

Estudio Conceptual para la Implementación de una Planta de Endulzamiento de Gas en un
Campo Maduro del Magdalena Medio

Yuliana Lisbeth Cárdenas Salazar
Juan David Reyes Rueda

Trabajo de Grado para Optar por el Título de Ingeniera de Petróleos
Trabajo de Grado para Optar por el Título de Ingeniero Químico

Director

Carlos Augusto Godoy Ruíz
Especialista en Ingeniería del Gas

Codirector

Hernando Guerrero Amaya
PhD. Electroquímica, Ciencia y Tecnología

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Escuela de Ingeniería Química
Bucaramanga

2021

Dedicatorias

Primero que todo a Dios.

A mi madre Eliana Salazar,

Porque gracias a su amor, su apoyo incondicional y haber sacrificado todo para entregármelo, he logrado alcanzar mis metas y cumplir cada uno de mis sueños, sin duda alguna

ella es el verdadero artífice de este logro.

A mi papá Pablo Cárdenas,

Quien ya no está a mi lado, pero su cariño prevalece en mi corazón. Sé que este

momento hubiera sido tan especial para él como lo es para mí.

A mi hermano Antoni Cárdenas, el cual amo con todo mí ser y es quien me impulsa a ser cada día mejor.

A mi linda amiga Angie Lorena, a quien quiero tanto y a quien le debo mucho por su apoyo incondicional, por tenerme paciencia día a día, sin pedir nada a cambio.

mi amigo Juan David, compañero de este proyecto, a quien admiro por su entrega, disciplina y talento.

Y a todas aquellas personas que encontré en el camino y que hicieron de esta experiencia una de las más especiales.

Yuliana L. Cárdenas Salazar

Agradecimientos

A Dios, por todas sus bendiciones.

A mi familia que aun en la distancia se hicieron sentir cercanos, sin ustedes no habría sido posible culminar este proceso. Esto es por y para ustedes.

A la Universidad Industrial de Santander por abrirme sus puertas y darme la oportunidad y las herramientas para alcanzar una alta formación personal y profesional.

A mi director Carlos Augusto Godoy y mi codirector Hernando Guerrero Amaya, por compartirme sus conocimientos y servirme de guía para el aprendizaje durante el desarrollo de este proyecto.

Yuliana L. Cárdenas Salazar

Dedicatorias

A Dios,

*Por ser el pilar fundamental de mi vida, darme la fuerza y ser el patrocinador y guía de
todos mis sueños*

A mi madre Sandra Rueda,

*Por brindarme su amor, su apoyo incondicional, hacer sacrificios para darme todo lo
que he necesitado todo, por enseñarme que con esfuerzo y dedicación todo se puede lograr todo.*

A mi padre David Reyes,

*Por ser mi compañero de luchas, brindarme su amor, ser mi consejero de vida y
enseñarme a no rendirme ante las adversidades que la vida nos presenta. Sé que este momento*

A mis hermanitas Wanda y Wendy,

*por ser quienes me motivan cada día a ser mejor y dar lo mejor de mí en cada
oportunidad, deseado ser ejemplo de bien y apoyar sus sueños.*

A mi Nonita Juanita,

*A quién hubiese deseado entregarle mi título y abrazarle, por brindarme todo su amor, haber
estado tan pendiente de mí, por ser tan especial conmigo y haber creído en mí.*

A mi hermosa familia.

*A quienes amo con todo el corazón y me siento orgulloso de tenerles. Porque han sido
fuente invaluable de mi crecimiento profesional, por, haber estado conmigo de principio a fin
brindándome su apoyo y amor incondicional.*

A mi querida Ali

*A quien admiro con el corazón, a quien a pesar de la distancia siempre se hizo sentir
presente, por brindarme su amor y ser fuente de inspiración y motivación durante estos años.*

A mis queridos Pastores

A quienes llevo en mi corazón, y agradezco todo el apoyo, amor y consejo que me brindaron durante mi proceso en la universidad, por haberme acogido como a uno de sus hijos y desearme siempre una vida de éxito y bendición en Dios.

A mi amiga Yuliana

A quien admiro por su dedicación, disciplina y bondad. ser tan paciente y haber permanecido incondicional creyendo que lo íbamos a lograr.

Y a todas las lindas personas que me acompañaron en mí proceso de formación académica y que hicieron de esta etapa una de las más inolvidables.

Juan David Reyes Rueda

Agradecimientos

A Dios, por todas sus bendiciones.

A mis padres por su sacrificio y entrega hacia mí.

A mi familia quienes siempre estuvieron al pendiente de mí, por quienes me siento orgulloso y quiero dar todo para verlos siempre feliz, siendo ejemplo de vale la pena soñar,

A mis amadas tías Wanda, Amparo y Alix, a quienes llevo en mi corazón, por ser tan incondicionales y especiales conmigo, por todo el amor que me han brindado, sentirse orgullosas de mí y haber sido patrocinadoras de este sueño.

A mi querida Nonita Fanny quien me motivo a inscribirme a la UIS, estuvo al pendiente de mi y en mi estancia en Bucaramanga fue mi segunda madre y por siempre estará en mi corazón.

A mi querida prima Daliana quien me brindo su cariño y alegría en mi proceso académico, quien con su carisma siempre me motivo hacer las cosas con amor y excelencia.

A mi querida amiga Danna por enseñarme que la vida es más bonita con su alegría

A la Universidad Industrial de Santander por abrirme sus puertas y darme la oportunidad y las herramientas para alcanzar una alta formación personal y profesional.

