>2</sub> en la industria son como líquido refrigerante, agente de soldadura, fumigante, anti-incendios, añadido a las bebidas, para el tratamiento del agua y reinyección en pozos de petróleo. Un uso muy reciente del CO<sub>2</sub> es como fluido supercrítico (SC-CO<sub>2</sub>, *supercritical carbon dioxide*), que se ha utilizado durante años para fines de análisis o extracción. Una gran aplicación de esta tecnología es la extracción de la cafeína para la producción de café descafeinado. El uso de SC-CO<sub>2</sub> tiene el efecto secundario de reducir el impacto ambiental de solventes orgánicos y produce productos más puros para la industria alimenticia. De hecho, el CO<sub>2</sub> residual no tiene ningún efecto en los seres humanos, a diferencia de los residuos de disolventes orgánicos.

Mucho más reciente es la aplicación como solvente para procesos industriales y como reactivo. El SC-CO<sub>2</sub> se utiliza ahora como solvente en reacciones de polimerización, para la síntesis de nano-partículas, en la hidrogenación de hidrocarburos insaturados y sus derivados y en la síntesis de ácido fórmico (Ecuación 3) (M. Aresta et al, 1998).



### **Fijación química del dióxido de carbono**

La industria química usa CO<sub>2</sub> desde hace más de un siglo. La síntesis de urea (50 millones de toneladas por año), es un ejemplo de la síntesis de una molécula orgánica (Ecuación 4).



Más recientemente, el CO<sub>2</sub> se ha utilizado como aditivo de CO en la síntesis de metanol. Se utiliza un total de 90 Mt/año de CO<sub>2</sub> para tales fines sintéticos, que fijan 115 Mt/año del CO<sub>2</sub> utilizado para fines industriales (tecnológicos y químicos) (Alarcón et al, 2006).

La tabla 2 muestra los usos más comunes del CO<sub>2</sub> de acuerdo a las especificaciones de precios y calidad de la empresa PRAXAIR (Anexo A). Estos usos requieren purzas superiores al 99,95% de CO<sub>2</sub>, que fueron usadas como especificaciones de diseño en este proyecto.

**Tabla 2.** Especificaciones de costo y calidad para los usos más comunes del CO<sub>2</sub>

| <b>Categoría</b>                                       | <b>Volumen (ft<sup>3</sup>)</b> | <b>Precio en dólares (USD)</b> | <b>Calidad</b>   |
|--|---------------------------------|--------------------------------|--|
| Uso Médico (Fase Gaseosa)                              | 437                             | 13                             | CO <sub>2</sub> = 99,95%<br>O <sub>2</sub> < 5ppm<br>H <sub>2</sub> O <0,5 ppm |
| Propósitos generales-Gas de alta pureza (Fase Líquida) |                                 | 25                             | CO <sub>2</sub> = 99,99%<br>O <sub>2</sub> < 5ppm<br>H <sub>2</sub> O <0,5 ppm |
| Uso Industrial (bebidas) (Fase gaseosa)                |                                 | 10,45                          | CO <sub>2</sub> = 99,99%<br>O <sub>2</sub> < 5ppm<br>H <sub>2</sub> O < 0,5ppm |

### 2.3 Evaluación económica de tecnologías

El capital inicial de un proceso contempla el diseño de la planta, adquisición y montaje de los equipos necesarios, construcción civil y puesta en marcha de la misma. El costo de inversión inicial es llamado CAPEX, refiriéndose a las inversiones de capital (Peters et al, 1978). La inversión de capital se estima teniendo en cuenta las bases de diseño de la operación. En el caso de los consumibles por etapa de proceso, se tiene en cuenta la carga inicial para cada sistema (solventes, catalizadores, sustancias químicas, etc.) y conforme al desarrollo del proceso, se determinan los consumos óptimos de la operación en general.

El diseño de la planta debe contemplar la recirculación e integración energética, que permitan controlar los gastos de operación. El CAPEX debe incluir el costo derivado de actividades realizadas por contratistas, para efectos de comprobar el funcionamiento de los equipos, la calibración de los controladores, entre otros (Seider et al, 2014).

A continuación se describen los métodos para determinar la inversión de capital:

- Estimación de orden de magnitud: Basado en datos suficientes para determinar el tipo de equipamiento y su arreglo para convertir materias primas en productos.
- Estimación de estudio: Este estudio se basa en un diseño preliminar de proceso.
- Estimación preliminar: Se tienen en cuenta los estudios de diseños de procesos detallados, tendientes a optimizar el diseño.
- Estimación definitiva: Basado en un estudio de diseño definitivo y detallado (Peters et al, 1978).

De la misma manera, se deben estimar los costos de servicios secundarios que requiere la planta para su funcionamiento óptimo, los cuales son los siguientes:

- Servicios Auxiliares: gases, válvulas, entre otros.
- Servicios Generales: Estos costos están referidos a las habitaciones para el personal de la planta, alimentación, oficinas administrativas y laboratorio. Los costos en este aspecto son variables dependiendo de la cantidad de personal requerido para la operación y las necesidades de los mismos (Seider et al, 2014).

En este proyecto se comparó el costo de inversión de tres tecnologías para la purificación de CO<sub>2</sub>, como un parámetro de selección del proceso más conveniente para ser aplicado

para purificar el CO<sub>2</sub> emitido en una planta de endulzamiento de gas natural, que permita darle un uso a este gas residual y reducir las emisiones de GEI.

**Capítulo 3. Simulación de procesos de cada tecnología**

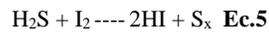
**Capítulo 3. Simulación de procesos de cada tecnología**

Para llevar a cabo la purificación del CO<sub>2</sub> residual que emiten las plantas de endulzamiento de gas natural, inicialmente se caracterizó la corriente que se alimentó a la simulación. Con la corriente caracterizada, se ingresó al software ProMax y se analizaron 3 tecnologías: (I) eliminación de H<sub>2</sub>S por purificación con metildietanolamina (MDEA), (II) deshidratación con trietilenglicol (TEG), y (III) proceso criogénico Ryan Holmes. Además, se simuló el uso posterior del CO<sub>2</sub> en un sistema de reinyección de gas ácido en pozos de petróleo para el recobro mejorado de crudo. A continuación se describen los fundamentos metodológicos de cada etapa del proyecto.

### **3.1 Caracterización de la corriente de gas ácido**

La muestra de la corriente de gas ácido se tomó de la torre regeneradora del sistema de endulzamiento de la planta que fue caso de estudio de este proyecto. Las condiciones de operación en el momento de la toma de muestra fueron: temperatura de fondos: 239 °F, temperatura de cima: 206 °F y presión: 9 psi. La muestra de gas ácido obtenida en el proceso de endulzamiento se analizó en un cromatógrafo de gases Agilent 7890 A GC 2010, equipado con una columna tipo capilar de fibra de vidrio (50 m x 200 µm x 0.5 µm marca Agilent) conectada a un detector de ionización de llama (FID) y dos columnas tipo empacada de acero inoxidable (105 m x 0,530 mm marca Agilent) rellenas con tierra de diatomeas, conectadas a un detector de conductividad térmica (TCD). Además, se analizó la humedad de la corriente de gas ácido con un sistema Drager (Colombia), que utiliza el principio colorimétrico para la medición. El análisis de concentración de H<sub>2</sub>S se realizó con el mismo principio colorimétrico, donde el analito (gas ácido) reacciona con el

contenido sólido del tubo compuesto por yodo, ocurriendo las reacciones de las Ecuaciones 5 y 6.



### 3.2 Sistema de endulzamiento de gas con amina.

El flujo de MDEA para este proceso se tomó del sistema de endulzamiento de la planta de gas natural tomada como caso de estudio, la cual normalmente trabaja con un flujo de 62 gpm, pero puede funcionar con 51,5 gpm sin generar aumento de la carga ácida de la solución. Por lo tanto, se tomaron 10,5 gpm de MDEA de los sistemas de amina principal y se recircularon al proceso de purificación de CO<sub>2</sub>, para eliminar el H<sub>2</sub>S de la corriente de gas ácido. Ambos procesos, el primario y el secundario, se simularon utilizando ProMax 3.2 (Houston, Texas). Se usó el paquete termodinámico Amine Sweetening SRK; la cual predice las propiedades de la fase líquida por el modelo electrolítico ELR y las propiedades de la fase de vapor utilizando las ecuaciones de estado de Redlich-Kong (SRK). Para definir el paquete termodinámico se tuvieron en cuenta las especificaciones establecidas en las tablas 24 y 25 (Ver anexo B).

La Figura 4 muestra el proceso de eliminación de H<sub>2</sub>S simulado. El gas ácido proviene de la etapa de regeneración de la planta de amina principal (planta de caso de estudio), esta entra en la parte inferior (S1) de la segunda torre contactora de 6 etapas teóricas (estason las misas etapas teóricas de la torre contactora real de la etapa de endulzamiento de la planta del caso de estudio). La relación etapa real/etapa ideal ajusta el tiempo de residencia

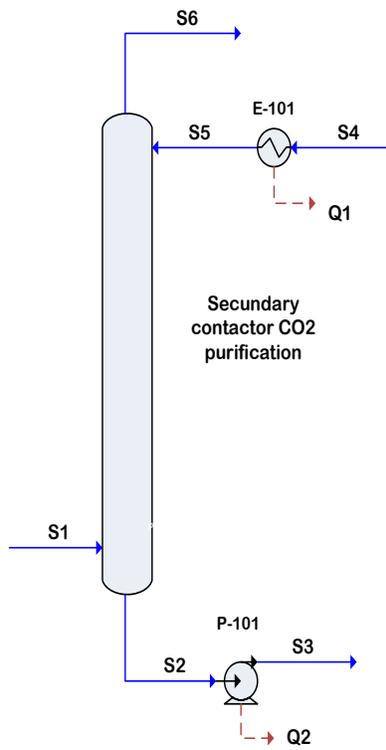
para la cinética Modelo TSWEET en ProMax; de acuerdo a lo anterior si el número de etapas especificadas para una columna de platos corresponde al número de etapas reales, la relación etapa real / ideal se establece en 1, y si se utilizan etapas ideales en lugar de etapas reales, la relación de la etapa Real / Ideal debe ser mayor que 1.

Si se establecen etapas ideales en lugar de bandejas reales, para el parámetro Real/ideal, se asume una eficiencia de la columna de tres bandejas reales / una etapa ideal.

Al establecer un absorbente como la amina, se utilizan etapas ideales en lugar de etapas reales. De esta manera, si la unidad tiene 18 etapas reales, esto es el equivalente de 6 etapas ideales. La columna se modela con 6 etapas debido a que la relación de la etapa real/ideal debe ser 3 para obtener el tiempo de residencia del líquido correcto en la columna.

La solución de amina proveniente del proceso de la planta de amina principal, se enfría con agua refrigerante y entra por la parte superior (S4). La amina en la parte inferior de la torre (S2) se envía a la etapa de amina primaria para ser regenerada. Esta configuración del proceso se estableció de esta manera para lograr la eliminación de H<sub>2</sub>S de la corriente de gas ácido (Ver anexos C y D).

**Comentado [m3]:** Esto no se entiende



**Figura 4.** Proceso diseñado en ProMax para la absorción de H<sub>2</sub>S. Las líneas azules representan los flujos de masa y las líneas rojas representan corrientes de energía. Equipos: P: Bomba, E: intercambiador de calor.

### 3.3 Sistema de deshidratación con glicol

Este proceso es necesario para disminuir la saturación del gas ácido, de acuerdo a la Figura 5. El paquete de propiedades utilizado es una ecuación de modelo de estado basado en la ecuación de estado de Redlich-Kong modificada por Soave, la cual puede describir con precisión tanto la fase líquida como la fase vapor y es apropiada para sustancias polares Martínez(2011) .

A continuación se especifican algunas recomendaciones que establece el simulador (ProMax 3.2) para iniciar la simulación del sistema de deshidratación:-La pureza típica del TEG, después de la regeneración debe ser del 98.7% W

- La temperatura del regenerador rehervidor de glicol está limitada por la temperatura de degradación térmica del glicol. Para TEG, la temperatura del calderín no debe exceder de 400 ° F (204 ° C).

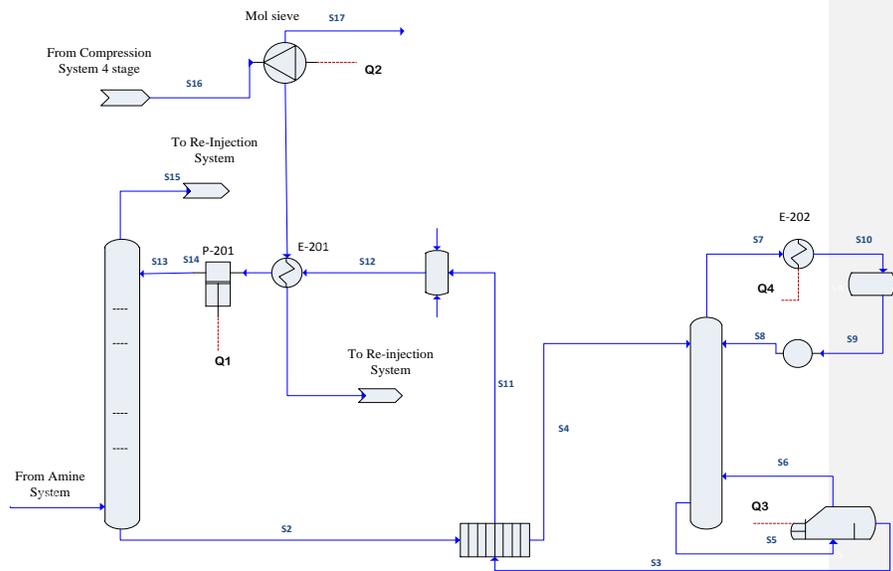
- Use el SRK o el paquete de Propiedad Peng-Robinson para aplicaciones de glicol. Para aplicaciones de metanol, un paquete polar Propiedad (SRK polar o polar Peng-Robinson) se debe utilizar para obtener resultados precisos (Ver anexo B).

La torre contactara cuenta con 7 etapas teóricas, calculadas de acuerdo a Perry et al. (2001) (Ver Anexo F). Sin embargo, debido a la elevada saturación del gas, fue necesario aumentar una etapa teórica para lograr una mayor absorción de agua. A medida que se incrementó el número de platos en la torre, se requirió una menor cantidad de glicol por cada libra de agua retirada. Por otro lado, Martínez (2011) demostró que los platos de burbujeo en un sistema TEG/gas muestran un 25% de eficiencia global. De acuerdo a lo anterior, para el cálculo de las etapas reales se dividió el número de etapas teóricas sobre

la eficiencia global, y se obtuvieron 28 etapas reales. Para el cálculo de las etapas teóricas de la torre de regeneración, se utilizó el método *Shortcut Distillation* de ProMax, con el cual se determinan 3 etapas teóricas y 12 etapas reales (Ver Anexo D).

En este proceso, el gas entra en la parte inferior (Sd1) de la torre y el TEG entra por la parte superior (Sd13). El glicol rico (Sd2) sale de la parte inferior de la torre y pasa a través del intercambiador de calor de placas glicol rico/glicol pobre, lo que aumenta su temperatura. Después, entra en la parte superior de la torre de regeneración de tres etapas y el vapor de agua entra por la parte inferior. La solución regenerada de glicol pobre (Sd12) pasa a través del intercambiador de calor de placas y luego se enfría con el gas de proceso, y regresa a la etapa de absorción (Sd13); mientras que el gas parcialmente saturado sale del tope de la torre (Sd15) y es enviado al sistema de reinyección (Ver pg 42). Allí eleva su presión y se recircula nuevamente a la etapa de deshidratación (Sd16), posteriormente pasa por el tamiz molecular especificado en la figura 5 (Mol sieve) donde la concentración de agua se reduce a 0% (Ver anexos C y D).

**Comentado [m4]:** El comentario de LMG de cuál tamiz molecular, no se ha respondido. No estoy segura de cómo responder este comentario o que requiere el jurado. Tampoco el del evaluador 2 que dice que las corrientes no se entienden. Este comentario se respondió, ajustando la figura número 5



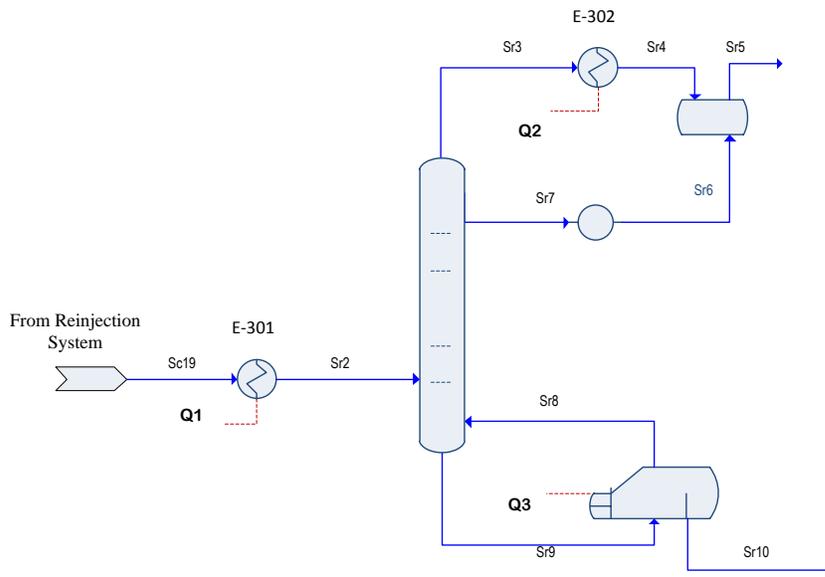
**Figura 5.** Proceso diseñado en ProMax para la deshidratación del gas ácido. Las líneas azules representan los flujos de masa y las líneas rojas representan corrientes de energía. Equipos: P: Bomba, E: intercambiador de calor.

### 3.4 Sistema criogénico Ryan Holmes

La Figura 6 muestra el diagrama de flujo del proceso Ryan Holmes, donde el gas proveniente de la etapa 4 (Sc19) de compresión del sistema de reinyección de gas ácido se envía al sistema criogénico. Esta corriente debe ingresar al sistema Ryan Holmes a alta presión y libre de agua, por esta razón se utiliza el sistema de reinyección, que se ajusta las condiciones de operación del mismo. La torre de fraccionamiento cuenta con 6 etapas teóricas, para el cálculo de las mismas se empleó el método *Shortcut Distillation* de ProMax, y se determinaron 24 etapas reales (Ver anexo D).

El paquete termodinámico utilizado fue Peng-Robinson; esta ecuación da unos resultados similares a la de Soave, sin embargo es más acertada para predecir las densidades de los compuestos en fase líquida, especialmente los apolares (Ver anexo B). El gas se somete a una caída de presión y pasa a través del intercambiador de calor donde la temperatura cae a  $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$  (Sr2). Después de esto, pasa a una torre de fraccionamiento, donde los componentes orgánicos se separan en la parte superior de la torre (Sr5), y el  $\text{CO}_2$  se separa en la parte inferior en forma de líquido (Sr10) (Ver anexos C y D).

Comentado [m5]: Referencia!