A mi estimado director, el ingeniero Carlos Augusto Godoy, por darme el honor de ser su estudiante, compartir conmigo sus conocimientos, consejos de la vida y enseñarme que siempre hay que ir más allá en nuestros objetivos.

A mi respetado codirector Hernando Guerrero por sus concejos, su dedicación y deseo que siempre diésemos lo mejor de nosotros.

Juan David Reyes Rueda.

Tabla de contenido

	Pág.
Introducción.....	15
Marco teórico.....	17
1. Gas natural y su procesamiento	17
1.1. Propiedades fisicoquímicas	18
1.2. Composición del gas natural	19
1.3. Tratamiento de gas natural	20
1.4. Endulzamiento del gas natural.....	21
1.4.1. Procesos con solventes químicos	21
1.4.1.1. Proceso de endulzamiento con aminas.	22
1.4.2. Proceso con solventes físicos	25
1.4.3. Proceso con solventes híbridos o mixtos	26
1.4.4. Procesos de conversión directa	26
1.4.5. Membranas.....	26
1.5. Deshidratación	26
1.6. Retiro de condensados.....	27
2. Principales problemas operacionales en el proceso de endulzamiento con aminas	27
2.1. Corrosión	27
2.2. Espumas	28
2.3. Perdidas químicas	29
2.4. Regeneración térmica del solvente	29
3. Equipos del proceso de endulzamiento con aminas.....	29

3.1. Torre contactora o absorbadora	29
3.2. Tanque flash	30
3.3. Despojadora o regeneradora de amina	31
3.4. Rehervidor	31
3.5. Condensador a tope.....	32
3.6. Intercambiador de calor amina rica / amina pobre	32
4. Estado del arte.....	32
5. Objetivos	33
5.1. Objetivo general.....	33
5.2. Objetivos específicos	33
6. Metodología.....	34
6.1. Etapa 1: Revisión bibliográfica y documentación teórica.....	34
6.2. Etapa 2: determinación de las variables de diseño.....	35
6.3. Etapa 3: Definición de las especificaciones técnicas para definir las condiciones de operación.	35
7. Análisis de resultados.....	36
8. Conclusiones.....	41
9. Recomendaciones	42
Bibliografía	43
Apéndices	45

Lista de Tablas**Pág.**

Tabla 1. Especificaciones de calidad del gas natural en Colombia.....	18
Tabla 2. Composición típica del gas previo a refinación	19
Tabla 3. Comparación de los rangos de las reglas heurísticas de diseño y los rangos empleados en las simulaciones	35
Tabla 4. Tabla comparativa de la eficiencia de aminas en remoción de CO ₂ del gas natural.	36
Tabla 5. Propiedades físicas de solventes químicos.....	47
Tabla 6. Guía aproximada para procesos de amina.....	50
Tabla 7. Especificaciones del gas de entrada.....	56
Tabla 8. Análisis composicional del gas natural de entrada (caso de estudio).....	56
Tabla 9. Datos de entrada para la simulación con MEA	57
Tabla 10. Datos de entrada para la simulación con DEA.....	57
Tabla 11. Datos de entrada para la simulación con DGA	57

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. Planta de procesamiento de gas natural.....	20
Figura 2. Proceso de endulzamiento con procesos químicos	22
Figura 3. Proceso de endulzamiento de gas con aminas	23
Figure 4. Estructura química de las aminas según su clasificación	23
Figure 5. Proceso de endulzamiento con solventes físicos.....	25
Figura 6. Diagrama de metodología para el desarrollo del proyecto	34
Figura 7. Presión de vapor de los solventes químicos	49
Figura 8. Diagrama de flujo del proceso de endulzamiento de gas natural con aminas, empleando el simulador de procesos aspen HYSYS.	54
Figura 9. Diagrama de la torre contactora.....	58
Figura 10. Variables para la convergencia de la torre despojadora	59
Figura 11. especificaciones de la variable reflux ratio.....	60
Figura 12. Especificaciones de la variable ovhd vap rate	60

Lista de Gráficas**Pág.**

Gráfica 1. %CO ₂ en el gas de salida vs % másico MEA	37
Gráfica 2. %CO ₂ en el gas de salida vs % másico DEA	37
Grafica 3 %CO ₂ en el gas de salida vs % másico DGA.....	38
Gráfica 4. Perfil de la presión en la torre absorbadora.....	38
Gráfica 5. Perfil de la temperatura en la torre absorbadora.....	39
Grafica 6. Perfil de la temperatura en la torre regeneradora	40

Glosario

Absorbedora: Torre o columna que favorece el contacto entre el gas natural a ser tratado y un solvente líquido.

Aeroenfriador: Equipo utilizado para remover energía en forma de calor de un flujo de procesos usando aire como medio refrigerante.

Amina: Compuesto orgánico derivado del amoníaco que resulta de la sustitución de uno o varios de los hidrógenos de la molécula de amoníaco por otros sustituyentes o radicales.

Amina pobre: Solución de amina que después de absorber los gases ácidos del gas en el proceso de endulzamiento es despojada de esos ácidos en la torre de regeneración.

Amina rica: Compuesto orgánico que ha absorbido los gases ácidos, es decir, H_2S y CO_2 durante el proceso de endulzamiento del gas natural ácido.

Deshidratación: Extracción del agua asociada al gas natural en forma libre y de vapor.