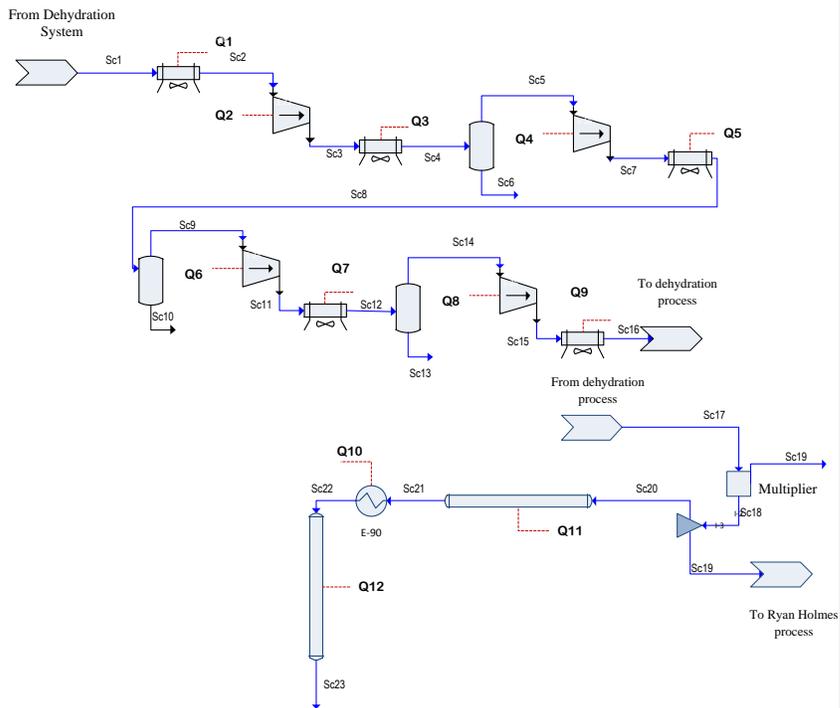


**Figura 6.** Proceso diseñado en ProMax para el sistema criogénico Ryan Holmes. Las líneas azules representan los flujos de masa y las líneas rojas representan corrientes de energía. Equipos: E: intercambiador de calor.

### 3.4.1 Reinyección de gas ácido en pozos

La Figura 7 muestra el proceso diseñado para la reinyección de gas ácido en pozos, el cual podría ser usado en cualquier yacimiento cercano, que requiera el uso del recobro mejorado de crudo. En esta simulación se multiplica la corriente proveniente de la etapa 4 de compresión (Sc17) para utilizar una en el proceso de reinyección (Sc20) y otra como

corriente de entrada del sistema Ryan Holmes (Sc19), esto con el fin de simular un solo proceso de compresión (Ver anexos C y D).



**Figura 7.** Proceso diseñado en ProMax para la reinyección de CO<sub>2</sub>. Las líneas azules representan los flujos de masa y las líneas rojas representan corrientes de energía. Equipos: Compresores de Gas, Aero enfriadores.

El paquete termodinámico utilizado para establecer esta etapa final de proceso, fue la ecuación de estado basado en la ecuación de Redlich-Kwong modificado por Soave, la cual es apropiada para fase gaseosa a alta presión (Ver anexo B). Para simular este sistema se tuvo en cuenta la relación de compresión de cada etapa, debido a que este es un factor determinante en el diseño y posterior funcionamiento de los compresores de gas. Se estipuló una relación de compresión de 2,5 (debido a que esta no debe ser mayor de 3, puesto que causaría daños sobre el compresor). El gas del sistema de deshidratación (Sc1) pasa a través de un sistema de compresión de 4 etapas, en donde se aumenta la presión del gas para volverlo a inyectar en un pozo de producción. Debido a que es necesario eliminar el agua del gas para evitar problemas de corrosión, la corriente de descarga de las cuatro etapas (Sc16) se toma y se envía a un sistema de adsorción de un tamiz molecular, en el que se absorbe el agua residual y el gas se devuelve a la etapa de succión 5 (Sc17), sin agua.

Comentado [m6]: Referencia!

### 3.5 Recuperación de CO<sub>2</sub> de las tecnologías simuladas

La recuperación de CO<sub>2</sub> en cada tecnología se determinó teniendo en cuenta las entradas y salidas de cada proceso, de acuerdo a la Ecuación 7.

$$R = \frac{\text{output of } CO_2}{\text{input of } CO_2} * 100 \quad \text{En lbmol/h} \quad \text{Ec.7}$$

### 3.6 Metodología de cálculo de costos por tecnología

Los costos CAPEX de cada tecnología se calcularon teniendo en cuenta cada equipo de cada sistema y los servicios auxiliares (Seider et al, 2014). Para los equipos, se tuvo en cuenta el tipo, el diámetro de las torres y el número de platos teóricos. Para los

intercambiadores de calor se tuvo en cuenta el área de transferencia de calor y energía interna (Berghout et al, 2013). Los datos de los equipos para el cálculo de costos fueron obtenidos de la simulación de procesos

La moneda base de referencia para el cálculo de costos fue el dólar (USD).

### 3.6.1 Sistema de endulzamiento con amina

En el caso del proceso de amina, se estimó el costo de los siguientes equipos:

- *Bomba*

Para la selección de la bomba centrífuga, se consideraron las siguientes gamas:

- Caudal en volumen desde 10 gpm hasta 5 gpm.
- Altura de la cabeza de 50 ft a 3200 ft
- Viscosidad cinemática de 100 centistokes
- NPSH disponible superior a 5 ft.

De acuerdo con lo anterior, ya que la bomba reúne tres de los cuatro criterios, el cálculo fue elegido para bombas centrífugas, su factor de tamaño S establece que una bomba centrífuga dada pueda operar en un rango de velocidad de flujo y las combinaciones de la cabeza usando el Ecuación 8.

$$S = Q(H^{0.5}) \text{ Ec.8}$$

Donde Q es el caudal a través de la bomba en galones por minuto o metros cúbicos por segundo y H es la cabeza de la bomba en pies o metros.

Para el cálculo de la bomba se tuvieron en cuenta las siguientes variables (Ver tabla 3):

**Comentado [m7]:** El evaluador 2 preguntó:

Estos datos fueron obtenidos de un simulador en modo diseño? O son equipos y plantas existentes.

Respuesta? [Se contesta en la pg anterior](#)

**Tabla 3.** Datos de la bomba centrífuga

|                 |         |     |
|-----------------|---------|-----|
| Flujo           | 10,54   | gpm |
| Cabeza Dinámica | 69,7820 | ft  |

- Intercambiador de calor

Para calcular el costo de un intercambiador de tubo y carcasa, se tuvo en cuenta la siguiente ecuación:

$$C_p = F_p F_M F_L C_B \quad \text{Ec.9}$$

Donde  $F_p$  corresponde a la siguiente ecuación:

$$F_p = 0.9803 + 0.018 \left( \frac{p}{100} \right) + 0.0017 \left( \frac{p}{100} \right)^2 \quad \text{Ec.10}$$

Donde  $F_M$  corresponde a la siguiente ecuación:

$$F_M = a + \left( \frac{A}{100} \right)^b \quad \text{Ec.11}$$

De acuerdo a la Figura 8, se escogieron los factores a y b para los materiales de construcción.

| Materials of Construction<br>Shell/Tube | a in<br>Eq. (22.44) | b in<br>Eq. (22.44) |
|---|---------------------|---------------------|
| Carbon steel/carbon steel               | 0.00                | 0.00                |
| Carbon steel/brass                      | 1.08                | 0.05                |
| Carbon steel/stainless steel            | 1.75                | 0.13                |
| Carbon steel/Monel                      | 2.1                 | 0.13                |
| Carbon steel/titanium                   | 5.2                 | 0.16                |
| Carbon steel/Cr-Mo steel                | 1.55                | 0.05                |
| Cr-Mo steel/Cr-Mo steel                 | 1.70                | 0.07                |
| Stainless steel/stainless steel         | 2.70                | 0.07                |
| Monel/Monel                             | 3.3                 | 0.08                |
| Titanium/titanium                       | 9.6                 | 0.06                |

**Figura 8.** Materiales de construcción, para intercambiadores de tubo y carcasa (Factor

$F_M$ )

En este caso, se tomó como material de referencia acero al carbón, porque los dos factores son iguales a cero. Para el factor  $F_L$ , se seleccionó el valor de la Figura 9, de acuerdo a la longitud del tubo asumida, en la cual se tomaron 8 ft, con un  $F_L$  de 1,25.

| Tube Length (ft) | $F_L$ |
|------------------|-------|
| 8                | 1.25  |
| 12               | 1.12  |
| 16               | 1.05  |
| 20               | 1.00  |

**Figura 9.** Longitud de la tubería (Factor  $F_L$ )

Para calcular el área del intercambiador se tuvo en cuenta la ecuación de diseño del intercambiador de calor: (Perry et al, 2001)

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} \text{ Ec.12}$$

Para el factor  $C_B$  se utilizó el área del intercambiador ya calculada y se asumió un intercambiador en U, con la siguiente ecuación:

$$C_B = \exp\{11.147 - 0.9186[\ln(A)] + 0.09790[\ln(A)]^2\} \text{ Ec.13}$$

Donde el factor de presión  $F_p$  se basa en la presión del lado de la carcasa,  $F_M$  es un factor material para varias combinaciones de materiales de tubo y la carcasa, el  $C_B$  depende del tipo de intercambiador de calor y el factor  $F_L$  es la longitud del tubo.

Para el cálculo del equipo se tuvieron en cuenta los siguientes resultados arrojados por el simulador (Ver Tabla 4.).

**Tabla 4.** Especificaciones de Intercambiador

|  |        |                            |
|--|--------|----------------------------|
| UA                                       | 19072  | Btu/h°F                    |
| Q  | 241404 | Btu/h                      |
| Diferencia efectiva de temperatura media | 12,65  | °F                         |
| U  | 150    | Btu/h°F<br>ft <sup>2</sup> |
| Presión de la carcasa                    | 45,2   | psi                        |

- *Columna*

Para calcular el costo total de la torre se tuvo en cuenta la presión de diseño, el número de platos, la altura y el peso. En este caso, las ecuaciones definidas para determinar el costo de los platos y la torre son los siguientes (Ecuación 14-15):

$$C_V = \exp\{7.2756 - 0.1825[\ln(W)] + 0.0519[\ln(W)]^2\} \quad \text{Ec.14}$$

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad \text{Ec.15}$$

Para el cálculo de la columna se tuvieron en cuenta los siguientes datos y variables, especificados en la Tabla 5.

**Comentado [m8]:** Definir variables de ec. 14 y 15 como pidió LMG. Especifico los datos y variables utilizadas en la pag 5 para el cálculo.

**Tabla 5.** Especificaciones de torre contactora

|                    |       |                    |
|--------------------|-------|--------------------|
| Presión            | 7,5   | psi                |
| Temperatura        | 80,52 | °F                 |
| Diámetro           | 9,5   | in                 |
| Etapas teóricas    | 6     |                    |
| ts                 | 1.250 | in                 |
| Densidad del acero | 0,284 | lb/in <sup>3</sup> |

*- Servicios auxiliares*

Para los servicios auxiliares de este sistema, se tuvo en cuenta el agua de refrigeración utilizada en el intercambiador de calor (S). La ecuación que determina el costo de este servicio se define como:

$$C_{alloc} = 1000S^{0.68} \text{ Ec.16}$$

### 3.6.2 Sistema de deshidratación

*- Bomba recíproca*

Para las bombas de pistón, el costo se determinó a partir de:

$$C_B = \exp [7.6964 + 0.1986[\ln(Q)] + 0.0291[\ln(Q)]^2] \text{ Ec.17}$$

Donde  $C_B$  es un costo de la bomba, incluyendo el motor eléctrico, y Q es un flujo.

El cálculo de la bomba se determina teniendo en cuenta las siguientes variables (Ver tabla6):

**Tabla 6.** Datos de la bomba reciprocante

|                 |      |     |
|-----------------|------|-----|
| Flujo           | 0,27 | gpm |
| Cabeza Dinámica | 27,6 | ft  |

- *Intercambiador de calor*

Para el cálculo de ambos intercambiadores de calor se tuvieron en cuenta las ecuaciones 9-13.

Los siguientes resultados arrojados por el simulador, se tuvieron en cuenta para el cálculo de los equipos (Ver Tablas 7 y 8).

**Tabla 7.** Especificaciones de Intercambiador de placas.

|  |       |                            |
|--|-------|----------------------------|
| UA                                       | 204   | Btu/h°F                    |
| Q  | 19994 | Btu/h                      |
| Diferencia efectiva de temperatura media | 92,26 | °F                         |
| U  | 1,6   | Btu/h°F<br>ft <sup>2</sup> |
| Presión de la carcasa                    | 5     | psi                        |

**Tabla 8.** Especificaciones de Intercambiador 2.

|  |       |                            |
|--|-------|----------------------------|
| UA                                       | 544,5 | Btu/h°F                    |
| Q  | 7136  | Btu/h                      |
| Diferencia efectiva de temperatura media | 13,5  | °F                         |
| U  | 4,2   | Btu/h°F<br>ft <sup>2</sup> |
| Presión de la carcasa                    | 3,8   | psi                        |

- *Torre de contacto y torre de regeneración*

Para el cálculo de las torres se tuvieron en cuenta las ecuaciones 14-15. En la columna contactora y regeneradora se tuvieron en cuenta los siguientes datos y variables, especificados en las Tablas 9 y 10 para el cálculo del costo.

**Tabla 9.** Especificaciones de la torre contactora

|             |             |                    |
|-------------|-------------|--------------------|
| $m_{(gas)}$ | 765,000     | lb/h               |
| Densidad L  | 68,9        | lb/ft <sup>3</sup> |
| q           | 0,185050798 | ft <sup>3</sup> /h |
| Densidad G  | 0,148283929 | lb/ft <sup>3</sup> |
| $V_g$       | 10077,21634 | ft/h               |

**Tabla 10.** Especificaciones de la torre regeneradora

|             |             |                    |
|-------------|-------------|--------------------|
| $m_{(gas)}$ | 765,000     | lb/h               |
| Densidad L  | 8           | lb/ft <sup>3</sup> |
| q           | 1,59375     | ft <sup>3</sup> /h |
| Densidad G  | 0,052       | lb/ft <sup>3</sup> |
| $V_g$       | 5785,929139 | ft/seg             |

- *Aero enfriador*

Para el cálculo del enfriador de aire, se tomó la siguiente ecuación:

$$C_p = 2500A^{0.40} \text{ Ec.18}$$

El cálculo del Aero enfriador, se determina de acuerdo a las siguientes especificaciones (Ver Tabla11).

**Tabla11.** Especificaciones del Aero enfriador

|            |             |                         |
|------------|-------------|-------------------------|
| Q          | 150         | Btu/h                   |
| U          | 0,035714286 | Btu/h°F ft <sup>2</sup> |
| $\Delta T$ | 42          | °F                      |
| A          | 40          | ft <sup>2</sup>         |

- *Tamiz molecular*

El costo del tamiz molecular se realizó a partir de la siguiente ecuación:

$$C_p = 75S \text{ Ec.19}$$

Donde S es el factor de tamaño (volumen a granel).

Para el cálculo del tamiz molecular se tuvieron en cuenta las siguientes especificaciones (Ver Tabla 12).

**Tabla 12.** Especificaciones del tamiz molecular

|                            |      |                 |
|----------------------------|------|-----------------|
| V                          | 622  | ft <sup>3</sup> |
| Agua estimada              | 3400 | lb              |
| Agua de proceso            | 28   | lb              |
| Volumen del proceso actual | 5    | ft <sup>3</sup> |

- *Rehervidor*

Para el cálculo de la rehervidor, el costo fue determinado a partir de la siguiente ecuación:

$$C_P = F_P F_M C_B \text{ Ec.20}$$

Las variables necesarias para el cálculo del costo del rehervidor, fueron las siguientes (Ver Tabla 13).

**Tabla 13.** Especificaciones del rehervidor

|          |         |       |
|----------|---------|-------|
| <b>Q</b> | 13646,6 | Btu/h |
| <b>P</b> | 4,3     | psi   |

Donde  $F_M$  es 1,4 para los tubos de acero de aleación Cr-Mo y 1,7 para acero inoxidable,  $F_P$  el rango de presión P y  $C_B$  es el costo base para Q.

### 3.6.3 Ryan Holmes

-*Intercambiador de calor*

Para el cálculo del intercambiador de calor se tuvo en cuenta las ecuaciones 9 - 13. Los siguientes resultados arrojados por el simulador, se tuvieron en cuenta para el cálculo (Ver tabla 14):

**Tabla 14.** Especificaciones de Intercambiador.

|  |        |                            |
|--|--------|----------------------------|
| UA                                       | 4.790  | Btu/h°F                    |
| Q  | 115157 | Btu/h                      |
| Diferencia efectiva de temperatura media | 24,11  | °F                         |
| U  | 300    | Btu/h°F<br>ft <sup>2</sup> |
| Presión de la carcasa                    | 400    | psi                        |
| Área                                     | 16     | ft <sup>2</sup>            |

*-Columna*

Para el cálculo de la torre se tuvo en cuenta las ecuaciones 14-15.

Las variables que se tuvieron en cuenta para el cálculo de la columna fueron las siguientes:

**Tabla 15.** Especificaciones de la columna.

|            |             |                    |
|------------|-------------|--------------------|
| m(gas)     | 765,000     | lb/h               |
| DensidadL1 | 69          | lb/ft <sup>3</sup> |
| q          | 0,184782609 | ft <sup>3</sup> /h |
| DensidadL2 | 58,7        | lb/ft <sup>3</sup> |
| Vg         | 31,68902579 | ft/h               |

*-Rehervidor*

Para el cálculo de la rehervidor se tuvo en cuenta la ecuación 20 y las variables especificadas en la tabla 16.

**Tabla 16.** Especificaciones del rehervidor

|   |        |       |
|---|--------|-------|
| Q | 107146 | Btu/h |
| P | 399,3  | psi   |

*-Aero enfriador*

Para el cálculo del enfriador de aire, el costo se determinó a partir de la ecuación 16 y el área del equipo a partir de la ecuación 18.

Para el cálculo del Aero enfriador, se tuvieron en cuenta las siguientes variables (Ver tabla 17):

**Tabla 17.** Especificaciones del Aero enfriador

|           |             |                         |
|-----------|-------------|-------------------------|
| <b>Q</b>  | 83435       | Btu/h                   |
| <b>U</b>  | 19,86547619 | Btu/h°F ft <sup>2</sup> |
| <b>ΔT</b> | 42          | °F                      |
| <b>A</b>  | 100         | ft <sup>2</sup>         |

*- Servicios auxiliares*

Para los servicios auxiliares de este sistema, se tuvo en cuenta el refrigerante utilizado en el intercambiador de calor. La ecuación que determina el costo de este servicio se define como:

$$C_{alloc} = 11000S^{0.77} \quad \text{Ec.21}$$

**3.6.3.1 Reinyección de CO<sub>2</sub>**

En el caso del sistema de inyección que tiene en cuenta cuatro etapas de compresión con una potencia total de 44,3 hp, se calculó el costo teniendo en cuenta la siguiente ecuación:

$$C_P = F_D F_M C_B \quad \text{Ec.22}$$

Donde la unidad de motor eléctrico, fue  $F_D = 1,15$  para una unidad de turbina de vapor y 1,25 para una unidad de turbina o compresor a gas,  $F_M = 2,5$  para el acero inoxidable y 5,0 por aleación de níquel.

### **3.7. Combinación de tecnologías**

Finalmente, la comparación de las tres tecnologías de purificación simuladas evidenció que ninguna por si sola cumplió los requisitos de pureza de CO<sub>2</sub> requeridos por la industria (Capítulo 2). De esta manera, se simularon combinaciones de las tecnologías estudiadas, que permitieran obtener la calidad de CO<sub>2</sub> requerida para su posterior uso.

**Capítulo 4. Resultados del estudio por cada tecnología**

## Capítulo 4. Resultados del estudio por cada tecnología

### 4.1 Caracterización de la corriente de gas ácido

Debido a las variaciones en la concentración del gas de entrada a la planta de endulzamiento de gas natural, se realizaron varias mediciones de la corriente de CO<sub>2</sub> de subproducto del proceso. La caracterización de esta corriente se muestra en la Tabla 18, mostrando cambios significativos en los productos. La concentración de CO<sub>2</sub> varió entre 70 y 93 % mol. Estas variaciones dependen de las condiciones de operación del sistema de regeneración, debido a que al aumentar la temperatura en el tope de la torre, se desplaza el equilibrio de la misma y se genera arrastre de amina con la corriente de vapor de agua. Bajo estas condiciones, no se logra la desorción adecuada de CO<sub>2</sub> en la solución de amina rica. De esta manera, se tomó la caracterización de la muestra 1 para la simulación de este estudio, que contiene 92 % mol de CO<sub>2</sub>, 6,4 % mol de agua y 250 ppm de H<sub>2</sub>S. Estas condiciones corresponden a las mejores condiciones de operación del gas de entrada, de otra manera el resultado de la caracterización de la corriente de gas ácido sería errónea, debido a que en ciertos momentos de la operación se presenta inestabilidad en el gas de entrada a la planta de endulzamiento generando desestabilización de este sistema.

**Comentado [m9]:** El evaluador 2 pregunta:  
Porqué tomaron las mejores y no las peores?  
Respuesta?

**Tabla 18.** Resultados de la caracterización de la corriente de CO<sub>2</sub> evaluada. Datos en % mol.

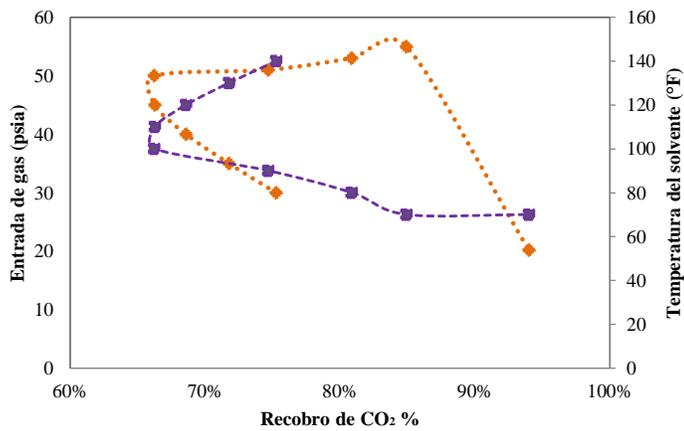
| Componente       | Muestra |         |         |
|------------------|---------|---------|---------|
|                  | 1       | 2       | 3       |
| CO <sub>2</sub>  | 92,07   | 70,19   | 93,07   |
| Metano           | 0       | 0,25    | 0       |
| Etano            | 1,18    | 0       | 1,19    |
| Propano          | 0,09    | 0       | 0,09    |
| i-Butano         | 0       | 0       | 0       |
| n-Butano         | 0       | 0       | 0       |
| i-Pentano        | 0       | 0       | 0       |
| n-Pentano        | 0       | 0       | 0       |
| Oxígeno          | 0,59    | 6,23    | 0,60    |
| Nitrógeno        | 5,06    | 23,33   | 5,06    |
| n-Hexano         | 0       | 0       | 0       |
| Agua             | 6,45    | 6,00    | 6,35    |
| H <sub>2</sub> S | 276 ppm | 200 ppm | 250 ppm |

#### 4.2 Sistema de endulzamiento de gas con amina

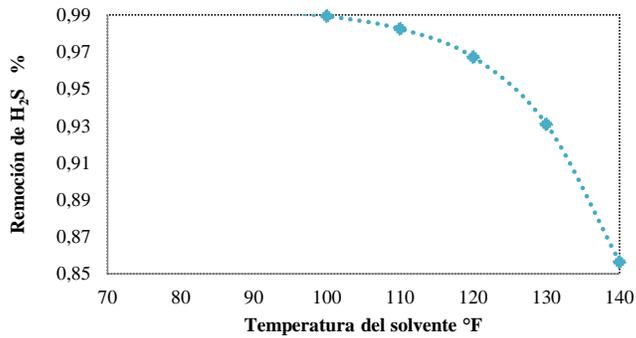
Para el sistema de eliminación de H<sub>2</sub>S del CO<sub>2</sub> que sale del proceso de endulzamiento principal, se diseñó una torre de absorción de 6 etapas teóricas (18 reales) teniendo en cuenta las mismas etapas teóricas del sistema de endulzamiento principal de la planta de gas natural. En la parte inferior entra en el gas ácido a tratar y en la parte superior ingresa la solución de MDEA, recirculada desde el sistema de amina primaria. Se tomaron dos variables de proceso para el caso de estudio: la temperatura del solvente y la presión del gas de entrada a la torre de contactora. Se varió la temperatura del solvente entre 70 y 140 °F y la presión del gas entre 20 y 55 psia (Tabla 19). El punto más alto de recuperación de CO<sub>2</sub> y eliminación de H<sub>2</sub>S fue a 70 °F y 20.2 psia (Figura 10). El aumento de la presión en el gas de entrada no influyó directamente en la absorción del gas ácido (H<sub>2</sub>S), mientras que la temperatura del solvente influyó directamente en este proceso (Figura 11). Según Jiménez et al. (2010), la temperatura de entrada del solvente a la torre de contacto debe estar 10 °F por encima de la temperatura del gas, para evitar la condensación de hidrocarburos. Sin embargo, en este caso y teniendo en cuenta que la corriente de gas tiene una alta concentración de compuestos ácidos, la temperatura del solvente se pudo reducir 23 °F por debajo de la temperatura de gas de tratamiento y así favorecer la reacción entre la amina y el H<sub>2</sub>S y por ende el proceso de absorción (Luke et al, 2010). Para este caso, se verificó la viscosidad del solvente, para determinar en qué temperatura este dejaría de fluir. A temperaturas menores a 70 °F se puede presentar este fenómeno (Tabla 4). El objetivo del cambio de este parámetro se fundamentó en disminuir lo suficiente la temperatura de la solución para garantizar la mayor absorción de H<sub>2</sub>S.

**Tabla 19.** Condiciones operativas evaluadas en el sistema de endulzamiento

| Presión de entrada del gas (psia) | Temperatura del Solvente (°F) | Recuperación de CO <sub>2</sub> (%) | Viscosidad de la solución (Cps) |
|-----------------------------------|-------------------------------|-------------------------------------|---------------------------------|
| 30                                | 140                           | 75                                  | 2,47                            |
| 35                                | 130                           | 72                                  | 2,86                            |
| 40                                | 120                           | 69                                  | 3,35                            |
| 45                                | 110                           | 66                                  | 3,96                            |
| 50                                | 100                           | 66                                  | 4,72                            |
| 51                                | 90                            | 75                                  | 5,68                            |
| 53                                | 80                            | 81                                  | 6,91                            |
| 55                                | 70                            | 85                                  | 8,50                            |
| 20,2                              | 70                            | 94                                  | 8,50                            |



**Figura 10.** Presión del gas de entrada (lado izquierdo del eje y) y la temperatura del solvente (lado derecho del eje y). Recobro de CO<sub>2</sub> en función de la temperatura del solvente y presión del gas de entrada (eje x).



**Figura 11.** Efecto de la temperatura del solvente en la eliminación del H<sub>2</sub>S

#### 4.2.1 Costo del sistema

De acuerdo a las ecuaciones planteadas en el capítulo anterior, para el cálculo de costos de la tecnología de endulzamiento se obtuvieron los siguientes resultados, con todos los valores en USD:

- *Bomba*

El resultado del factor  $S$  de tamaño fue  $S = 88$  y del factor  $C_B$  para determinar el costo fue  $C_B = \$ 3.173$ .

- *Intercambiador de calor*

El resultado del costo  $C_p$  fue  $C_p = \$ 9.960$ .

- *Torre de absorción*

El peso de la torre contactora se calculó tomando como referencia el peso de una torre existente de 20 platos de 28,205 lb, con una presión de diseño de 400 psi. El resultado de tener en cuenta esta referencia, es el peso de la torre  $W = 1,431$  lb y el resultado del costo total de la torre  $C_V + C_T$  fue  $C_V + C_T = \$ 18.988$ .

- *Servicios auxiliares*

El resultado del costo  $C_{alloc}$  fue  $C_{alloc} = \$ 4.112$ .

#### 4.3 Sistema de deshidratación con glicol

Con el objetivo de eliminar el agua saturada de la corriente de CO<sub>2</sub>, se diseñó un sistema de deshidratación con TEG en una torre de contacto. Se varió la temperatura del rehedidor de 300 a 400 °F (Tabla 20), hasta alcanzar la concentración de TEG más alta en la torre de regeneración, y de esta manera conseguir una mayor absorción de agua libre en el gas; debido a que a mayor concentración de glicol en la solución regenerada, mayor va ser su capacidad de absorción. La concentración final en el proceso de regeneración se obtuvo a una temperatura de 400 °F, siendo la más alta posible sin llegar a la temperatura de degradación del TEG.

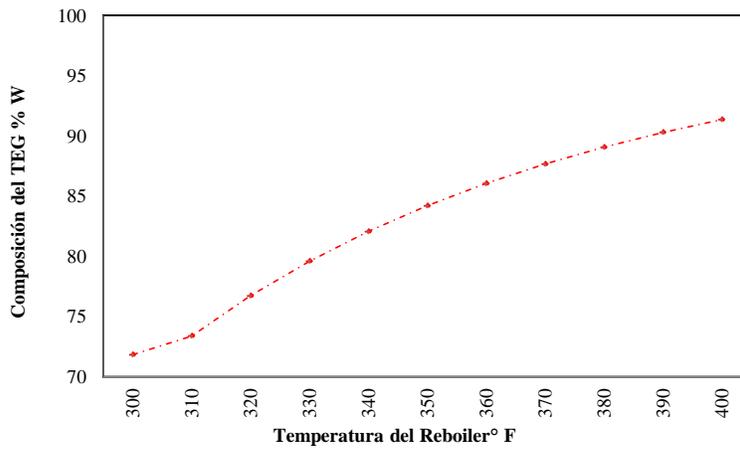
**Tabla 20.** Condiciones operativas evaluadas en el sistema de deshidratación con TEG

| Temperatura en el rehedidor (°F) | Contenido de agua en el gas (lb/MMSCF) | Composición del TEG (%mol) a la salida del rehedidor |
|----------------------------------|--|--|
| 300                              | 477                                    | 71,82  |
| 310                              | 456                                    | 73,38  |
| 320                              | 410                                    | 76,72  |
| 330                              | 370                                    | 79,59  |
| 340                              | 334                                    | 82,06  |
| 350                              | 301                                    | 84,20  |
| 360                              | 273                                    | 86,05  |
| 370                              | 247                                    | 87,66  |
| 380                              | 224                                    | 89,06  |
| 390                              | 203                                    | 90,29  |
| 400                              | 185                                    | 91,37  |

**Comentado [m10]:** La evaluadora LMG dice que es mejor decir la concentración de agua. Responderle . La Medida de humedad para gas siempre se da en lb/millón de pie cubico , si lo cambio a concentración debería correr nuevamente el caso de estudio y no es representativo para el estudio que estoy realizando. No me parece relevante el comentario.

Adicional a lo anterior, para eliminar la cantidad de agua total de la corriente de gas, fue necesario añadir un tamiz molecular, el cual está incluido en la salida del tope de la torre contactora del sistema de deshidratación (Ver capítulo 3, Figura 5, corriente Sd16), donde el gas pasa a través del lecho adsorbente y retiene selectivamente las moléculas de agua, hasta llevar la concentración del agua a 0 % mol (Ribon et al., 2010).

**Comentado [m11]:** la evaluadora LMG sigue preguntando por el tamiz. Se respondió en el capítulo anterior ¿debo repetirlo en todos?



**Figura 12.** Temperatura del rehervidor en función de la composición del TEG.

#### 4.3.1 Costo del sistema de deshidratación con TEG

De acuerdo a las ecuaciones planteadas en el capítulo anterior, para el cálculo de costos de la tecnología de deshidratación se obtuvieron los siguientes resultados, con todos los valores en USD:

- *Bomba reciprocante*

El resultado del costo  $C_B$  fue  $C_B = \$1.783$ .

- *Intercambiador de calor*

El resultado del costo  $C_P$  fue  $C_P = \$20.486$ , con un costo total de la torre:

- *Aero enfriador*

El resultado del costo  $C_P$  fue  $C_P = \$15.773$ .

- *Tamiz molecular*

El resultado del costo  $C_P$  fue  $C_P = \$380$ .

- *Rehervidor*

El resultado del costo  $C_P$  fue  $C_P = \$3.157$ .

- *Torre de Absorción*

El resultado del costo  $C_V + C_T$  fue  $C_V + C_T = \$18.701$

- *Torre de Regeneración*

El resultado del costo  $C_V + C_T$  fue  $C_V + C_T = \$34.483$

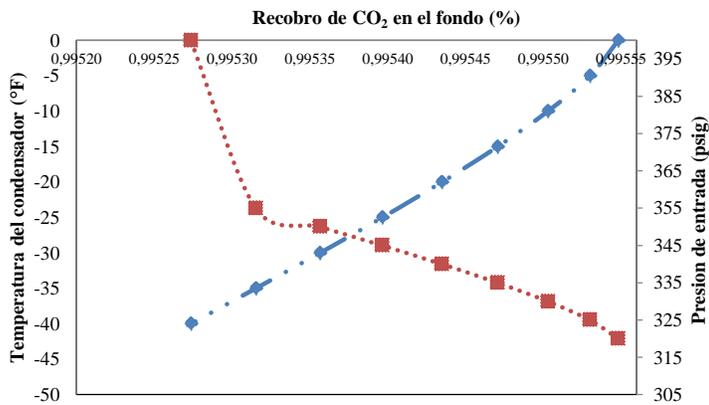
#### **4.4 Proceso criogénico Ryan Holmes**

En el proceso criogénico Ryan Holmes para la purificación de  $\text{CO}_2$ , se establecieron las condiciones de operación más favorables para obtener la mayor recuperación de  $\text{CO}_2$ . Para establecer estas condiciones de funcionamiento, se tomaron 9 puntos de análisis, variando la temperatura y la presión de la corriente de entrada al proceso. Estos puntos se establecieron desde 0 hasta  $-40^\circ\text{F}$  y la presión desde 320 a 400 psi (Tabla 21 y Figura 13). Esto con el fin de obtener la máxima recuperación de  $\text{CO}_2$  en la parte inferior de la torre

y la más baja en el tope. Para la torre de fraccionamiento se establecieron 6 etapas teóricas, teniendo en cuenta las condiciones de diseño definidas en el simulador de procesos (ProMax 3.2) para procesos criogénicos. Sin embargo, se encontró que al aumentar en el número de las etapas de la torre, no varió la recuperación de CO<sub>2</sub> ni el perfil de la torre, ya que este proceso estaba en su máximo punto operativo. De acuerdo a la Figura13, la recuperación de CO<sub>2</sub> es proporcional a la presión e inversamente proporcional a la temperatura. Esto se debe a que al aumentar la presión de la corriente de entrada en la torre, el equilibrio cambia favoreciendo la recuperación de CO<sub>2</sub> en el fondo de la misma. A condiciones de -40 °F y 400 psi se obtuvo una máxima recuperación de 0,99927.

**Tabla 21.** Condiciones operativas evaluadas en el sistema Ryan Holmes

| Temp. del condensador (°F) | Presión (psi) | CO <sub>2</sub> en fondos (%mol) | CO <sub>2</sub> en tope (%mol) |
|----------------------------|---------------|----------------------------------|--------------------------------|
| 0                          | 320           | 0,99555                          | 0,77616                        |
| -5                         | 325           | 0,99553                          | 0,71952                        |
| -10                        | 330           | 0,99550                          | 0,66541                        |
| -15                        | 335           | 0,99647                          | 0,61391                        |
| -20                        | 340           | 0,99743                          | 0,56505                        |
| -25                        | 345           | 0,99840                          | 0,51884                        |
| -30                        | 350           | 0,99836                          | 0,47528                        |
| -35                        | 355           | 0,99832                          | 0,43435                        |
| -40                        | 400           | 0,99927                          | 0,39599                        |



**Figura 13.** Temperatura del condensador (lado izquierdo del eje y) y la presión de entrada (lado derecho del eje y). Recobro de CO<sub>2</sub> en función de la temperatura del condensador y la presión de la corriente de entrada a la torre.

**Comentado [m12]:** Comentario del evaluador 2: Revisar el tipo de gráfico para Variables dependientes e independientes. Respuesta?. Se especifica en la descripción de la figura

#### 4.4.1 Costo del sistema Ryan Holmes

De acuerdo a las ecuaciones planteadas en el capítulo anterior, para el cálculo de costos de la tecnología Ryan Holmes se obtuvieron los siguientes resultados, expresados en USD:

- Intercambiador de calor

$$C_P = \$ 15.558$$

- Columna

$$C_V + C_T = \$ 116.798$$

- *Rehervidor*

$$C_p = \$ 15.074$$

- *Aero enfriador*

$$C_p = \$15.773$$

- *Servicios auxiliares*

$$C_{alloc} = \$ 11.000$$

#### **4.4.1.2 Reinyección de CO<sub>2</sub>**

El resultado del costo  $C_p$  fue  $C_p = \$ 164.421$ .

#### **4.5 Recuperación de CO<sub>2</sub> y costo por tecnología**

La Tabla 22 muestra los resultados obtenidos para tecnología en cuanto a la recuperación de CO<sub>2</sub>, y se comparan con los de algunos autores. La recuperación del proceso criogénico es mayor del 95% y de acuerdo con Mondal et al. (2012), este proceso produce CO<sub>2</sub> líquido de alta pureza. En cuanto al sistema de adsorción (tamiz molecular), la literatura reporta máxima recuperación de 95%. En este estudio se combinó el sistema de deshidratación con TEG y un tamiz molecular, obteniendo una recuperación de CO<sub>2</sub> del 99,7%, debido a la combinación de un proceso de absorción y otro de adsorción (los dos sin reacción química). La capacidad de absorción del sistema de TEG depende de la saturación del gas, sin embargo la combinación del tamiz molecular con el sistema de deshidratación es más efectiva para disminuir de significativamente el contenido de agua en el gas (lb/MMSCFD).