Desorción: Es la operación unitaria contraria a la absorción, donde un gas disuelto en un líquido es despojado o liberado de la fase líquida por suministro de energía en forma de calor o una corriente gaseosa externa.

Endulzamiento: Proceso físico-químico mediante el cual se ajustan los contenidos de gases ácidos (H_2S y CO_2) de las corrientes de gas natural a los valores permitidos por la normatividad.

MMSCFD: Millones de pies cúbicos estándar por día.

Regeneradora: Torre o columna donde ocurre la desorción del CO_2 contenido en la amina rica a baja presión y alta temperatura.

Resumen

Título: Estudio Conceptual para la Implementación de una Planta de Endulzamiento de Gas en un Campo Maduro del Magdalena Medio*

Autor: Yuliana Lisbeth Cárdenas Salazar, Juan David Reyes Rueda**

Palabras Clave: Endulzamiento, Gas Natural, Aminas, Simulación.

Descripción:

El presente trabajo tiene como propósito obtener una contextualización técnica para la implementación de una planta de endulzamiento de gas natural, en un campo maduro del Magdalena Medio con base en las condiciones del caso de estudio. Actualmente, una de las principales corrientes de gas natural que ingresa a la planta de procesamiento de gas presenta un alto contenido de CO₂, el cual debe reducirse y para ello, se realizó un modelo haciendo uso del software de simulación Aspen HYSYS de la unidad de endulzamiento con aminas, para evaluar el desempeño de diferentes aminas y comparar la absorción de CO₂. De acuerdo con la información encontrada en la literatura se analizaron las aminas más mencionadas para el proceso de remoción del CO₂ las cuales fueron MEA, DEA, DGA, con el objetivo de obtener como producto final un gas que cumpla los parámetros requeridos por la operación. Se evidenció que la DGA presenta mayores rendimientos, pero a un mayor costo. Por su parte la MEA siendo esta una amina primaria es más reactiva, por tanto, requiere una menor concentración, sin embargo, presenta altos problemas de corrosión, es por eso que se planteó el uso de la DEA la cual, aunque es menos reactiva presenta una menor presión de vapor minimizando así las pérdidas de solvente, además esta tiene menor calor de reacción y requiere menos calor para la regeneración.

*Trabajo de Grado.

**Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Escuela de Ingeniería Química. Director. Carlos Augusto Godoy Ruíz. Especialista en Ingeniería del Gas. Codirector. Hernando Guerrero Amaya. PhD. Electroquímica, Ciencia y Tecnología.

Abstract

Title: Technical-Economic Conceptual Study for the Implementation of a Gas Sweetening Plant in a Mature Field of the Middle Magdalena *

Authors: Yuliana Lisbeth Cárdenas Salazar, Juan David Reyes Rueda **

Key words: Sweetening, Natural gas, Amines, Simulation.

Description:

The present work has like purpose obtain a contextualization technical for the implementation of a plant of sweetenig of natural gas, in a mature field of Magdalena Half with base in the conditions of the case of study. At present, one of the main currents of natural gas that enter to the plant of processing of gas presents a high content of CO₂, which has to reduce and for this, realised a model doing use of the software of simulation Aspen HYSYS of the unit of sweetenig with amines, to evaluate the exert of different amines and compare the absorption of CO₂. In accordance with the information found in the literature analysed the most mentioned amines for the process of removal of the CO₂ which were MEA, DEA, DGA, with the aim to obtain like final product a gas that fulfil the parameters required by the operation. Evidenced That the DGA presents greater performances but to a greater cost. By his part MEA it being this a primary amine is more reactive, therefore requires a lower concentration, however presents high problems of corrosion, that's why it posed the use of the DEA which although it is less reactive presents a lower pressure of steam minimising like this the losses of solvent, besides this has lower heat of reaction and requires less heat for the regeneration.

*Degree work.

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. Petroleum Engineering School. School of Chemical Engineering. Director. Carlos Augusto Godoy Ruiz. Gas Engineering Specialist. Co-director. Hernando Guerrero Amaya. PhD. Electrochemistry, Science and Technology.

Introducción

La composición del gas natural que fluye de un pozo puede variar según el tipo de yacimiento. Sin embargo, para que el gas sea utilizado a nivel comercial o industrial debe ser sometido a diversos tratamientos tales como el acondicionamiento, que se basa principalmente en la remoción del contenido de agua y gases ácidos que este posee. El gas natural con contenido de CO_2 (dióxido de carbono) y H_2S (sulfuro de hidrógeno) en su composición se le denomina como “gas amargo”. Los compuestos de CO_2 y H_2S son conocidos como “gases ácidos” porque en presencia de agua forman ácidos, estos componentes pueden causar problemas asociados a la corrosión en las líneas de transporte (gasoductos) y disminución del poder calorífico del gas por lo que no son deseables.

El proceso implementado para la remoción de estos gases ácidos se le conoce como “endulzamiento” y el gas natural resultante se le denomina como “gas dulce”. Cabe resaltar que el porcentaje de remoción puede variar, dependiendo de las especificaciones técnicas del proceso para el cual se desea utilizar. El Reglamento único de Transporte (RUT) en Colombia exige un contenido máximo del 2% volumen de CO_2 Y 0,25 grano/100scf de H_2S en el gas para su fiscalización, transporte y venta. Así mismo internamente en las industrias petroleras parte del gas natural es aprovechado para la generación de energía, por lo que el contenido de CO_2 y H_2S presente debe cumplir con requerimientos técnicos para su uso en los equipos de procesamiento. Actualmente existen diferentes tecnologías para llevar a cabo la remoción de contaminantes ácidos, dentro del proceso de endulzamiento a nivel industrial predomina el uso de soluciones acuosas de alconolaminas como solventes físicos y el uso de membranas cuyo interés de aplicación ha ido en aumento con los años.