En cuanto al proceso de absorción con reacción química (sistema de endulzamiento con amina), se obtuvo un porcentaje de recuperación dentro del rango establecido en la literatura. Sin embargo, no alcanza el 98% debido a que en este proceso se ajustan las variables operativas para obtener la mayor desorción de H<sub>2</sub>S, sin tener en cuenta la concentración final de agua ni hidrocarburos condensables.

**Comentado [m13]:** LMG pregunta:  
Y cuál sería la capacidad máxima de adsorción de agua??  
Respuesta?

**Tabla 22.** Comparación entre las diferentes tecnologías

| Tecnología              | Estabilidad Operativa            | Recuperación de CO <sub>2</sub> |
|-------------------------|----------------------------------|---------------------------------|
| Absorción (Obtenida)    | Moderada (Minkkinen et al, 2004) | 94%                             |
| Criogénico (Obtenida)   | Moderada (Minkkinen et al, 2004) | 99,9%                           |
| Adsorción (Obtenida)    | Moderada (Minkkinen et al, 2004) | 99,7%                           |
| Absorción (otro autor)  | Moderada (WJ Choi et al, 2009)   | 90 - 98% (Dindore et al, 2007)  |
| Criogénico (otro autor) | Baja (M Axel et al,1997)         | >95%(Abass et al,2010)          |
| Adsorción (otro autor)  | Moderada (B Feng et al, 2010)    | 80-95% (Axel et al,1997)        |

La Tabla 23 especifica el costo total de cada tecnología y la combinación de las mismas. En el caso de sistema de endulzamiento con amina, uniendo los sistemas de deshidratación y compresión se utilizan sólo tres etapas de compresión de las cuatro que componen el sistema. Esta combinación produce un CO<sub>2</sub> apto para su reinyección en los pozos de petróleo y otros usos para diferentes industrias, debido a que se obtiene una recuperación de 99,7% de CO<sub>2</sub>. Por otro lado, el sistema criogénico ofreció una alta recuperación de CO<sub>2</sub>, pero el costo de la tecnología fue más alto debido a que requiere procesos de compresión y secado de gas.

**Tabla 23.** Resumen de los costos de cada tecnología

| Tecnología  | Costos (USD)Costo (USD) |
|---|-------------------------|
| Ryan Holmes   | \$ 158.430,17           |
| Amina 2   | \$ 32.129,31            |
| Deshidratación + Tamiz Molecular                            | \$ 89.772,22            |
| Sistema de Reinyección                                      | \$ 164.421,42           |
| Amina 2 + Deshidratación + Tamiz Molecular + Compresión     | \$ 286.322,96           |
| Ryan Holmes + Deshidratación + Tamiz Molecular + Compresión | \$ 412.623, 82          |

## **5. Conclusiones**

## 5. Conclusiones

- La absorción con MDEA elimina el 99% del H<sub>2</sub>S que viaja en la corriente de CO<sub>2</sub> residual del proceso de endulzamiento de gas natural. Cuando se combina con el sistema de deshidratación y el tamiz molecular, es posible obtener una pureza de CO<sub>2</sub> del 99,7%.
- El grado de pureza obtenido con la combinación del proceso de compresión, hidratación y sistema criogénico Ryan Holmes fue del 99,9%, siendo más eficiente en cuanto a la recuperación de CO<sub>2</sub>.
- El sistema criogénico Ryan Holmes es el más costoso de las tecnologías evaluadas por su alto consumo energético. Al mismo tiempo, el costo de la combinación de tecnologías de endulzamiento, deshidratación y compresión, resulta ser más económico.
- La mejor tecnología para la purificación de CO<sub>2</sub> es la combinación de los sistemas de endulzamiento y deshidratación, teniendo en cuenta la recuperación de CO<sub>2</sub> obtenida (99,7%) y el costo asociado a las tecnologías (\$286.322,96) en comparación con el sistema Ryan Holmes(412.623,82).

**Comentado [m14]:** Aquí sería bueno dar valores de %rec y costos, para que sea más obvia la conclusión.

## 6. Referencias

- C.P.Tsokos., R.D. Wooten., 2010. Parametric analyse of carbon dioxide in the atmosphere, *Journal of Applied sciences*, vol 10, 440-441.
- Herrera Felipe., 1999 .Resolución No.071 Reglamento único de transporte de gas natural. Ministerio de Minas y Energía, 49-50.
- Aboudheir Ahmed., McIntyre Gavin., 2009. *Industrial Design and Optimization of CO<sub>2</sub> Capture, Dehydration, and Compression Facilities*, Gas Processors Association Convention, Bryan Research & Engineering, 5.
- Minkkinen Ari., Heigold Bob., 2004. *GPSA. Association Engineering data book*, Tulsa, Oklahoma: twelfth Edition — FPS, 19-20.
- K. Sabilr., 2011. *Carbón dioxides hydrate potential in technological applications*, *Journal of Applied Sciences*, vol 11, 3535-3538.
- Calderón et al, SCRIBD, 2011. [En línea]. Available: <http://es.scribd.olcom/doc/69081122/Metodos-de-Recobro-Mejorado-Petroleo>. [Último acceso: 23 Noviembre 2013]
- B.Moreno et al., 2013. *Simulación del Proceso de Absorción Química con Soluciones de Aminas para la Purificación Biogás*, La Serena, vol 24, 25-32.
- Addington et al., 2010. *An evaluation of General “Rules of thumb” in amine Sweetening Unit design and Operation*: Bryan Research and Engineering, Inc, 2-3.

- Daniels et al., 2001. Design and Operation of a Selective Sweetening Plant Using MDEA, Bryan research and Engineering, Inc, 2-4.
- Xu Gang., Yang Youngling., 2012. A novel CO<sub>2</sub> cryogenic liquefaction and separation system. Energy, vol 42,522-529.
- Finn J Adrianfin., 2014. Processing of Carbon Dioxide Rich Gas, Constain-GPA Conference, 3.
- G.Wiciak at al., 2011.Experimental stand for CO<sub>2</sub>, membrane separation, Journal of Power Technologies, vol 91,171-178.
- Marcia J Martinez, 2011. Deshidratación de gas natural. Ingenieros consultores, 141-152, Caracas.
- Aguilera. E., Sanchez. M & Ortiz. J., 2012. Adsorbentes para la deshidratación de gas húmedo dulce: avances y tendencias. Corporación Mexicana de Investigación En Materiales S.A. de C.V., XXXIII (1), 47–63.
- Aguilera. Nadia. Sánchez. Esther., 2012. Natural sensitivity analysis using dehydration process simulation, scielo, 119–130.
- J.Gutierrez et al., 2003. Diseño de Procesos en Ingeniería Química, Editorial Reverté, 35-40.
- S.Nagy et al., 2006. Use of carbon dioxide in underground natural gas storage processe, Acta Montanistica Slovaca Rocník vol 11, 116-117.
- Renganathan et al., 2012. CO<sub>2</sub> utilization for gasification of carbonaceous feedstocks: A thermodynamic analysis, Chemical Engineering Science, 159-160.

- Addington et al., 2010. An evaluation of General “Rules of thumb” in amine Sweetening Unit Design and Operation: Bryan Research and Engineering, Inc, 2-3.
- M. Aresta et al., 1998. Perspectives in the use of Carbon Dioxide, METEA Research Center, vol.33, 4-7.
- J. Alarcon et al., 2006. Planta para la recuperación del dióxido de carbono de los gases de combustión, Técnica Industrial vol 261, 35-40.
- M. Peters. et al., 1978. Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos, Editorial Géminis, Buenos Aires.
- Georgiadis et al., 2008. Energy Systems Engineering, Volume 5, 232.
- ASTM D1265 – 11, Liquefied petroleum gases, LPG, Sampling, Butane, LPG (liquefied petroleum gases)-sampling, Manual method, Propane, Sampling gaseous materials/applications, Sampling petroleum products, 10 January 2011, 2-5.
- Jiménez Marcela et al., 2010. Metodología para el diseño conceptual de plantas de endulzamiento de gas natural empleando membranas permeables, Universidad Industrial de Santander, 35.
- Kh. Mohamadbeigy., 2008. Studying of the effectiveness parameters on gas dehydration plant, Petroleum & Coal, 48.
- Ribon Margarita et al., 2010. Métodos de deshidratación de gas natural, El reventón energético, Vol. 8 N° 2,59.

- Mondal et al, 2012. Progress and trends in CO<sub>2</sub> capture/separation technologies, Energy, 439.
- M Axel, S Xiaoshan., 1997. Research and development issues in CO<sub>2</sub> capture, Energy Conversion and Management, 38.
- WJ Choi., JB Seo., SY Jang., JH Jung., KJ Oh., 2009. Removal characteristics of CO<sub>2</sub> using aqueous MEA/AMP solutions in the absorption and regeneration process, Journal of Environmental Sciences, 21.
- S Mamun., VY Dindore., HF Svendsen., 2007 Kinetics of the reaction of carbon dioxide with aqueous solutions of 2-((2-aminoethyl) amino) ethanol. Industrial & Engineering Chemistry Research, 46.
- A Abass., A Olajire., 2010. CO<sub>2</sub> capture and separation technologies for end-of-pipe, applications-a review. Energy, 35.
- B Feng., M Du., TJ Dennis., K Anthony., MJ Perumal., 2010. Reduction of energy requirement of CO<sub>2</sub> desorption by adding acid into CO<sub>2</sub>-loaded solvent. Energy and Fuels, 24.
- Seider Warren., Seader J.D., Lewin Daniel, Widagdo Soemantri., 2009. Product and Process Design Principles, Third Edition, 138-488-573-569, United States.
- Perry Robert, Green Don Green, Maloney J, 2001. Chemical Engineering Manual, Seventh Edition, 11.4, United States.
- Zhang et al., 2013, CO<sub>2</sub> elevation improves photosynthetic performance in progressive warming environment in white birch seedlings, F1000 Research, 1-2.

- Berghout et al., 2013. Techno-economic performance and challenges of applying CO<sub>2</sub> capture in the industry. A case studies of five industrial plants, International Journal of Greenhouse Gas Control, 259-270.
- Sabil et al., 2011. Carbón dioxide hydrates potential in technological applications, Journal of Applied Sciences, 3535-3538.
- Pineda Pradilla Ender., 2012. Evaluación de la corrosión interna generada por el sistema H<sub>2</sub>S-CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O en gasoductos, Universidad Industrial de Santander, 17-19.

**Anexo A: Especificación de calidad de CO<sub>2</sub> y costos**

| Praxair  |        |     |          |             |         |                      |            |
|--|--------|-----|----------|-------------|---------|----------------------|------------|
| Price List - Praxair Distribution (T-0081)   |        |     |          |             |         |                      |            |
| 13-X-22769 Gases: Medical, Specialty Industrial-Statewide                          |        |     |          |             |         |                      |            |
| Category (1) one - Medical Gases - Commodity Code: 430-48-08436<br>(lines 1 to 18) | Size   | Qty | unit     | designation | cu. ft. | price per<br>cu. ft. | unit price |
| Oxygen   | Small  | 1   | cylinder | OX M-E      | 25      | \$ 0.102             | \$ 2.55    |
| Oxygen   | Medium | 1   | cylinder | OX M-M      | 141     | \$ 0.039             | \$ 5.53    |
| Oxygen   | Large  | 1   | cylinder | OX M-K      | 282     | \$ 0.024             | \$ 6.86    |
| Carbon Dioxide   | Small  | 1   | cylinder | CD M-E      | 62      | \$ 0.077             | \$ 4.75    |
| Carbon Dioxide   | Medium | 1   | cylinder | CD M-30     | 263     | \$ 0.041             | \$ 10.81   |
| Carbon Dioxide   | Large  | 1   | cylinder | CD M-50     | 437     | \$ 0.030             | \$ 13.00   |
| Nitrous Oxide - (N2O)  | Small  | 1   | cylinder | NS M-E      | 60      | \$ 0.211             | \$ 12.65   |
| Nitrous Oxide - (N2O)  | Medium | 1   | cylinder | NS M-M      | 257     | \$ 0.176             | \$ 45.13   |
| Nitrous Oxide - (N2O)  | Large  | 1   | cylinder | NS M-56     | 549     | \$ 0.109             | \$ 59.89   |
| Nitrogen (N2)  | Small  | 1   | cylinder | NI M-E      | 21      | \$ 0.202             | \$ 4.25    |
| Nitrogen (N2)  | Medium | 1   | cylinder | NI M-M      | 114     | \$ 0.049             | \$ 5.55    |
| Nitrogen (N2)  | Large  | 1   | cylinder | NI M-K      | 255     | \$ 0.027             | \$ 6.91    |
| Air (N2)   | Small  | 1   | cylinder | AI M-E      | 21      | \$ 0.298             | \$ 6.25    |
| Air (N2)   | Medium | 1   | cylinder | AI M-M      | 116     | \$ 0.069             | \$ 8.00    |
| Air (N2)   | Large  | 1   | cylinder | AI M-K      | 256     | \$ 0.039             | \$ 9.91    |
| Carbon Dioxide in Oxygen   | Small  | 1   | cylinder | MM OXCD3-E  | 25      | \$ 0.860             | \$ 21.50   |
| Carbon Dioxide in Oxygen   | Medium | 1   | cylinder | MM OXCD3-M  | 114     | \$ 0.232             | \$ 26.50   |
| Carbon Dioxide in Oxygen   | Large  | 1   | cylinder | MM OXCD3-K  | 252     | \$ 0.126             | \$ 31.69   |

**Figura 14.** Costos del CO<sub>2</sub> a nivel industrial

| NOMBRE DEL PRODUCTO                                       | CONCENTRACIÓN |
|---|---------------|
| Grado de Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ) en bebidas | 99,9%         |
| Dióxido de carbono para consumo en alimentos              | 99,8%         |
| Dióxido de carbono líquido, USP                           | > 99,5%       |

**Figura 15.** Calidad del CO<sub>2</sub>

**Anexo B: Criterios de selección de paquete termodinámico de acuerdo a ProMax 3.2**

**Tabla 24.** Paquetes de propiedades aplicables para procesos comunes

| Process  | Property Package  | Comments  |
|--|---|---|
| <b>Amine Sweetening</b>  | Amine Sweetening  | Use either SRK or PR for vapor phase properties   |
|  | Electrolytic ELR  |   |
| <b>Sour Water Stripping</b>  | Amine Sweetening  | Use either SRK or PR for vapor phase properties   |
|  | Electrolytic ELR  |   |
| <b>Caustic Treating</b>  | Caustic Treating  | Use either SRK or PR for vapor phase properties   |
| <b>Sulfur Recovery</b>   | Sulfur  | Use either SRK or PR for vapor phase properties   |
| <b>Hydrocarbon Dew Point Control using DEPG</b>                            | SRK or Peng-Robinson  | DEPG is also known as Coastal AGR II Solvent  |
| <b>Physical Solvent Acid Gas Removal using DEPG or Propylene Carbonate</b> | SRK or Peng-Robinson  | DEPG is also known as Coastal AGR II Solvent; Propylene Carbonate is also known as Fluor Solvent™                   |
| <b>Physical Solvent Acid Gas Removal using NMP or Methanol</b>             | SRK Polar or Peng-Robinson Polar  | NMP is N-Methyl-2-Pyrrolidone or M-Pyrol used in the Purisol® process   |
| <b>Gas Processing</b>  | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Gas Processing with Methanol Injection</b>                              | SRK Polar or Peng-Robinson Polar  | When methanol is present, the Polar version of the property package must be used for accurate predictions           |
| <b>Refrigerant Systems (e.g. R13/R22, Propane, etc.)</b>                   | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Ammonia Absorption Refrigeration</b>                                    | Tillner-Roth and Friend NH <sub>3</sub> + H <sub>2</sub> O  | System cannot contain components other than ammonia and water   |
| <b>Acid Gas Injection Systems</b>  | SRK or Peng-Robinson  | If injecting near pure CO <sub>2</sub> with operation near the critical, use Peng-Robinson with EOS densities.      |
| <b>Fractionation</b>   | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Lean Oil Absorption</b>   | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Glycol Dehydration</b>  | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Dehydration/Hydrocarbon Removal Using Methanol</b>                      | SRK Polar or Peng-Robinson Polar  | When methanol is present, the Polar version of the property package must be used for accurate predictions           |
| <b>Crude Oil Distillation/Fractionation</b>                                | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Air Separation</b>  | SRK or Peng-Robinson  |   |
| <b>Chemicals</b>   | Any non-Electrolytic Gibbs Excess/Activity Coefficient Model (e.g. DUNIFAC, TK Wilson, UNIQUAC, etc.) | Example - separation of Acetone/Acetic Acid/Acetic Anhydride  |
| <b>Methanol-Water Distillation (Binary System)</b>                         | NRTL  |   |
| <b>Steam Systems: Turbines, Condensers, Superheaters</b>                   | NBS Steam Tables  | Use this property package when accuracy of thermophysical and transport properties of water or steam are important. |
| <b>Hot Oil System</b>  | Heat Transfer Fluid   | Heat transfer fluids cannot be mixed in the same circuit.   |

| Model   | Pure | Binary | Mixture | VLE | VLE | Notes  |
|---|------|--------|---------|-----|-----|--|
| <b>EOS (Equation of State)</b>  |      |        |         |     |     |  |
| <a href="#">SRK (Soave-Redlich Kwong)</a>                                   | •    | •      | •       | •   | •   | Gas Processing with No Methanol, Refinery Distillation                                     |
| <a href="#">Peng-Robinson</a>   | •    | •      | •       | •   | •   | Gas Processing with No Methanol  |
| <a href="#">SRK Polar</a>   | •    | •      | •       | •   | •   | Gas Processing with Methanol or NMP  |
| <a href="#">Peng-Robinson Polar</a>   | •    | •      | •       | •   | •   | Gas Processing with Methanol or NMP  |
| <a href="#">Lee-Kesler</a>  | •    | •      | •       | •   |     | Light Hydrocarbon Systems with H <sub>2</sub> S and CO <sub>2</sub> , No 2nd Liquid Phase  |
| <a href="#">Tillner-Roth and Friend NH<sub>3</sub> + H<sub>2</sub>O</a>     | •    | •      |         | •   |     | Ammonia Absorption Refrigeration, Ammonia and/or Water Only                                |
| <b>Specialty - Pure Component</b>   |      |        |         |     |     |  |
| <a href="#">NBS Steam Tables</a>  | •    |        |         | •   |     | All Steam/Water Properties   |
| <a href="#">Span and Wagner CO<sub>2</sub> EOS</a>                          | •    |        |         | •   |     | Pure CO <sub>2</sub> Only; Exceptional Accuracy in the Critical Region                     |
| <a href="#">Wagner and Pruss H<sub>2</sub>O EOS</a>                         | •    |        |         | •   |     | Water Only, Thermodynamic Properties Only  |
| <a href="#">Tillner-Roth, Harms-Watzenberg and Baehr NH<sub>3</sub> EOS</a> | •    |        |         | •   |     | Ammonia Only   |
| <a href="#">Heat Transfer Fluid</a>   | •    |        |         |     |     | All Liquid Phase Properties and Vapor Phase Transport Properties Calculated by Correlation |

**Figura 16.** Selección de paquetes termodinamicos

**Anexo C: Simulaciones de las diferentes tecnologías en ProMax 3.2.**



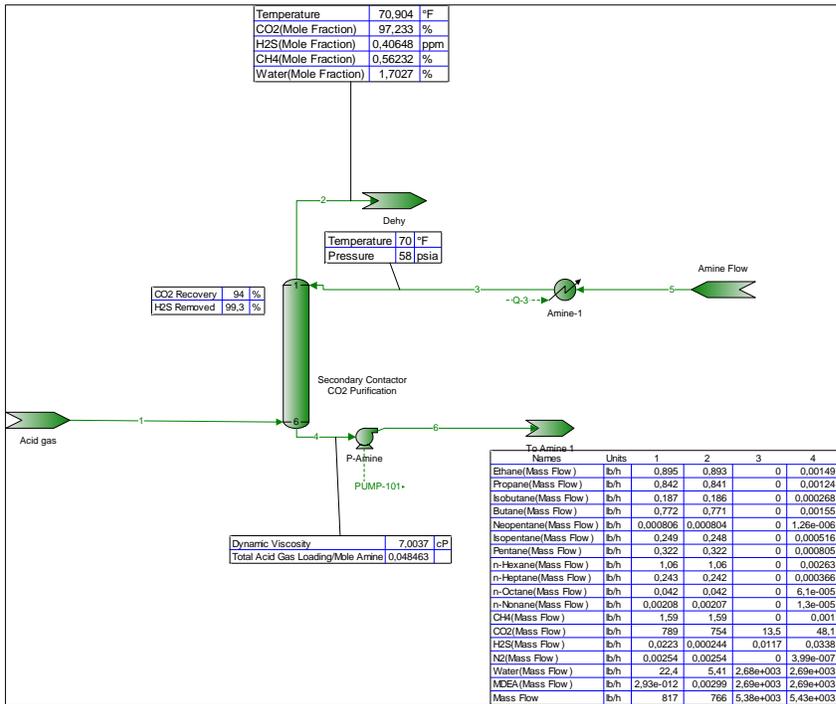


Figura 18. Sistema de amina secundario

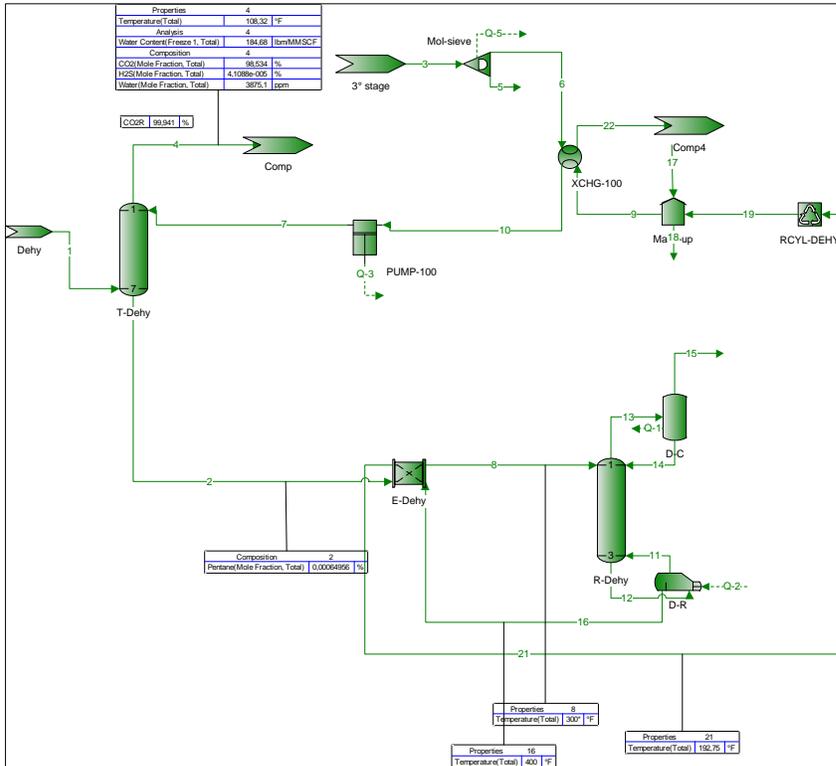


Figura 19. Sistema de deshidratación con trietilenglicol.

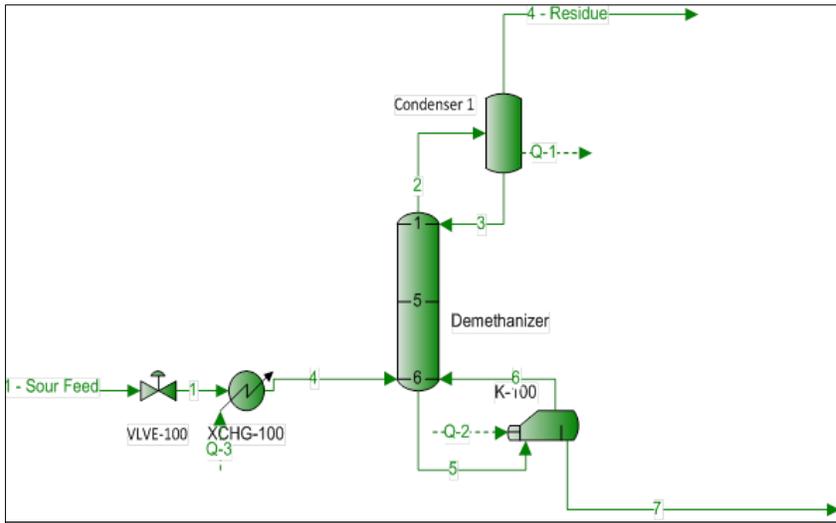


Figura 20. Ryan Holmes

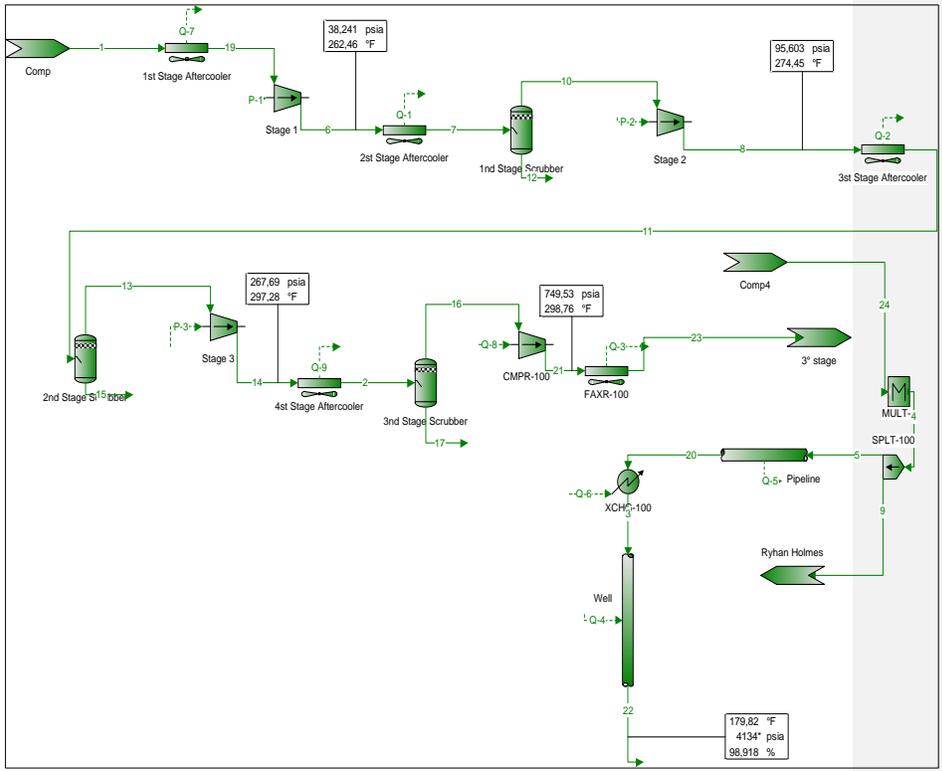


Figura 21. Sistema de reinyección de Gas

**Anexo D: Resultados de las corrientes de proceso de las diferentes tecnologías de acuerdo a la simulación de procesos en ProMax 3.2.**

**Tabla 25.** Resultados de la simulación del sistema de endulzamiento con amina secundario.

| Process Streams             |               | 1                                    | 2                                    | 3                                    | 4                                    | 5          | 6          |
|-----------------------------|---------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|------------|------------|
| Properties                  | Status:       | Solved                               | Solved                               | Solved                               | Solved                               | Solved     | Solved     |
| Phase: Total                | From Block:   | Acid gas                             | Secondary Contactor CO2 Purification | Amine-1                              | Secondary Contactor CO2 Purification | Amine Flow | P-Amine    |
|                             | To Block:     | Secondary Contactor CO2 Purification | Dehy                                 | Secondary Contactor CO2 Purification | P-Amine                              | Amine-1    | To Amine 1 |
| Property                    | Units         |                                      |                                      |                                      |                                      |            |            |
| Temperature                 | °F            | 112.000                              | 709.037                              | 70*                                  | 805.316                              | 124.260    | 805.821    |
| Pressure                    | psig          | 750.000                              | 550.000                              | 442.035                              | 750.000                              | 452.035    | 39.2035*   |
| Mole Fraction Vapor         | %             | 100                                  | 100                                  | 0                                    | 0                                    | 0          | 0          |
| Mole Fraction Light Liquid  | %             | 0                                    | 0                                    | 100                                  | 100                                  | 100        | 100        |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %             | 0                                    | 0                                    | 0                                    | 0                                    | 0          | 0          |
| Molecular Weight            | lb/lbmol      | 422.342                              | 434.508                              | 313.798                              | 313.644                              | 313.798    | 313.644    |
| Mass Density                | lb/ft^3       | 0.147531                             | 0.148284                             | 651.092                              | 654.223                              | 641.219    | 654.243    |
| Molar Flow                  | lbmol/h       | 193.519                              | 176.230                              | 171.461                              | 173.190                              | 171.461    | 173.190    |
| Mass Flow                   | lb/h          | 817.311                              | 765.733                              | 5380.41                              | 5431.99                              | 5380.41    | 5431.99    |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h        | 5539.91                              | 5163.97                              | 826.368                              | 830.296                              | 839.091    | 830.271    |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm           | 690.690                              | 643.820                              | 103.028                              | 103.517                              | 104.614    | 103.514    |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD        | 0.17625                              | 0.160504                             | 156.160                              | 157.735                              | 156.160    | 157.735    |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm          | 200.232                              | 188.372                              | 105.400                              | 106.586                              | 105.400    | 106.586    |
| Compressibility             |               | 0.993753                             | 0.993054                             | 0.00491775                           | 0.00176                              | 0.0046076  | 0.00438241 |
| Specific Gravity            |               | 145.823                              | 150.024                              | 104.393                              | 104.896                              | 102.811    | 104.899    |
| API Gravity                 |               |                                      |                                      | 378.891                              | 287.216                              | 378.874    | 286.695    |
| Enthalpy                    | Btu/h         | -3.16E+11                            | -2.94E+11                            | -2.27E+12                            | -2.29E+12                            | -2.24E+12  | -2.29E+12  |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb        | -3870.08                             | -3838.36                             | -4211.24                             | -4212.47                             | -4166.37   | -4212.35   |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)   | 0.216562                             | 0.205929                             | 0.796661                             | 0.79977                              | 0.856246   | 0.799689   |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |               | 128.018                              | 128.828                              | 113.363                              | 113.220                              | 112.307    | 113.219    |
| Dynamic Viscosity           | cP            | 0.015881                             | 0.0148911                            | 850.088                              | 700.371                              | 313.315    | 700.103    |
| Kinematic Viscosity         | cSt           | 672.023                              | 626.921                              | 815.081                              | 668.315                              | 305.038    | 668.040    |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F) | 0.010473                             | 0.00938082                           | 0.202497                             | 0.20185                              | 0.204215   | 0.201849   |
| Surface Tension             | lb/ft         |                                      |                                      | 0.00413244                           | 0.00414044?                          | 0.0037386  | 0.00414024 |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3      | 171.007                              | 187.323                              | 471.141                              | 466.442                              | 471.141    | 466.442    |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb        | 515.435                              | 814.972                              | 4999.17                              | 4947.97                              | 4999.17    | 4947.97    |

**Tabla 26.** Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.

| Process Streams             |                    | 1             | 2             | 3                | 4             | 5                | 6                |
|-----------------------------|--------------------|---------------|---------------|------------------|---------------|------------------|------------------|
| <b>Properties</b>           | <b>Status:</b>     | <b>Solved</b> | <b>Solved</b> | <b>Solved</b>    | <b>Solved</b> | <b>Solved</b>    | <b>Solved</b>    |
| Phase: <b>Total</b>         | <b>From Block:</b> | <b>Dehy</b>   | <b>T-Dehy</b> | <b>3° stage</b>  | <b>T-Dehy</b> | <b>Mol-sieve</b> | <b>Mol-sieve</b> |
|                             | <b>To Block:</b>   | <b>T-Dehy</b> | <b>E-Dehy</b> | <b>Mol-sieve</b> | <b>Comp</b>   | <b>--</b>        | <b>XCHG-100</b>  |
| <b>Property</b>             | <b>Units</b>       |               |               |                  |               |                  |                  |
| Temperature                 | °F                 | 70.9082       | 96.6509       | 110.000          | 108.319       | 110.000          | 110.000          |
| Pressure                    | psig               | 5.50000       | 5.50000       | 735.732          | 2.50000       | 735.732          | 727.732          |
| Mole Fraction Vapor         | %                  | 100           | 0             | 99.8875          | 100           | 0                | 100              |
| Mole Fraction Light Liquid  | %                  | 0             | 100           | 0.112532         | 0             | 100              | 0                |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %                  | 0             | 0             | 0                | 0             | 0                | 0                |
| Molecular Weight            | lb/lbmol           | 43.4508       | 117.169       | 43.7908          | 43.7913       | 18.0153          | 43.8910          |
| Mass Density                | lb/ft^3            | 0.148283      | 69.1654       | 7.12900          | 0.117623      | 61.8565          | 7.02367          |
| Molar Flow                  | lbmol/h            | 17.6230       | 1.34107       | 17.3800          | 17.3802       | 0.0672818        | 17.3127          |
| Mass Flow                   | lb/h               | 765.733       | 157.131       | 761.085          | 761.102       | 1.21210          | 759.873          |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h             | 5164.02       | 2.27182       | 106.759          | 6470.69       | 0.0195953        | 108.188          |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm                | 643.825       | 0.283240      | 13.3102          | 806.735       | 0.00244306       | 13.4883          |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD             | 0.160504      | 0.0122140     | 0.158291         | 0.158292      | 0.000612777      | 0.157678         |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm               | 1.88372       | 0.279758      | 1.87422          | 1.87425       | 0.00242308       | 1.87180          |
| Compressibility             |                    | 0.993054      | 0.00547535    | 0.753105         | 0.995374      | 0.0357072        | 0.757970         |
| Specific Gravity            |                    | 1.50024       | 1.10897       |                  | 1.51200       | 0.991783         | 1.51544          |
| API Gravity                 |                    |               | -5.94783      |                  |               | 9.92284          |                  |
| Enthalpy                    | Btu/h              | -2.93916E+06  | -387760       | -2.92447E+06     | -2.90731E+06  | -8224.89         | -2.91679E+06     |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb             | -3838.36      | -2467.74      | -3842.49         | -3819.87      | -6785.65         | -3838.53         |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)        | 0.205929?     | 0.564179      | 0.335434         | 0.209419      | 0.968512         | 0.331058         |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |                    | 1.28828       | 1.04177       | 1.27813          | 1.27852       | 1.32394          | 1.27798          |
| Dynamic Viscosity           | cP                 | 0.0148912     | 21.2471       |                  | 0.0158528     | 0.636879         | 0.0182550        |
| Kinematic Viscosity         | cSt                | 6.26932       | 19.1774       |                  | 8.41381       | 0.642763         | 0.162254         |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F)      | 0.00938093?   | 0.116860      |                  | 0.0102837     | 0.363956         | 0.0133836        |
| Surface Tension             | lbf/ft             |               | 0.00304597    |                  |               | 0.00474083       |                  |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3           | 18.7323       | 2824.43       | 18.9621          | 18.9837       | 0                | 19.0358          |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb             | 81.4972       | 8854.45       | 87.6030          | 87.7832       | -1059.76         | 89.4332          |

**Tabla 27.** Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.

| Process Streams             | 7                  | 8                | 9                   | 10                   | 11            | 12            |
|-----------------------------|--------------------|------------------|---------------------|----------------------|---------------|---------------|
| Properties                  | Solved             | Solved           | Solved              | Solved               | Solved        | Solved        |
| Phase: Total                | PUMP-100<br>T-Dehy | E-Dehy<br>R-Dehy | Make-up<br>XCHG-100 | XCHG-100<br>PUMP-100 | D-R<br>R-Dehy | R-Dehy<br>D-R |
| Property                    |                    |                  |                     |                      |               |               |
| Temperature                 | 111.025            | 300*             | 192.708             | 111*                 | 400.000       | 314.227       |
| Pressure                    | 15*                | 4.50000          | 3.80000             | 1.80000              | 4.30000       | 4.30000       |
| Mole Fraction Vapor         | 0                  | 2.56356          | 0                   | 0                    | 100           | 0             |
| Mole Fraction Light Liquid  | 100                | 97.4364          | 100                 | 100                  | 0             | 100           |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | 0                  | 0                | 0                   | 0                    | 0             | 0             |
| Molecular Weight            | 138.856            | 117.169          | 138.856             | 138.856              | 26.7482       | 116.989       |
| Mass Density                | 68.9057            | 8.85222          | 65.9789             | 68.9054              | 0.0528578     | 61.5962       |
| Molar Flow                  | 1.09826            | 1.34107          | 1.09826             | 1.09826              | 0.266000      | 1.36376       |
| Mass Flow                   | 152.499            | 157.131          | 152.499             | 152.499              | 7.11504       | 159.544       |
| Vapor Volumetric Flow       | 2.21316            | 17.7505          | 2.31134             | 2.21317              | 134.607       | 2.59016       |
| Liquid Volumetric Flow      | 0.275927           | 2.21305          | 0.288167            | 0.275928             | 16.7822       | 0.322929      |
| Std Vapor Volumetric Flow   | 0.0100025          | 0.0122140        | 0.0100025           | 0.0100025            | 0.00242263    | 0.0124206     |
| Std Liquid Volumetric Flow  | 0.270287           | 0.279758         | 0.270287*           | 0.270287             | 0.0136193     | 0.283782      |
| Compressibility             | 0.00947505         | 0.0297056        | 0.00528960          | 0.00513204           | 0.992625      | 0.00413845    |
| Specific Gravity            | 1.10481            |                  | 1.05788             | 1.10480              | 0.923544      | 0.987609      |
| API Gravity                 | -6.63695           |                  | -6.63534            | -6.63505             |               | -5.98427      |
| Enthalpy                    | -355909            | -367760          | -348778             | -355917              | -30228.9      | -372490       |
| Mass Enthalpy               | -2333.84           | -2340.46         | -2287.08            | -2333.89             | -4248.59      | -2334.71      |
| Mass Cp                     | 0.552720           | 0.650687         | 0.591933            | 0.552721             | 0.501946      | 0.660613      |
| Ideal Gas CpCv Ratio        | 1.03427            | 1.03366          | 1.03092             | 1.03427              | 1.17468       | 1.03333       |
| Dynamic Viscosity           | 16.6915            |                  | 4.42011             | 16.6918              | 0.0159383     | 1.29661       |
| Kinematic Viscosity         | 15.1224            |                  | 4.18222             | 15.1227              | 18.8241       | 1.31412       |
| Thermal Conductivity        | 0.113668           |                  | 0.113942            | 0.113668             | 0.0188676     | 0.115014?     |
| Surface Tension             | 0.00297897         |                  | 0.00272594?         | 0.00297902           |               | 0.00238920?   |
| Net Ideal Gas Heating Value | 3448.72            | 2824.43          | 3448.72             | 3448.72              | 249.370       | 2824.68       |
| Net Liquid Heating Value    | 9152.28            | 8854.45          | 9152.28             | 9152.28              | 2773.29       | 8867.82       |