El campo petrolero tomado como caso de estudio reporta una producción diaria de 2,5 MMSCFD en el que se presenta una concentración estimada de dióxido de carbono (CO_2) del 16%. La presencia de este compuesto puede ocasionar problemas de corrosión y disminución del poder calorífico del gas. De esta manera, para avanzar en la resolución del problema de la implementación de un proceso de endulzamiento de gas natural, se ha identificado que es de vital importancia preguntarse ¿Cómo deber ser el diseño del sistema de endulzamiento, para llevar la concentración del gas ácido presente a las especificaciones técnicas requeridas?

En este proyecto se plantea un estudio comparativo del proceso de endulzamiento con absorción química mediante la aplicación de diferentes aminas para la eliminación de concentraciones definidas de CO_2 y H_2S presentes en el gas natural del caso de estudio, el cual sirve como referente para la implementación de futuros sistemas de endulzamiento.

Desarrollar un modelo mediante el uso del software de simulación Aspen HYSYS para analizar la efectividad de las tecnologías con aminas en el proceso de remoción de gases contaminantes basado en las características fisicoquímicas y operativas del gas a tratar, así como en la información recopilada de la literatura para este tipo de procesos.

Con el objetivo de encaminar el análisis conceptual sobre la efectividad de las tecnologías con aminas para el endulzamiento de gas natural del caso de estudio, la realización de este proyecto abarca la simulación con tres tipos de aminas al gas de un campo maduro del Magdalena Medio, para poder definir la tecnología más eficiente en la remoción de dióxido de carbono que presenta el gas en su análisis composicional. Por ello, se desea efectuar un estudio comparativo de las tecnologías con respecto a la eficiencia de remoción de CO_2 y ventajas de operación. Relacionando sus características generales, identificando sus semejanzas y procesos adicionales que requiere cada una, el cual permitirá establecer lineamientos para seleccionar su aplicación.

Finalmente, los resultados obtenidos por medio de la simulación y su respectivo análisis sirven de soporte para la toma de decisiones preliminares en la implementación del proceso de endulzamiento en el campo maduro relacionado al caso de estudio y en futuras plantas de gas en Colombia.

Marco teórico

1. Gas natural y su procesamiento

El gas natural es un recurso no renovable formado por una mezcla de gases hidrocarburos, el combustible fósil de mayor eficiencia energética, formado principalmente por metano (alrededor del 80%), etano (6%), butano (1%) e hidrocarburos más pesados. Se considera un combustible limpio y de menor impacto ambiental con respecto a otros combustibles fósiles.

Para darle uso industrial, comercial y energético al gas natural es necesaria la eliminación o reducción de algunos componentes que vienen como contaminantes o impurezas en diferentes proporciones dependiendo del origen del gas. A continuación, se encuentran algunos de los contaminantes más importantes:

- **Hidrocarburos pesados (C_5 a C_7):** Aunque estos compuestos aportan alto calor de combustión a su poder calorífico no se desean en el gas natural, debido a que las condiciones de tratamiento, transporte, distribución y uso del gas se encuentran en estado líquido, generando así problemas en las etapas de procesamiento y transporte.
- **Dióxido de carbono (CO_2):** Es uno de los componentes ácidos del gas natural que pueden generar corrosión ácida y/o taponamiento por formación de ácido carbónico en los equipos de proceso y los sistemas de transporte del gas natural.
- **Ácido sulfhídrico y mercaptanos (H_2S y $R-SH$):** Son componentes ácidos del gas natural que pueden ser tóxicos directamente o debido a los productos que se generan en la combustión ocasionando corrosión ácida y taponamiento en los equipos de proceso y los sistemas de transporte del gas natural.
- **Agua (H_2O):** Puede generar la formación de hidratos de carbono y taponar los sistemas de transporte del gas natural, adicionalmente aporta a la corrosión de equipos.

El gas natural puede ser clasificado de acuerdo a su composición:

- Contenido de hidrocarburos líquidos

Gas rico: Gas con un alto porcentaje de hidrocarburos pesados (C_{5+}) que forman una fase líquida y se conocen como condensados, estos hidrocarburos se deben retirar del gas y se utilizan en la etapa de producción de gasolinas y petroquímicos básicos con un mayor valor agregado (Kidnay y Parrish, 2006).

Gas pobre: Gas cuyo principal componente es metano y tiene un contenido mínimo de hidrocarburos pesados normalmente menor a 1 GPM de hidrocarburos recuperables por cada 1000 Ft³ de gas (Kidnay y Parrish, 2006).

- Contenido de gases ácidos (CO_2 y H_2S)

Gas dulce: Gas con una concentración de CO_2 inferior a 2% volumétrico y H_2S inferior a 6 mg/m³ (0,25 grano/100PCS o 4ppmv).

Gas agrio: Gas que tiene contiene una concentración de alguno de los gases ácidos (CO_2 y H_2S) por fuera de las especificaciones de la normativa y que puede ocasionar problemas de corrosión y toxicidad.