**Tabla 28.** Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.

| Process Streams             | 13         | 14          | 15         | 16         | 17          | 18       |
|-----------------------------|------------|-------------|------------|------------|-------------|----------|
| <b>Properties</b>           | Solved     | Solved      | Solved     | Solved     | Solved      | Solved   |
| Phase: <b>Total</b>         | R-Dehy     | D-C         | D-C        | D-R        | --          | Make-up  |
|                             | D-C        | R-Dehy      | --         | E-Dehy     | Make-up     | --       |
| <b>Property</b>             |            |             |            |            |             |          |
| Temperature                 | 308.045    | 266.785     | 266.785    | 400.000    | 100*        |          |
| Pressure                    | 4          | 4           | 4          | 4.30000    | 11.2035*    | 3.80000  |
| Mole Fraction Vapor         | 100        | 0           | 100        | 0          | 0           |          |
| Mole Fraction Light Liquid  | 0          | 100         | 0          | 100        | 100         |          |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | 0          | 0           | 0          | 0          | 0           |          |
| Molecular Weight            | 20.0191    | 89.3384     | 19.3259    | 138.855    | 139.909     | 138.856  |
| Mass Density                | 0.0435460  | 63.5985     | 0.0444656  | 58.0766    | 69.3102     |          |
| Molar Flow                  | 0.245747   | 0.00243313  | 0.243313   | 1.09775    | 0.000500153 | 0        |
| Mass Flow                   | 4.91962    | 0.217372    | 4.70225    | 152.429    | 0.0699761   | 0        |
| Vapor Volumetric Flow       | 112.975    | 0.00341788  | 105.750    | 2.62462    | 0.00100961  |          |
| Liquid Volumetric Flow      | 14.0852    | 0.000426126 | 13.1844    | 0.327225   | 0.000125873 |          |
| Std Vapor Volumetric Flow   | 0.00223817 | 2.21601E-05 | 0.00221601 | 0.00999794 | 4.55521E-06 | 0        |
| Std Liquid Volumetric Flow  | 0.00998514 | 0.000389368 | 0.00959577 | 0.270163   | 0.000123999 | 0        |
| Compressibility             | 0.993039   | 0.00320666  | 0.992149   | 0.00468986 | 0.00840221  |          |
| Specific Gravity            | 0.691204   | 1.01971     | 0.667270   | 0.931177   | 1.11129     |          |
| API Gravity                 |            | -5.51072    |            | -6.63528   | -6.68287    |          |
| Enthalpy                    | -26065.6   | -566.795    | -25649.0   | -328612    | -163.426    | 0        |
| Mass Enthalpy               | -5298.30   | -2607.49    | -5454.63   | -2155.84   | -2335.46    | -2287.06 |
| Mass Cp                     | 0.445759   | 0.680241    | 0.440080   | 0.670895   | 0.545956    |          |
| Ideal Gas CpCv Ratio        | 1.28865    | 1.04594     | 1.30758    | 1.02642    | 1.03459     |          |
| Dynamic Viscosity           | 0.0150189  | 1.69003     | 0.0142095  | 0.793388   | 21.2180     |          |
| Kinematic Viscosity         | 21.5312    | 1.65893     | 19.9495    | 0.852833   | 19.1111     |          |
| Thermal Conductivity        | 0.0179205  | 0.125155    | 0.0169023  | 0.106722   | 0.113350    |          |
| Surface Tension             |            | 0.00270006  |            | 0.00201421 | 0.00301107  |          |
| Net Ideal Gas Heating Value | 27.9709    | 2035.84     | 7.89219    | 3448.71    | 3478.15     | 3448.72  |
| Net Liquid Heating Value    | -398.082   | 8309.79     | -800.624   | 9152.30    | 9162.07     | 9152.28  |

**Tabla 29.** Resultados de la simulación del sistema de deshidratación con TEG.

| Process Streams             | 19               | 21               | 22              |
|-----------------------------|------------------|------------------|-----------------|
| <b>Properties</b>           | Solved           | Solved           | Solved          |
| Phase: <b>Total</b>         | <b>RCYL-DEHY</b> | <b>E-Dehy</b>    | <b>XCHG-100</b> |
|                             | <b>Make-up</b>   | <b>RCYL-DEHY</b> | <b>Comp4</b>    |
| <b>Property</b>             |                  |                  |                 |
| Temperature                 | 192.749          | 192.748          | 139.664         |
| Pressure                    | 3.80000          | 3.80000          | 726.732         |
| Mole Fraction Vapor         | 0                | 0                | 100             |
| Mole Fraction Light Liquid  | 100              | 100              | 0               |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | 0                | 0                | 0               |
| Molecular Weight            | 138.856          | 138.855          | 43.8910         |
| Mass Density                | 65.9774          | 65.9773          | 6.25279         |
| Molar Flow                  | 1.09776          | 1.09775          | 17.3127         |
| Mass Flow                   | 152.429          | 152.429          | 759.873         |
| Vapor Volumetric Flow       | 2.31033          | 2.31032          | 121.525         |
| Liquid Volumetric Flow      | 0.288041         | 0.288040         | 15.1512         |
| Std Vapor Volumetric Flow   | 0.00999795       | 0.00999794       | 0.157678        |
| Std Liquid Volumetric Flow  | 0.270163         | 0.270163         | 1.87180         |
| Compressibility             | 0.00528937       | 0.00528936       | 0.808184        |
| Specific Gravity            | 1.05786          | 1.05785          | 1.51544         |
| API Gravity                 | -6.63532         | -6.63520         |                 |
| Enthalpy                    | -348615          | -348612          | -2.90966E+06    |
| Mass Enthalpy               | -2287.06         | -2287.05         | -3829.13        |
| Mass Cp                     | 0.591951         | 0.591955         | 0.303229        |
| Ideal Gas CpCv Ratio        | 1.03092          | 1.03092          | 1.27128         |
| Dynamic Viscosity           | 4.41782          | 4.41792          | 0.0186669       |
| Kinematic Viscosity         | 4.18015          | 4.18025          | 0.186371        |
| Thermal Conductivity        | 0.113942         | 0.113942         | 0.0137721       |
| Surface Tension             | 0.00272580       | 0.00272580?      |                 |
| Net Ideal Gas Heating Value | 3448.71          | 3448.71          | 19.0358         |
| Net Liquid Heating Value    | 9152.27          | 9152.30          | 89.4332         |

**Tabla 30.** Resultados de la simulación del sistema Ryan Holmes

| Process Streams             |             | 1            | 1 - Sour Feed | 2            | 3            | 4             |
|-----------------------------|-------------|--------------|---------------|--------------|--------------|---------------|
| Properties                  | Status:     | Solved       | Solved        | Solved       | Solved       | Solved        |
| Phase: <b>Total</b>         | From Block: | VLVE-100     | --            | Demethanizer | Condenser 1  | XCHG-100      |
|                             | To Block:   | XCHG-100     | VLVE-100      | Condenser 1  | Demethanizer | Demethanizer  |
| Property                    | Units       |              |               |              |              |               |
| Temperature                 | K           | 291.037      | 316.483*      | 260.222      | 238.706      | 233.150*      |
| Pressure                    | Pa          | 2.85923E+06* | 5.17402E+06*  | 2.82475E+06  | 2.82475E+06  | 2.84544E+06   |
| Mole Fraction Vapor         | %           | 100          | 100           | 100          | 0            | 0             |
| Mole Fraction Light Liquid  | %           | 0            | 0             | 0            | 100          | 100           |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %           | 0            | 0             | 0            | 0            | 0             |
| Molecular Weight            | kg/mol      | 0.0438910    | 0.0438910     | 0.0410147    | 0.0411555    | 0.0438910     |
| Mass Density                | kg/m^3      | 63.8716      | 118.088       | 72.3137      | 958.651      | 1106.85       |
| Molar Flow                  | mol/s       | 2.17842      | 2.17842       | 2.01903      | 1.99315      | 2.17842       |
| Mass Flow                   | kg/s        | 0.0956131    | 0.0956131     | 0.0828099    | 0.0820291    | 0.0956131     |
| Vapor Volumetric Flow       | m^3/s       | 0.00149696   | 0.000809677   | 0.00114515   | 8.55672E-05  | 8.63831E-05   |
| Liquid Volumetric Flow      | m^3/s       | 0.00149696   | 0.000809677   | 0.00114515   | 8.55672E-05  | 8.63831E-05   |
| Std Vapor Volumetric Flow   | m^3/s       | 0.0516078    | 0.0516078     | 0.0478317    | 0.0472187    | 0.0516078     |
| Std Liquid Volumetric Flow  | m^3/s       | 0.000117933  | 0.000117933*  | 0.000111839  | 0.000110401  | 0.000117933   |
| Compressibility             |             | 0.811959     | 0.730823      | 0.740491     | 0.0611013    | 0.0582057     |
| Specific Gravity            |             | 1.51544      | 1.51544       | 1.41613      | 0.959557     | 1.10790       |
| API Gravity                 |             |              |               |              | 117.490      | 44.6320       |
| Enthalpy                    | J/s         | -853833      | -853833       | -716679      | -735050      | -887583?      |
| Mass Enthalpy               | J/kg        | -8.93009E+06 | -8.93009E+06  | -8.65452E+06 | -8.96084E+06 | -9.28307E+06? |
| Mass Cp                     | J/(kg*K)    | 1104.81?     | 1369.04       | 1319.66      | 2242.66      | 1975.05       |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |             | 1.28218      | 1.27798       | 1.30176      | 1.31403      | 1.32152       |
| Dynamic Viscosity           | Pa*s        | 1.58882E-05  | 1.84078E-05   | 1.42941E-05  | 0.000142101  | 0.000183158   |
| Kinematic Viscosity         | m^2/s       | 2.48752E-07  | 1.55882E-07   | 1.97668E-07  | 1.48230E-07  | 1.65477E-07   |
| Thermal Conductivity        | W/(m*K)     | 0.0187735    | 0.0234493     | 0.0184828    | 0.142108     | 0.155949      |
| Surface Tension             | N/m         |              |               |              | 0.00797182   | 0.00931342    |
| Net Ideal Gas Heating Value | J/m^3       | 709254       | 709254        | 5.78492E+06  | 5.60908E+06  | 709254        |
| Net Liquid Heating Value    | J/kg        | 208022       | 208022        | 3.16674E+06  | 3.05377E+06  | 208022        |

**Tabla 31.** Resultados de la simulación del sistema Ryan Holmes

| Process Streams             |                   | 4 - Residue  | 5            | 6            | 7            |
|-----------------------------|-------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Properties                  | Status:           | Solved       | Solved       | Solved       | Solved       |
| Phase: <b>Total</b>         | From Block:       | Condenser 1  | Demethanizer | K-100        | K-100        |
|                             | To Block:         | --           | K-100        | Demethanizer | --           |
| Property                    | Units             |              |              |              |              |
| Temperature                 | K                 | 238.706      | 265.497      | 265.799      | 265.799      |
| Pressure                    | Pa                | 2.82475E+06  | 2.85923E+06  | 2.85923E+06  | 2.85923E+06  |
| Mole Fraction Vapor         | %                 | 100          | 0            | 100          | 0            |
| Mole Fraction Light Liquid  | %                 | 0            | 100          | 0            | 100          |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %                 | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Molecular Weight            | kg/mol            | 0.0301698    | 0.0439958    | 0.0439497    | 0.0440560    |
| Mass Density                | kg/m <sup>3</sup> | 55.6859      | 968.485      | 77.6167      | 968.151      |
| Molar Flow                  | mol/s             | 0.0258781    | 4.96858      | 2.81604      | 2.15254      |
| Mass Flow                   | kg/s              | 0.000780738  | 0.218597     | 0.123764     | 0.0948323    |
| Vapor Volumetric Flow       | m <sup>3</sup> /s | 1.40204E-05  | 0.000225710  | 0.00159456   | 9.79520E-05  |
| Liquid Volumetric Flow      | m <sup>3</sup> /s | 1.40204E-05  | 0.000225710  | 0.00159456   | 9.79520E-05  |
| Std Vapor Volumetric Flow   | m <sup>3</sup> /s | 0.000613063  | 0.117708     | 0.0667133    | 0.0509947    |
| Std Liquid Volumetric Flow  | m <sup>3</sup> /s | 1.43730E-06  | 0.000268620  | 0.000152125  | 0.000116495  |
| Compressibility             |                   | 0.771100     | 0.0588399    | 0.732592     | 0.0588739    |
| Specific Gravity            |                   | 1.04168      | 0.969400     | 1.51747      | 0.969066     |
| API Gravity                 |                   |              | 42.8098      |              | 41.8716      |
| Enthalpy                    | J/s               | -5957.24     | -2.01838E+06 | -1.11242E+06 | -874605      |
| Mass Enthalpy               | J/kg              | -7.63027E+06 | -9.23334E+06 | -8.98825E+06 | -9.22265E+06 |
| Mass Cp                     | J/(kg*K)          | 1614.38      | 2607.82      | 1257.31      | 2612.01      |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |                   | 1.31411      | 1.30353      | 1.30406      | 1.30246      |
| Dynamic Viscosity           | Pa*s              | 1.20873E-05  | 0.000115590  | 1.50302E-05  | 0.000115736  |
| Kinematic Viscosity         | m <sup>2</sup> /s | 2.17062E-07  | 1.19351E-07  | 1.93647E-07  | 1.19544E-07  |
| Thermal Conductivity        | W/(m*K)           | 0.0224156    | 0.117292     | 0.0174649    | 0.116981     |
| Surface Tension             | N/m               |              | 0.00596069   |              | 0.00597206   |
| Net Ideal Gas Heating Value | J/m <sup>3</sup>  | 1.93280E+07  | 378069       | 296013       | 485417       |
| Net Liquid Heating Value    | J/kg              | 1.50360E+07  | 28861.7      | -14878.1     | 85945.9      |

**Tabla 32.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams             |               |                     |                     |                     | <b>1</b>                     |
|-----------------------------|---------------|---------------------|---------------------|---------------------|------------------------------|
| Properties                  | Status:       | Solved              | Solved              | Solved              | Solved                       |
| Phase: <b>Total</b>         | From Block:   |                     |                     | --                  | <b>Comp</b>                  |
|                             | To Block:     | MultiplierMixer-I-1 | MultiplierMixer-I-1 | MultiplierMixer-O-1 | <b>1st Stage Aftercooler</b> |
| Property                    | Units         |                     |                     |                     |                              |
| Temperature                 | °F            |                     | 139.664             | 139.664             | 108.319                      |
| Pressure                    | psig          | 726.732             | 726.732             | 726.732*            | 2.50000                      |
| Mole Fraction Vapor         | %             |                     | 100                 | 100                 | 100                          |
| Mole Fraction Light Liquid  | %             |                     | 0                   | 0                   | 0                            |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %             |                     | 0                   | 0                   | 0                            |
| Molecular Weight            | lb/lbmol      | 43.8910             | 43.8910             | 43.8910             | 43.7913                      |
| Mass Density                | lb/ft^3       |                     | 6.25279             | 6.25279             | 0.117623                     |
| Molar Flow                  | lbmol/h       | 0*                  | 17.3127             | 34.6255*            | 17.3802                      |
| Mass Flow                   | lb/h          | 0                   | 759.873             | 1519.75             | 761.102                      |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h        |                     | 121.525             | 243.051             | 6470.69                      |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm           |                     | 15.1512             | 30.3024             | 806.735                      |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD        | 0                   | 0.157678            | 0.315356            | 0.158292                     |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm          | 0                   | 1.87180             | 3.74360             | 1.87425                      |
| Compressibility             |               |                     | 0.808184            | 0.808184            | 0.995374                     |
| Specific Gravity            |               |                     | 1.51544             | 1.51544             | 1.51200                      |
| API Gravity                 |               |                     |                     |                     |                              |
| Enthalpy                    | Btu/h         | 0                   | -2.90966E+06        | -5.81931E+06        | -2.90731E+06                 |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb        | -3829.13            | -3829.13            | -3829.13*           | -3819.87                     |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)   |                     | 0.303229            | 0.303229            | 0.209419                     |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |               |                     | 1.27128             | 1.27128             | 1.27852                      |
| Dynamic Viscosity           | cP            |                     | 0.0186669           | 0.0186669           | 0.0158528                    |
| Kinematic Viscosity         | cSt           |                     | 0.186371            | 0.186371            | 8.41381                      |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F) |                     | 0.0137721           | 0.0137721           | 0.0102837                    |
| Surface Tension             | lbf/ft        |                     |                     |                     |                              |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3      | 19.0358             | 19.0358             | 19.0358             | 18.9837                      |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb        | 89.4332             | 89.4332             | 89.4332             | 87.7832                      |