1.1. Propiedades fisicoquímicas

La especificación de calidad del gas natural para entrega al sistema de transporte nacional en Colombia debe cumplir con lo establecido en la normatividad vigente. En la (**Tabla 1**) se presentan las características principales para el transporte del gas natural con el único fin de tener el gas de salida a las condiciones que se tienen en cuenta en la resolución actual 071 de 1999.

Tabla 1. Especificaciones de calidad del gas natural en Colombia

Especificaciones	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GVH)	42,8 MJ/m ³	1,150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GVH)	35,4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³

Contenido liquido	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H ₂ S máximo	6 mg/ m ³	0,25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1,0 grano/100PCS
Contenido de CO ₂ máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N ₂ máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0,1%	0,1%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6,0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máxima	49 °C	120 °F
Temperatura de entrega mínima	4,5 °C	40 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión	1,6 mg/m ³	0,7 grano/1000 pc

Fuente: Comisión de Regulación de Energía y Gas 1999) (Comisión de Regulación de Energía y Gas 2008) (Modificada).

1.2. Composición del gas natural

La composición del gas natural varía de acuerdo al campo de extracción de donde se obtenga y a las condiciones de operación de la extracción. En la **Tabla 2** se presentan rangos de composición genérica del gas natural antes de ser tratado.

Tabla 2. Composición típica del gas previo a refinación

Especificaciones	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Metano	CH ₄	>85
Etano	C ₂ H ₆	3-8
Propano	C ₃ H ₈	1-2
Butano	C ₄ H ₁₀	<1
Pentano	C ₅ H ₁₂	<1
Dióxido de Carbono	CO ₂	1-2
Sulfuro de Hidrogeno	H ₂ S	<1
Nitrógeno	N ₂	1-5
Helio	He	<0.5

Fuente: Natural Gas a Basic Handbook (2007). Houston, Texas: Gulf Publish Company (modificada)

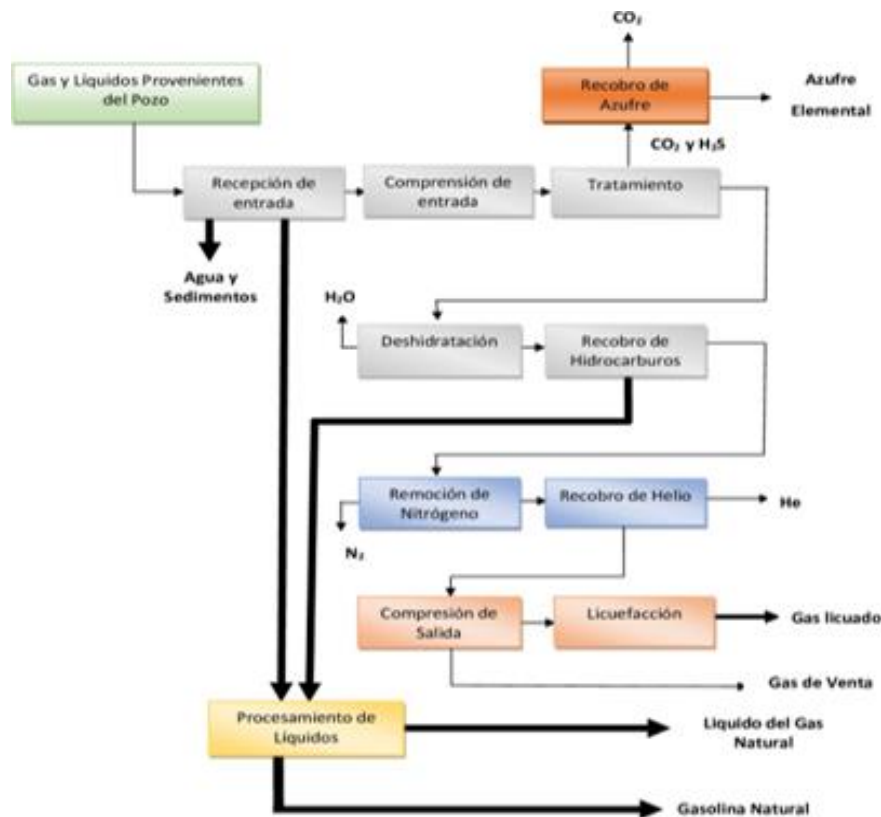
1.3. Tratamiento de gas natural

Generalmente, las plantas de gas involucran diferentes procesos para el acondicionamiento del gas natural, entre ellos encontramos:

- Endulzamiento
- Deshidratación
- Retiro de Condensados

Con el único fin de garantizar la eliminación o reducción de gases ácidos (H_2S y CO_2), y de esta manera obtener un gas natural de alta calidad cumpliendo con los respectivos valores permitidos por la normativa actual vigente, teniendo en cuenta que si no se encuentra en el rango de valores autorizados este no podrá ser transportado y/o comercializado. A continuación, la **Figura 1** permite visualizar un diagrama esquemático de las etapas de tratamiento y acondicionamiento general de una planta de procesamiento de gas natural.

Figura 1. planta de procesamiento de gas natural



Fuente: Kidnay, A. Parrish, William R. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Second edition. Taylor & Francis Group 2006 (Modificada).

1.4. Endulzamiento del gas natural

Los gases ácidos y otros compuestos como los mercaptanos son separados del gas por medio de diferentes procesos según sean sus condiciones de operación, esto es debido a que dichos componentes forman soluciones acidas en presencia de agua. Así pues, lo que se desea con estos procesos es remover las impurezas de los compuestos ácidos, con el objetivo de obtener un gas natural hasta los límites de calidad exigidos por la regulación para su transporte, distribución y comercialización.

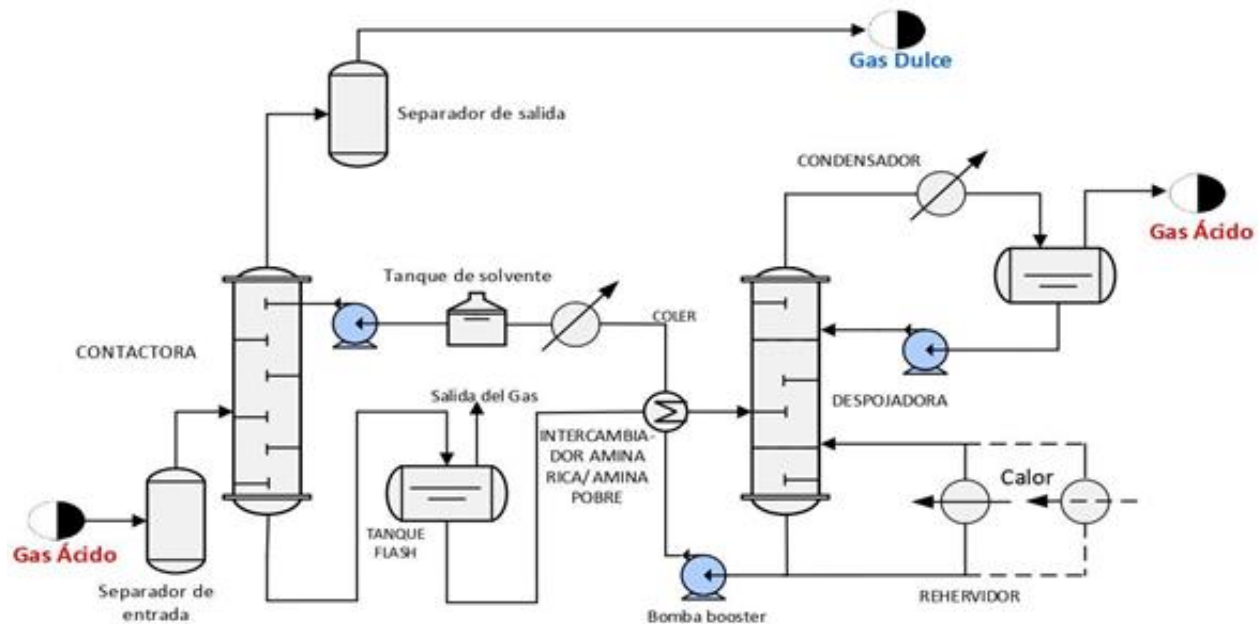
Los procesos de endulzamiento más importantes son:

- Procesos con solventes químicos
- Procesos con solventes físicos
- Procesos con solventes híbridos o mixtos
- Procesos de conversión directa.
- Membranas

1.4.1. *Procesos con solventes químicos*

Generalmente la absorción química forma parte de los procesos frecuentemente implementados. Durante su desarrollo, los componentes ácidos del gas natural reaccionan químicamente con componentes activos (como las alcanolaminas) para formar compuestos inestables en el solvente que circula al interior de la planta. La solución rica e inestable se puede separar en sus componentes originales por medio de la aplicación calor y/o por reducción de la presión de operación, liberando el gas ácido y regenerando el solvente. Una vez que la solución se regenera, se envía de regreso a la unidad de contacto, donde tiene lugar el proceso de absorción, que se logra mediante la fuerza de la presión parcial del gas en el líquido. La **Figura 2** muestra el diagrama de un proceso de endulzamiento con solventes químicos.

En general, los solventes químicos presentan alta eficiencia en la eliminación de gases ácidos, aun cuando se trate de un gas de alimentación con baja presión de CO_2 . Por último, unas de las desventajas de los solventes químicos son: la demanda energética, la naturaleza corrosiva y la limitada carga de gas ácido en la solución, debido a la estequiometría de las reacciones.

Figura 2. Proceso de endulzamiento con procesos químicos

Fuente: Gas Processors Suppliers Association. Engineering data book. Chapter 21. Ed. 12. Tulsa, Oklahoma. United States.: 2004. p. 6 (Modificada)