**Tabla 33.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams             |                    | 2                     | 3             | 4                   | 5            |
|-----------------------------|--------------------|-----------------------|---------------|---------------------|--------------|
| <b>Properties</b>           | <b>Status:</b>     | Solved                | Solved        | Solved              | Solved       |
| Phase: <b>Total</b>         | <b>From Block:</b> | 4st Stage Aftercooler | XCHG-100      | MultiplierMixer-O-1 | SPLT-100     |
|                             | <b>To Block:</b>   | 3nd Stage Scrubber    | Well          | SPLT-100            | Pipeline     |
| <b>Property</b>             | <b>Units</b>       |                       |               |                     |              |
| Temperature                 | °F                 | 110*                  | 57.2053       | 139.664             | 139.664      |
| Pressure                    | psig               | 253.892               | 1281.02       | 726.732             | 726.732      |
| Mole Fraction Vapor         | %                  | 99.9997               | 0             | 100                 | 100          |
| Mole Fraction Light Liquid  | %                  | 0.000309807           | 100           | 0                   | 0            |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %                  | 0                     | 0             | 0                   | 0            |
| Molecular Weight            | lb/lbmol           | 43.7908               | 43.8910       | 43.8910             | 43.8910      |
| Mass Density                | lb/ft^3            | 2.08099               | 54.3677       | 6.25279             | 6.25279      |
| Molar Flow                  | lbmol/h            | 17.3801               | 17.3127       | 34.6255             | 17.3127      |
| Mass Flow                   | lb/h               | 761.088               | 759.873       | 1519.75             | 759.873      |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h             | 365.734               | 13.9766       | 243.051             | 121.525      |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm                | 45.5980               | 1.74253       | 30.3024             | 15.1512      |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD             | 0.158291              | 0.157678      | 0.315356            | 0.157678     |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm               | 1.87423               | 1.87180       | 3.74360             | 1.87180      |
| Compressibility             |                    | 0.921417              | 0.188448      | 0.808184            | 0.808184     |
| Specific Gravity            |                    |                       | 0.871710      | 1.51544             | 1.51544      |
| API Gravity                 |                    |                       | 33.6210       |                     |              |
| Enthalpy                    | Btu/h              | -2.91203E+06          | -2.99429E+06? | -5.81931E+06        | -2.90966E+06 |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb             | -3826.14              | -3940.51      | -3829.13            | -3829.13     |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)        | 0.233541              | 0.681906      | 0.303229            | 0.303229     |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |                    | 1.27813               | 1.29139       | 1.27128             | 1.27128      |
| Dynamic Viscosity           | cP                 |                       | 0.0887244     | 0.0186669           | 0.0186669    |
| Kinematic Viscosity         | cSt                |                       | 0.101878      | 0.186371            | 0.186371     |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F)      |                       | 0.0619465     | 0.0137721           | 0.0137721    |
| Surface Tension             | lbf/ft             |                       | 1.46237E-07   |                     |              |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3           | 18.9649               | 19.0358       | 19.0358             | 19.0358      |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb             | 87.6256               | 89.4332       | 89.4332             | 89.4332      |

**Tabla 34.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams             |               | 6                     | 7                     | 8                     | 9            |
|-----------------------------|---------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|--------------|
| Properties                  | Status:       | Solved                | Solved                | Solved                | Solved       |
| Phase: Total                | From Block:   | Stage 1               | 2st Stage Aftercooler | Stage 2               | SPLT-100     |
|                             | To Block:     | 2st Stage Aftercooler | 1nd Stage Scrubber    | 3st Stage Aftercooler | Ryhan Holmes |
| Property                    | Units         |                       |                       |                       |              |
| Temperature                 | °F            | 262.456               | 110*                  | 274.448               | 139.664      |
| Pressure                    | psig          | 24.4448               | 24.4448               | 81.8066               | 726.732      |
| Mole Fraction Vapor         | %             | 100                   | 99.9996               | 100                   | 100          |
| Mole Fraction Light Liquid  | %             | 0                     | 0.000404033           | 0                     | 0            |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %             | 0                     | 0                     | 0                     | 0            |
| Molecular Weight            | lb/lbmol      | 43.7913               | 43.7913               | 43.7910               | 43.8910      |
| Mass Density                | lb/ft^3       | 0.217071              | 0.276913              | 0.537054              | 6.25279      |
| Molar Flow                  | lbmol/h       | 17.3802               | 17.3802               | 17.3801               | 17.3127      |
| Mass Flow                   | lb/h          | 761.102               | 761.102               | 761.093               | 759.873      |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h        | 3506.23               | 2748.52               | 1417.16               | 121.525      |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm           | 437.141               | 342.673               | 176.685               | 15.1512      |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD        | 0.158292              | 0.158292              | 0.158292              | 0.157678     |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm          | 1.87425               | 1.87425               | 1.87424               | 1.87180      |
| Compressibility             |               | 0.995501              | 0.989212              | 0.989485              | 0.808184     |
| Specific Gravity            |               | 1.51200               |                       | 1.51198               | 1.51544      |
| API Gravity                 |               |                       |                       |                       |              |
| Enthalpy                    | Btu/h         | -2.88186E+06          | -2.90746E+06          | -2.88039E+06          | -2.90966E+06 |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb        | -3786.43              | -3820.07              | -3784.54              | -3829.13     |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)   | 0.229329              | 0.211371              | 0.233235              | 0.303229     |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |               | 1.24891               | 1.27812               | 1.24708               | 1.27128      |
| Dynamic Viscosity           | cP            | 0.0195649             |                       | 0.0199177             | 0.0186669    |
| Kinematic Viscosity         | cSt           | 5.62671               |                       | 2.31527               | 0.186371     |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F) | 0.0142662             |                       | 0.0147093             | 0.0137721    |
| Surface Tension             | lb/ft         |                       |                       |                       |              |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3      | 18.9837               | 18.9837               | 18.9714               | 19.0358      |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb        | 87.7832               | 87.7832               | 87.6797               | 89.4332      |

**Tabla 35.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams             |               | 10                 | 11                    | 12                 | 13                 |
|-----------------------------|---------------|--------------------|-----------------------|--------------------|--------------------|
| <b>Properties</b>           | Status:       | Solved             | Solved                | Solved             | Solved             |
| Phase: <b>Total</b>         | From Block:   | 1nd Stage Scrubber | 3st Stage Aftercooler | 1nd Stage Scrubber | 2nd Stage Scrubber |
|                             | To Block:     | Stage 2            | 2nd Stage Scrubber    | --                 | Stage 3            |
| <b>Property</b>             | <b>Units</b>  |                    |                       |                    |                    |
| Temperature                 | °F            | 110                | 110*                  | 110                | 110                |
| Pressure                    | psig          | 24.4448            | 81.8066               | 24.4448            | 81.8066            |
| Mole Fraction Vapor         | %             | 100                | 99.9997               | 0                  | 100                |
| Mole Fraction Light Liquid  | %             | 0                  | 0.000285858           | 100                | 0                  |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %             | 0                  | 0                     | 0                  | 0                  |
| Molecular Weight            | lb/lbmol      | 43.7910            | 43.7910               | 126.254            | 43.7908            |
| Mass Density                | lb/ft^3       | 0.276910           | 0.703971              | 68.7561            | 0.703967           |
| Molar Flow                  | lbmol/h       | 17.3801            | 17.3801               | 7.02217E-05        | 17.3801            |
| Mass Flow                   | lb/h          | 761.093            | 761.093               | 0.00886576         | 761.088            |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h        | 2748.52            | 1081.14               | 0.000128945        | 1081.14            |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm           | 342.673            | 134.792               | 1.60763E-05        | 134.792            |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD        | 0.158292           | 0.158292              | 6.39553E-07        | 0.158291           |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm          | 1.87424            | 1.87424               | 1.57715E-05        | 1.87423            |
| Compressibility             |               | 0.989216           | 0.972780              | 0.0114862          | 0.972783           |
| Specific Gravity            |               | 1.51198            |                       | 1.10241            | 1.51198            |
| API Gravity                 |               |                    |                       | -6.13261           |                    |
| Enthalpy                    | Btu/h         | -2.90744E+06       | -2.90854E+06          | -21.2966           | -2.90853E+06       |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb        | -3820.08           | -3821.53              | -2402.12           | -3821.54           |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)   | 0.211367           | 0.216156              | 0.561306           | 0.216154           |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |               | 1.27813            | 1.27813               | 1.03794            | 1.27813            |
| Dynamic Viscosity           | cP            | 0.0159345          |                       | 15.3872            | 0.0160439          |
| Kinematic Viscosity         | cSt           | 3.59235            |                       | 13.9710            | 1.42278            |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F) | 0.0103926          |                       | 0.115050           | 0.0105723          |
| Surface Tension             | lb/ft         |                    |                       | 0.00296037         |                    |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3      | 18.9714            | 18.9714               | 3079.39            | 18.9649            |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb        | 87.6797            | 87.6797               | 8973.46            | 87.6256            |

**Tabla 36.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams             |               | 14                    | 15                 | 16                 | 17                 |
|-----------------------------|---------------|-----------------------|--------------------|--------------------|--------------------|
| <b>Properties</b>           | Status:       | Solved                | Solved             | Solved             | Solved             |
| Phase: <b>Total</b>         | From Block:   | Stage 3               | 2nd Stage Scrubber | 3rd Stage Scrubber | 3rd Stage Scrubber |
|                             | To Block:     | 4st Stage Aftercooler | --                 | CMPR-100           | --                 |
| <b>Property</b>             | <b>Units</b>  |                       |                    |                    |                    |
| Temperature                 | °F            | 297.279               | 110                | 110                | 110                |
| Pressure                    | psig          | 253.892               | 81.8066            | 253.892            | 253.892            |
| Mole Fraction Vapor         | %             | 100                   | 0                  | 100                | 0                  |
| Mole Fraction Light Liquid  | %             | 0                     | 100                | 0                  | 100                |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %             | 0                     | 0                  | 0                  | 0                  |
| Molecular Weight            | lb/lbmol      | 43.7908               | 98.9026            | 43.7908            | 51.1729            |
| Mass Density                | lb/ft^3       | 1.48124               | 68.6310            | 2.08098            | 68.1135            |
| Molar Flow                  | lbmol/h       | 17.3801               | 4.96825E-05        | 17.3800            | 5.38446E-05        |
| Mass Flow                   | lb/h          | 761.088               | 0.00491373         | 761.085            | 0.00275539         |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h        | 513.820               | 7.15963E-05        | 365.734            | 4.04529E-05        |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm           | 64.0606               | 8.92629E-06        | 45.5980            | 5.04347E-06        |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD        | 0.158291              | 4.52490E-07        | 0.158291           | 4.90397E-07        |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm          | 1.87423               | 8.81734E-06        | 1.87422            | 5.10694E-06        |
| Compressibility             |               | 0.974223              | 0.0225358          | 0.921420           | 0.0328965          |
| Specific Gravity            |               | 1.51198               | 1.10040            | 1.51198            | 1.09210            |
| API Gravity                 |               |                       | -5.55232           |                    | -4.11962           |
| Enthalpy                    | Btu/h         | -2.87814E+06          | -12.8162           | -2.91202E+06       | -9.62643           |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb        | -3781.61              | -2608.23           | -3826.15           | -3493.68           |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)   | 0.243009              | 0.590939           | 0.233539           | 0.711231           |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |               | 1.24374               | 1.04905            | 1.27813            | 1.09988            |
| Dynamic Viscosity           | cP            | 0.0206865             | 12.5588            | 0.0164329          | 5.02959            |
| Kinematic Viscosity         | cSt           | 0.871849              | 11.4237            | 0.492976           | 4.60976            |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F) | 0.0156980             | 0.120462           | 0.0111613          | 0.150439           |
| Surface Tension             | lbf/ft        |                       | 0.00302694         |                    | 0.00348525         |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3      | 18.9649               | 2287.88            | 18.9621            | 914.191            |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb        | 87.6256               | 8464.16            | 87.6030            | 6322.61            |

**Tabla 37.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams             |                    | 19                           | 20              | 21              | 22            |
|-----------------------------|--------------------|------------------------------|-----------------|-----------------|---------------|
| <b>Properties</b>           | <b>Status:</b>     | <b>Solved</b>                | <b>Solved</b>   | <b>Solved</b>   | <b>Solved</b> |
| Phase: <b>Total</b>         | <b>From Block:</b> | <b>1st Stage Aftercooler</b> | <b>Pipeline</b> | <b>CMPR-100</b> | <b>Well</b>   |
|                             | <b>To Block:</b>   | <b>Stage 1</b>               | <b>XCHG-100</b> | <b>FAXR-100</b> | <b>--</b>     |
| <b>Property</b>             | <b>Units</b>       |                              |                 |                 |               |
| Temperature                 | °F                 | 100*                         | 57.2053         | 298.757         | 179.816       |
| Pressure                    | psig               | 1.50000                      | 726.458         | 735.732         | 4120.20*      |
| Mole Fraction Vapor         | %                  | 100                          | 4.54103         | 100             | 100           |
| Mole Fraction Light Liquid  | %                  | 0                            | 95.4590         | 0               | 0             |
| Mole Fraction Heavy Liquid  | %                  | 0                            | 0               | 0               | 0             |
| Molecular Weight            | lb/lbmol           | 43.7913                      | 43.8910         | 43.7908         | 43.8910       |
| Mass Density                | lb/ft^3            | 0.112039                     | 43.1305         | 4.33493         | 39.9878       |
| Molar Flow                  | lbmol/h            | 17.3802                      | 17.3127         | 17.3800         | 17.3127       |
| Mass Flow                   | lb/h               | 761.102                      | 759.873         | 761.085         | 759.873       |
| Vapor Volumetric Flow       | ft^3/h             | 6793.16                      | 17.6180         | 175.570         | 19.0026       |
| Liquid Volumetric Flow      | gpm                | 846.940                      | 2.19653         | 21.8893         | 2.36916       |
| Std Vapor Volumetric Flow   | MMSCFD             | 0.158292                     | 0.157678        | 0.158291        | 0.157678      |
| Std Liquid Volumetric Flow  | sgpm               | 1.87425                      | 1.87180         | 1.87422         | 1.87180       |
| Compressibility             |                    | 0.995437                     | 0.135807        | 0.930274        | 0.661186      |
| Specific Gravity            |                    | 1.51200                      |                 | 1.51198         | 1.51544       |
| API Gravity                 |                    |                              |                 |                 |               |
| Enthalpy                    | Btu/h              | -2.90861E+06                 | -2.98685E+06    | -2.88308E+06    | -2.95210E+06  |
| Mass Enthalpy               | Btu/lb             | -3821.58                     | -3930.72        | -3788.12        | -3884.99      |
| Mass Cp                     | Btu/(lb*°F)        | 0.208210                     | 1.00917?        | 0.267298        | 0.541893      |
| Ideal Gas CpCv Ratio        |                    | 1.28051                      | 1.29139         | 1.24353         | 1.26306       |
| Dynamic Viscosity           | cP                 | 0.0156412                    |                 | 0.0216456       | 0.0522819     |
| Kinematic Viscosity         | cSt                | 8.71524                      |                 | 0.311721        | 0.0816213     |
| Thermal Conductivity        | Btu/(h*ft*°F)      | 0.0100724                    |                 | 0.0169916       | 0.0426190     |
| Surface Tension             | lbf/ft             |                              |                 |                 |               |
| Net Ideal Gas Heating Value | Btu/ft^3           | 18.9837                      | 19.0358         | 18.9621         | 19.0358       |
| Net Liquid Heating Value    | Btu/lb             | 87.7832                      | 89.4332         | 87.6030         | 89.4332       |

**Tabla 38.** Resultados de la simulación del sistema de Reinyección

| Process Streams               |                     | 23              | 24                         |
|-------------------------------|---------------------|-----------------|----------------------------|
| <b>Properties</b>             | <b>Status:</b>      | <b>Solved</b>   | <b>Solved</b>              |
| Phase: <b>Total</b>           | <b>From Block:</b>  | <b>FAXR-100</b> | <b>Comp4</b>               |
|                               | <b>To Block:</b>    | <b>3° stage</b> | <b>MultiplierMixer-I-1</b> |
| <b>Property</b>               | <b>Units</b>        |                 |                            |
| Temperature                   | °F                  | 110*            | 139.664                    |
| Pressure                      | psig                | 735.732         | 726.732                    |
| Mole Fraction Vapor           | %                   | 99.8875         | 100                        |
| Mole Fraction Light Liquid    | %                   | 0.112532        | 0                          |
| Mole Fraction Heavy Liquid    | %                   | 0               | 0                          |
| Molecular Weight              | lb/lbmol            | 43.7908         | 43.8910                    |
| Mass Density                  | lb/ft <sup>3</sup>  | 7.12900         | 6.25279                    |
| Molar Flow                    | lbmol/h             | 17.3800         | 17.3127                    |
| Mass Flow                     | lb/h                | 761.085         | 759.873                    |
| Vapor Volumetric Flow         | ft <sup>3</sup> /h  | 106.759         | 121.525                    |
| Liquid Volumetric Flow        | gpm                 | 13.3102         | 15.1512                    |
| Std Vapor Volumetric Flow     | MMSCFD              | 0.158291        | 0.157678                   |
| Std Liquid Volumetric Flow    | sgpm                | 1.87422         | 1.87180                    |
| Compressibility               |                     | 0.753105        | 0.808184                   |
| Specific Gravity              |                     |                 | 1.51544                    |
| API Gravity                   |                     |                 |                            |
| Enthalpy                      | Btu/h               | -2.92447E+06    | -2.90966E+06               |
| Mass Enthalpy                 | Btu/lb              | -3842.49        | -3829.13                   |
| Mass Cp                       | Btu/(lb*°F)         | 0.335434        | 0.303229                   |
| Ideal Gas Cp/Cv Ratio         |                     | 1.27813         | 1.27128                    |
| Dynamic Viscosity             | cP                  |                 | 0.0186669                  |
| Kinematic Viscosity           | cSt                 |                 | 0.186371                   |
| Thermal Conductivity          | Btu/(h*ft*°F)       |                 | 0.0137721                  |
| Surface Tension               | lbf/ft              |                 |                            |
| Net Ideal Gas Heating Value   | Btu/ft <sup>3</sup> | 18.9621         | 19.0358                    |
| Net Liquid Heating Value      | Btu/lb              | 87.6030         | 89.4332                    |
| Gross Ideal Gas Heating Value | Btu/ft <sup>3</sup> | 20.8976         | 20.7833                    |
| Gross Liquid Heating Value    | Btu/lb              | 104.376         | 104.542                    |

**Anexo E: Resultados de los equipos principales de las diferentes tecnologías de acuerdo a la simulación de procesos en ProMax 3.2.**

**Sistema de endulzamiento.**

**Tabla 39.** Resultados de intercambiador de calor.

| Heat Exchanger Report |                   |             |                               |                               |                                      |
|-----------------------|-------------------|-------------|-------------------------------|-------------------------------|--------------------------------------|
| Amine-1               |                   |             |                               |                               |                                      |
| Client Name:          | MASA c/o Dyprotec |             | Job:                          | Q08-0281                      |                                      |
| Location:             | Colombia          |             | Modified:                     | 05:36 p.m., 13/09/2015        |                                      |
| Flowsheet:            | Amine 2           |             | Status:                       | Solved 04:47 p.m., 19/09/2015 |                                      |
| Stream Connections    |                   |             |                               |                               |                                      |
| Stream                | Connection Type   | Other Block | Stream                        | Connection Type               | Other Block                          |
| 5                     | Inlet             | Amine Flow  | 3                             | Outlet                        | Secondary Contactor CO2 Purification |
| Q-3                   | Energy            |             |                               |                               |                                      |
| Block : Scalar Data   |                   |             |                               |                               |                                      |
| Pressure Drop         | 1*                | psi         | Heat Release Curve Type       | Plug Flow                     |                                      |
| Temperature Change    | -54.2600          | °F          | Heat Release Curve Increments | 4                             |                                      |
| Heat Duty             | -241390           | Btu/h       |                               |                               |                                      |