1.4.1.1. Proceso de endulzamiento con aminas.

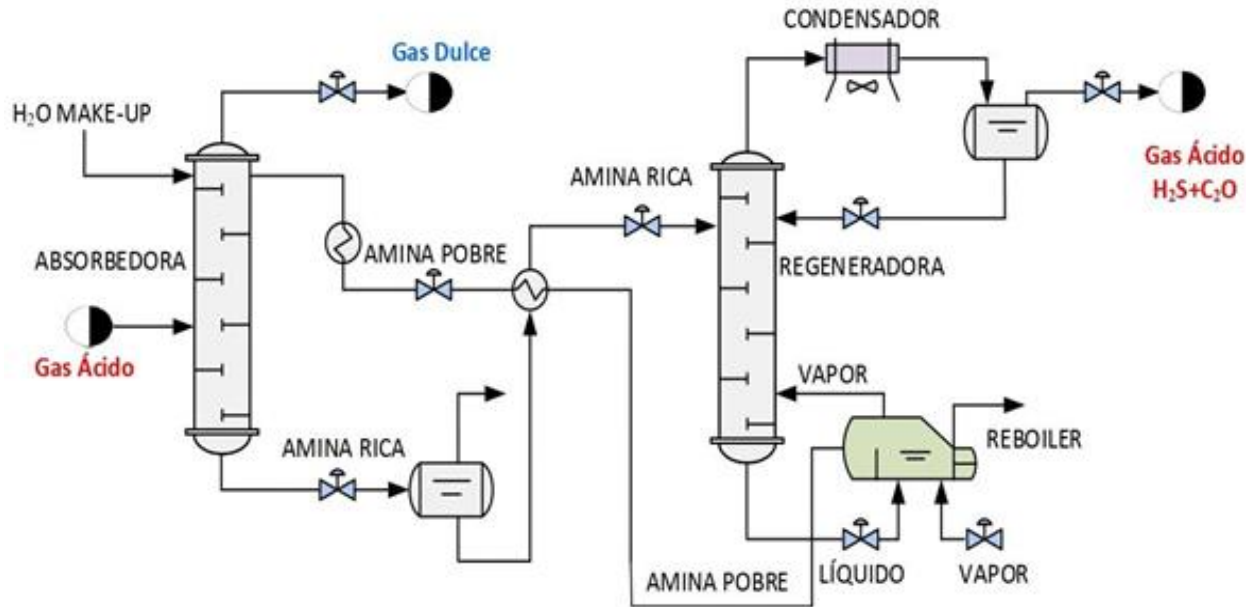
Este tipo de proceso implica el contacto de una fase hidrocarbonada de baja densidad (líquido o gas) con una fase líquida inmiscible más pesada (Solución acuosa de alcanolamina). Donde el CO_2 y H_2S en la fase de hidrocarburo se transfieren a la fase acuosa reaccionando con la amina. La solución de amina gastada se remueve de la torre absorbidora, se regenera y se recicla. La **Figura 3** corresponde al diagrama del proceso de endulzamiento con aminas.

Las alcanolaminas son las más aceptadas entre los distintos disolventes químicos disponibles para la eliminación o reducción de H_2S y CO_2 . Debido a que en su estructura química llevan la presencia de un grupo OH que permite que estos compuestos sean denominados “olaminas” en lugar de simples “aminas”.

Estas se clasifican en aminas primarias, secundarias o terciarias como se muestra en la **Figura 4** todo dependiendo del número de grupos orgánicos enlazados al átomo central de

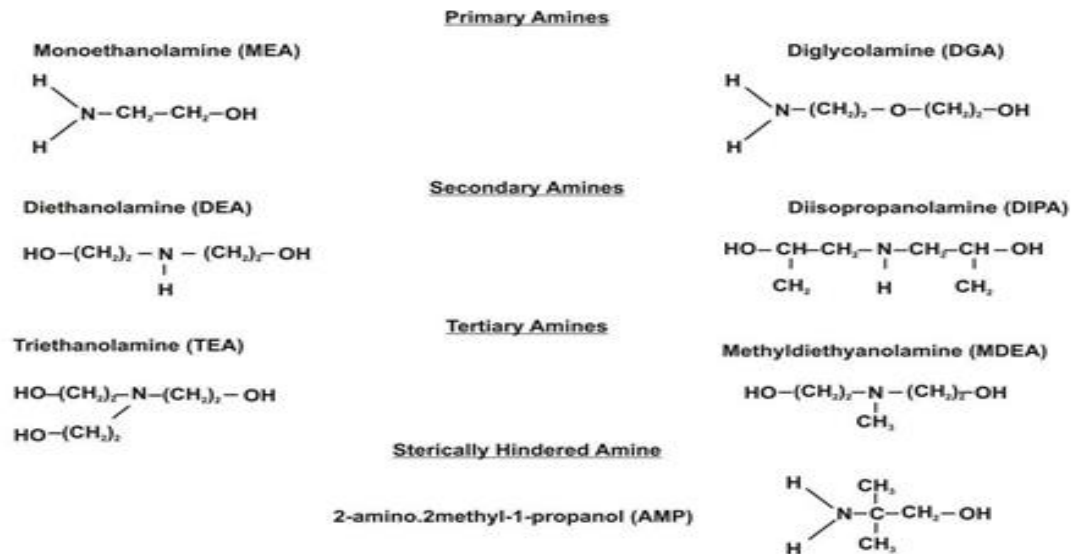
nitrógeno presente en su cadena estructural. Es decir, el nivel de sustitución del hidrógeno otorga el nombre de primaria, secundaria o terciarias.

Figura 3. Proceso de endulzamiento de gas con aminas



Fuente: Gas Processors Suppliers Association. Engineering data book. Chapter 21. Ed. 12. Tulsa, Oklahoma. United States.: 2004. p. 6 (Modificada).

Figure 4. Estructura química de las aminas según su clasificación



Fuente: Kindray, A. Y Parrish, W. Fundamentals of natural gas processing. Columbus, Ohio. United States.: Taylor and Francis group. 2006. (Modificada).

Todas las aminas provienen del amoníaco (NH_3), sin embargo, las aminas primarias son bases más fuertes que las secundarias, que a su vez son más fuertes que las aminas terciarias. En conclusión, entre más fuerte sea la base de amina mayor reactividad hacia los gases CO_2 y H_2S formando enlaces químicos fuertes.