**Tabla 40.** Resultados de torre contactora

| Column Report                                    |                     |                            |                               |          |
|--|---------------------|----------------------------|-------------------------------|----------|
| Secondary Contactor CO <sub>2</sub> Purification |                     |                            |                               |          |
| Client Name:                                     | MASA c/o Dyprotec   | Job:                       | Q08-0281                      |          |
| Location:  | Colombia            | Modified:                  | 04:58 p.m., 19/09/2015        |          |
| Flowsheet:                                       | Amine 2             | Status:                    | Solved 09:54 a.m., 20/09/2015 |          |
| Stage Connections                                |                     |                            |                               |          |
| Stage  | Connection Type     | Stream                     | Direction                     | Block    |
| 1  | Inlet               | 3                          | From                          | Amine-1  |
| 1  | Vapor Outlet        | 2                          | To                            | Dehy     |
| 6  | Inlet               | 1                          | From                          | Acid gas |
| 6  | Light Liquid Outlet | 4                          | To                            | P-Amine  |
| Block : Scalar Data                              |                     |                            |                               |          |
| Number of Stages                                 | 6*                  | Column Type                | TSWEET Kinetics*              |          |
| Flash Type                                       | VLE*                | Enthalpy Model             | Composition-Dependent*        |          |
| Efficiency Phase                                 | Light Liquid*       | Maximum Initial Iterations | 50                            |          |
| Pressure Change                                  | 2* psi              |                            |                               |          |

**Tabla 41.** Resultados de bomba centrífuga

| Pump Report         |                   |  |                               |                 |             |
|---------------------|-------------------|--|-------------------------------|-----------------|-------------|
| P-Amine             |                   |  |                               |                 |             |
| Client Name:        | MASA c/o Dyprotec | Job:   | Q08-0281                      |                 |             |
| Location:           | Colombia          | Modified:  | 05:30 p.m., 13/09/2015        |                 |             |
| Flowsheet:          | Amine 2           | Status:  | Solved 09:54 a.m., 20/09/2015 |                 |             |
| Stream Connections  |                   |  |                               |                 |             |
| Stream              | Connection Type   | Other Block  | Stream                        | Connection Type | Other Block |
| 4<br>PUMP-101       | Inlet<br>Energy   | Secondary<br>Contactor CO <sub>2</sub><br>Purification | 6                             | Outlet          | To Amine 1  |
| Block : Scalar Data |                   |  |                               |                 |             |
| Overall Efficiency  | 75* %             | Dynamic Head   | 69.7820 ft                    |                 |             |
| Pressure Change     | 31.7035 psi       | Power  | 0.255256 hp                   |                 |             |

**Sistema de deshidratación.**

**Tabla 42.** Resultados bomba recíproca

| <b>Pump Report<br/>PUMP-100</b> |                   |                  |                               |
|---------------------------------|-------------------|------------------|-------------------------------|
| <b>Client Name:</b>             | MASA c/o Dyprotec | <b>Job:</b>      | Q08-0281                      |
| <b>Location:</b>                | Colombia          | <b>Modified:</b> | 09:59 a.m., 20/09/2015        |
| <b>Flowsheet:</b>               | Dehy              | <b>Status:</b>   | Solved 10:49 a.m., 20/09/2015 |
| <b>Block : Scalar Data</b>      |                   |                  |                               |
| Overall Efficiency              | 65* %             | Dynamic Head     | 27.5856 ft                    |
| Pressure Change                 | 13.2000 psi       | Power            | 0.00326868 hp                 |

**Tabla 43.** Resultados de la torre contactora

| <b>Column Report<br/>T-Dehy</b> |                     |                            |                               |          |
|---------------------------------|---------------------|----------------------------|-------------------------------|----------|
| <b>Client Name:</b>             | MASA c/o Dyprotec   | <b>Job:</b>                | Q08-0281                      |          |
| <b>Location:</b>                | Colombia            | <b>Modified:</b>           | 11:37 p.m., 19/09/2015        |          |
| <b>Flowsheet:</b>               | Dehy                | <b>Status:</b>             | Solved 10:49 a.m., 20/09/2015 |          |
| <b>Stage Connections</b>        |                     |                            |                               |          |
| Stage                           | Connection Type     | Stream                     | Direction                     | Block    |
| 1                               | Inlet               | 7                          | From                          | PUMP-100 |
| 1                               | Vapor Outlet        | 4                          | To                            | Comp     |
| 7                               | Inlet               | 1                          | From                          | Dehy     |
| 7                               | Light Liquid Outlet | 2                          | To                            | E-Dehy   |
| <b>Block : Scalar Data</b>      |                     |                            |                               |          |
| Number of Stages                | 7*                  | Column Type                | Equilibrium                   |          |
| Flash Type                      | VLE*                | Enthalpy Model             | Boston-Britt                  |          |
| Efficiency Phase                | Light Liquid        | Maximum Initial Iterations | 50                            |          |
| Column Add-ons                  | None*               | Inner Loop model           | Boston-Sullivan               |          |
| Boston-Sullivan Kb              | VERDADERO           | Bottoms Head               | 0 psi                         |          |
| Pressure Change                 | 3* psi              |                            |                               |          |

**Tabla 44.** Resultados torre absorbedora

| <b>Column Report<br/>R-Dehy</b> |                     |                            |                               |        |
|---------------------------------|---------------------|----------------------------|-------------------------------|--------|
| <b>Client Name:</b>             | MASA c/o Dyprotec   | <b>Job:</b>                | Q08-0281                      |        |
| <b>Location:</b>                | Colombia            | <b>Modified:</b>           | 10:49 a.m., 20/09/2015        |        |
| <b>Flowsheet:</b>               | Dehy                | <b>Status:</b>             | Solved 10:49 a.m., 20/09/2015 |        |
| <b>Stage Connections</b>        |                     |                            |                               |        |
| Stage                           | Connection Type     | Stream                     | Direction                     | Block  |
| 1                               | Inlet               | 14                         | From                          | D-C    |
| 1                               | Inlet               | 8                          | From                          | E-Dehy |
| 1                               | Vapor Outlet        | 13                         | To                            | D-C    |
| 3                               | Inlet               | 11                         | From                          | D-R    |
| 3                               | Light Liquid Outlet | 12                         | To                            | D-R    |
| <b>Column Attachment</b>        |                     |                            |                               |        |
| Type                            | Block Name          | Type                       | Block Name                    |        |
| Condenser                       | D-C                 | Reboiler                   | D-R                           |        |
| <b>Block : Scalar Data</b>      |                     |                            |                               |        |
| Number of Stages                | 3*                  | Column Type                | Equilibrium                   |        |
| Flash Type                      | VLE*                | Enthalpy Model             | Boston-Britt                  |        |
| Efficiency Phase                | Light Liquid        | Maximum Initial Iterations | 50*                           |        |
|                                 |                     | Calculate Column           |                               |        |
| Outer Loop Iterations           | 1                   | Hydraulics                 | FALSO                         |        |
| Use Last Solution               | VERDADERO           | Inner Loop model           | Boston-Sullivan               |        |
| Column Add-ons                  | Partial Condenser   | Phase Threshold            | 0.500000 %                    |        |
| Degrees of Freedom              | w/Reboiler*         | Bottoms Head               | 0 psi                         |        |
|                                 | 0                   |                            |                               |        |

**Sistema Ryhan Holmes.**

**Tabla 45.** Resultados torre de fraccionamiento

| Column Report<br>Demethanizer |                     |                            |                               |             |
|-------------------------------|---------------------|----------------------------|-------------------------------|-------------|
| Client Name:                  |                     | Job:                       |                               |             |
| Location:                     |                     | Modified:                  | 05:10 p.m., 20/09/2015        |             |
| Flowsheet:                    | Gas Processing      | Status:                    | Solved 05:10 p.m., 20/09/2015 |             |
| Stage Connections             |                     |                            |                               |             |
| Stage                         | Connection Type     | Stream                     | Direction                     | Block       |
| 1                             | Inlet               | 3                          | From                          | Condenser 1 |
| 1                             | Vapor Outlet        | 2                          | To                            | Condenser 1 |
| 6                             | Inlet               | 6                          | From                          | K-100       |
| 6                             | Inlet               | 4                          | From                          | XCHG-100    |
| 6                             | Light Liquid Outlet | 5                          | To                            | K-100       |
| Column Attachment             |                     |                            |                               |             |
| Type                          | Block Name          | Type                       | Block Name                    |             |
| Condenser                     | Condenser 1         | Reboiler                   | K-100                         |             |
| Block : Scalar Data           |                     |                            |                               |             |
| Number of Stages              | 6*                  | Column Type                | Equilibrium                   |             |
| Flash Type                    | VLE*                | Enthalpy Model             | Composition-Dependent*        |             |
| Efficiency Phase              | Light Liquid        | Maximum Initial Iterations | 50                            |             |
| Use Last Solution             | VERDADERO           | Inner Loop model           | Boston-Sullivan Nonideal*     |             |
| Column Add-ons<br>w/Reboiler* | Partial Condenser   | Phase Threshold            | 0.500000                      | %           |
| Degrees of Freedom            | 0                   | Bottoms Head               | 0                             | psi         |

**Tabla 46.** Resultados intercambiador de calor

| Heat Exchanger Report<br>XCHG-100 |                 |                |                               |                                       |              |
|-----------------------------------|-----------------|----------------|-------------------------------|---------------------------------------|--------------|
| Client Name:                      |                 | Job:           |                               |                                       |              |
| Location:                         |                 | Modified:      |                               | 12:19 p.m., 20/09/2015                |              |
| Flowsheet:                        |                 | Gas Processing |                               | Status: Solved 05:10 p.m., 20/09/2015 |              |
| Stream Connections                |                 |                |                               |                                       |              |
| Stream                            | Connection Type | Other Block    | Stream                        | Connection Type                       | Other Block  |
| 1<br>Q-3                          | Inlet<br>Energy | VLVE-100       | 4                             | Outlet                                | Demethanizer |
| Block : Scalar Data               |                 |                |                               |                                       |              |
| Pressure Drop                     | 2*              | psi            | Heat Release Curve Type       | Plug Flow                             |              |
| Temperature Change                | -104.196        | °F             | Heat Release Curve Increments | 5                                     |              |
| Heat Duty                         | -115158         | Btu/h          |                               |                                       |              |

**Anexo F: Cálculos asociados a las torres de absorción y destilación**

### Torre de absorción sistema de deshidratación

**Tabla 47.** Especificaciones de la corriente de entrada a la torre de absorción

| Parámetros                     | Vapor de agua | Glicol  |
|--------------------------------|---------------|---------|
| Caudal Molar (lbmol/h)         | 0,3           | 1,00345 |
| Densidad (lb/ft <sup>3</sup> ) | 0,148283      | 68,9    |
| Peso Molecular (lb/lbmol)      | 43,45         | 138,856 |
| % Volumen                      | 1,69337       | 98,63   |

1. Se calcula  $Y_{NP}$  de acuerdo a la siguiente ecuación

2. 
$$y_{NP} = \frac{Y_{NP+1}}{1 - Y_{NP+1}} \text{ Ec.23}$$

Donde  $y_{NP+1} = 0.0169337$

3. Se calcula el  $Y_1$  de la siguiente ecuación

$$\% \text{Absorción} = 1 - \frac{Y_1}{Y_{NP}} = 0.78 \text{ Ec.24}$$

$$y_1 = 0.003789586$$

4. Se calcula  $X_{NP}$

$$\frac{L_S - y_{NP+1} - Y_1}{G_S} = \frac{Y_{NP+1} - X_0}{X_{NP+1} - X_0} \text{ Ec.25}$$

$$L_S = L_0 (1 - X_0) \text{ Ec.26}$$

$$L_S = 1.00345 \text{ lbmol/h}$$

$$G_S = G_{NP} (1 - Y_{NP+1}) \text{ Ec.27}$$

$$G_S = 0.7 \text{ lbmol/h}$$

$$X_{NP} = \frac{G_S}{L_S} (Y_{NP+1} - Y_1) + X_0 \text{ Ec.28}$$

$$X_{NP} = 0.009169$$

5. Calculo de platos teóricos

$$X_n = \frac{Y_n}{(m-1)Y_n + m} \text{ Ec.29}$$

$$Y_{n+1} = \frac{L_S}{G_S}(X_n - X_0) + Y_1 \text{ Ec.30}$$

6. Curva de Equilibrio

**Tabla 48.** Datos curva de equilibrio

| <b>MOLEFRAC</b> | <b>TOTAL</b> |
|-----------------|--------------|
| <b>WATER</b>    | <b>PRES</b>  |
|                 | <b>psia</b>  |
| 0               | 0,00170784   |
| 0,025           | 0,0117085    |
| 0,05            | 0,0218083    |
| 0,075           | 0,0320071    |
| 0,1             | 0,0423047    |
| 0,125           | 0,0527008    |
| 0,15            | 0,0631953    |
| 0,175           | 0,0737876    |
| 0,2             | 0,0844773    |
| 0,225           | 0,0952636    |
| 0,25            | 0,1061456    |
| 0,275           | 0,1171223    |
| 0,3             | 0,1281923    |
| 0,325           | 0,1393543    |
| 0,35            | 0,1506064    |
| 0,375           | 0,1619468    |
| 0,4             | 0,1733733    |
| 0,425           | 0,1848832    |
| 0,45            | 0,1964737    |
| 0,475           | 0,2081417    |
| 0,5             | 0,2198836    |
| 0,525           | 0,2316955    |
| 0,55            | 0,2435729    |

|       |           |
|-------|-----------|
| 0,575 | 0,255511  |
| 0,6   | 0,2675044 |
| 0,625 | 0,2795472 |
| 0,65  | 0,2916329 |
| 0,675 | 0,3037543 |
| 0,7   | 0,3159037 |
| 0,725 | 0,3280725 |
| 0,75  | 0,3402514 |
| 0,775 | 0,35243   |
| 0,8   | 0,3645973 |
| 0,825 | 0,3767411 |
| 0,85  | 0,3888483 |
| 0,875 | 0,4009044 |
| 0,9   | 0,412894  |
| 0,925 | 0,4248    |
| 0,95  | 0,4366041 |
| 0,975 | 0,4482865 |
| 1     | 0,4598252 |

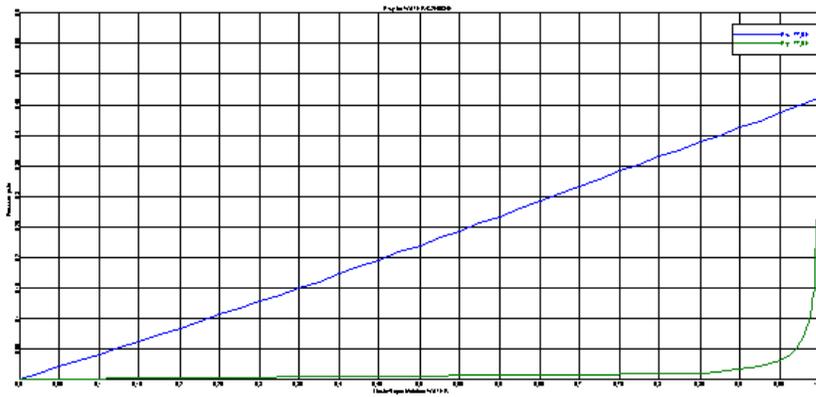


Figura 22. Curva de equilibrio

6. Se obtiene la ecuación de la recta:

$$Y = 0,4632X - 0,0075$$

$$X_n = \frac{Y_n}{(m-1) \cdot Y_n + m} \text{ Ec.31}$$

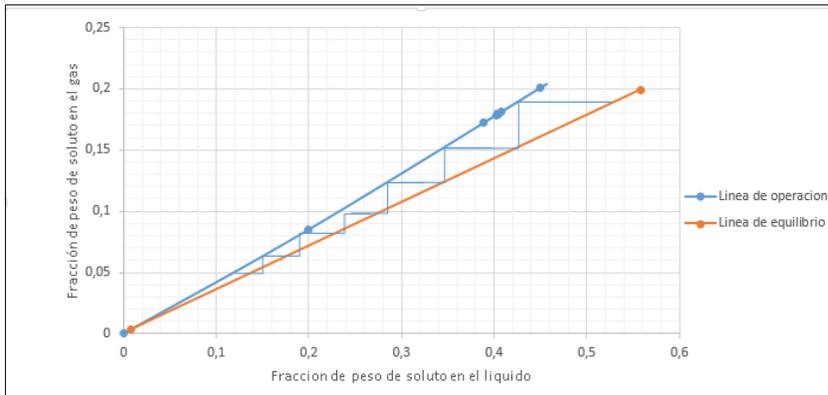
$$X_n = \frac{Y_n}{(0,4632-1) \cdot Y_n + 0,4632} \text{ Ec.32}$$

$$Y_{n+1} = \frac{1,00345}{0,7}(X_n) + 0,0037 \text{ Ec. 33}$$

7. Se construye la tabla para la curva operativa

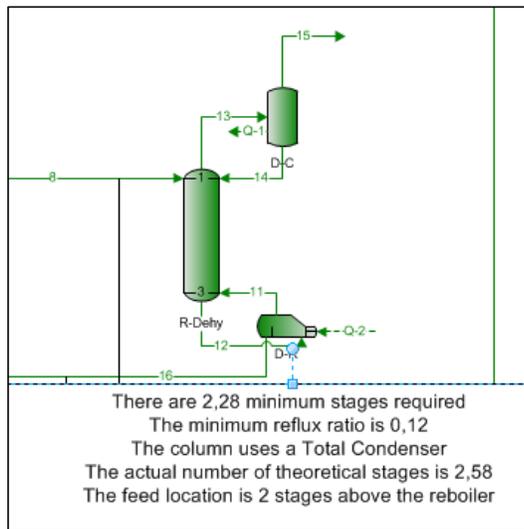
**Tabla 49.** Datos para la curva operativa

| n | $Y_n$      | $X_n$      |
|---|------------|------------|
| 1 | 0,0037     | 0,00802231 |
| 2 | 0,01680393 | 0,03699842 |
| 3 | 0,05834119 | 0,1350858  |
| 4 | 0,19894945 | 0,55821338 |



**Figura 23.** Calculo de los platos teóricos

**Torre de regeneración sistema de deshidratación.**



**Figura 24.** Calculo de platos teóricos torre de regeneración.

### Torre de destilación sistema Ryan Holmes

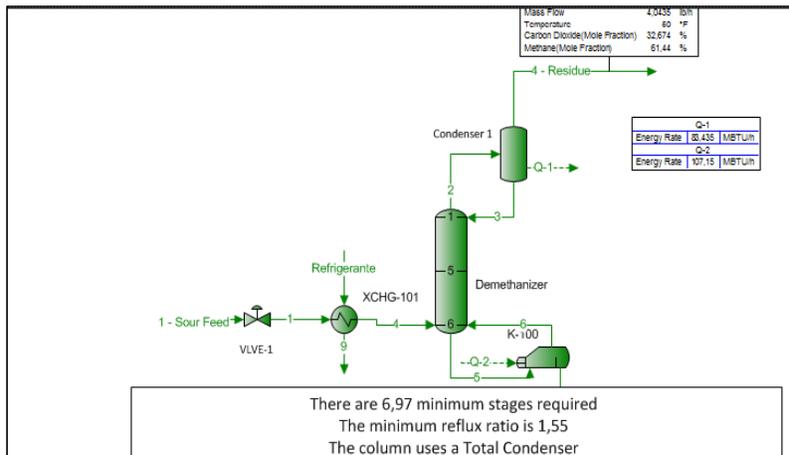


Figura 25. Calculo de platos teóricos torre de destilación