Las aminas más comunes para este proceso son:

- Monoetanolamina (MEA)
- Dietanolamina (DEA)
- Di-isopropanolamina (DIPA)
- Diglicolamina (DGA)
- Metil-dietanolamina (MDEA)

Monoetanolamina (MEA): fue el primer solvente usado para las aplicaciones de tratamiento de gas natural, es la más reactiva de las etanolaminas. Se utiliza preferencialmente en procesos no selectivos de remoción del (CO_2 y H_2S), aunque algunas impurezas tales como el sulfuro de carbonilo (COS), sulfuro de carbono (CS_2) y el oxígeno tienden a degradar la solución. Por otro lado, se logran concentraciones muy bajas de (CO_2 y H_2S)

Dietanolamina (DEA): es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la solución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas. La reacción de DEA con (COS y CS_2) es más lenta que con la MEA, y los productos de la reacción son distintos, lo que causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases. Por otro lado, esta amina tiene menor calor de reacción y requiere menos calor para la regeneración.

Di-isopropanolamina (DIPA): es una amina secundaria como la DEA, tiene una gran capacidad para transportar gas ácido, pero debido al alto peso molecular del solvente, requiere de tasas máscas muy altas. Difícilmente puede competir en la remoción de CO_2 con respecto a las demás aminas, pero sí, en la remoción de H_2S donde es más eficiente.

Diglicolamina (DGA): es una amina primaria como la MEA en cuanto a la reactividad, pero tiene mejor estabilidad y baja presión de vapor, lo cual permite el uso de concentraciones relativamente altas, aunque una de las desventajas de la DGA es que su es de las más costosas en comparación con las demás aminas.

El proceso con solvente físico se caracteriza por la capacidad de absorber el gas contaminante en solución sin que se produzca una reacción química entre el contaminante y el solvente, es comúnmente encontrado en aplicaciones para endulzamiento de gas de síntesis, su selección depende de la presión parcial del CO₂ en la corriente de gas ya que trabajan a altas presiones mayores de 500 psia además depende de la temperatura, bajas temperaturas aumentan la solubilidad, sin embargo la temperatura no es un factor que influya tanto como la presión. Entre sus desventajas se encuentra el arrastre de hidrocarburos C₃₊ el cual disminuye con el contenido de agua. A continuación, la **Figura 5** permite observar el diagrama del proceso general del endulzamiento con solventes químicos.

Diagrama de flujo de un sistema de procesamiento de gas ácido:

- Gas Ácido** (rojo) entra en un separador.
- El líquido se bombea a una **CONTACTORA** donde se enfría (**COLER**).
- El líquido luego pasa por una **TURBINA RECIBRO DE** y un **COMPRESOR** antes de entrar en una serie de **SEPARADORES FLASH** que liberan **CO₂**.
- El gas se dirige a un **BOMBA BOOSTER** y luego a un **H₂S STRIPPER** donde se calienta (**Calor**).
- El gas sale como **H₂S & Stripping Gas** y el líquido se enfría (**COLER**) y se regenera como **Solvente Regenerado**.
- El gas también puede salir como **Gas Dulce**.

Fuente: Gas Processors Suppliers Association. Engineering data book. Chapter 21. Ed. 12. Tulsa, Oklahoma. United States.; 2004. p. 6 (Modificada)

1.4.3. *Proceso con solventes híbridos o mixtos*

En este tipo de proceso, como su nombre lo indica se trabajan en conjunto los solventes físicos y químicos, en efecto, el mismo presenta las características de ambos. La regeneración se logra por la separación en múltiples etapas y fraccionamiento. Se puede remover CO_2 , H_2S , COS y CS_2 y mercaptanos dependiendo de la composición del solvente. La selectividad hacia el H_2S se logra ajustando la composición del solvente y/o el tiempo de contacto. Los principales procesos comerciales que utilizan solventes híbridos son: Sulfinol-D, Sulfinol-M y Optisol.

1.4.4. *Procesos de conversión directa*

Los procesos de conversión directa se caracterizan por la selectividad hacia la remoción del H_2S . El sulfuro de hidrógeno es removido de la corriente de gas por un solvente que circula dentro del sistema el cual puede ser reducido fácilmente por el H_2S y rápidamente ser oxidado por el aire, produciendo azufre elemental.

1.4.5. *Membranas*

Este proceso de endulzamiento es una tecnología relativamente nueva, cuyo interés principal es la separación de un gas ácido. La separación se logra aprovechando la ventaja de las diferencias de afinidad/difusividad. Los compuestos tales como el H_2O , CO_2 , y el H_2S son altos difusores, lo cual indica que se puedan colar a través de una membrana más fácilmente que los hidrocarburos, con la misma fuerza motriz. Los gases lentos, son aquellos que tienden a permanecer detrás y que no atraviesan la membrana, un ejemplo de ellos son los hidrocarburos alifáticos y el nitrógeno. La fuerza motriz requerida para lograr que los gases se difundan es generalmente alta (1.000,0 psig).

1.5. *Deshidratación*

El gas natural normalmente desde su formación geológica viene saturado con agua o puede que este se sature durante procesos de endulzamiento con solvente, por esta razón la deshidratación del gas es necesario para llevarlo a las especificaciones reglamentarias para su transporte y/o comercialización. El agua debe ser retirada para evitar la formación de hidratos que

obstruyan los sistemas de transporte, reducir en lo posible que el vapor de agua se condense en las tuberías ocasionando problemas de erosión y corrosión, otra pauta necesaria a tener en cuenta es que, si el vapor de agua aumenta, el volumen del gas también aumentaría disminuyendo de manera directa su poder calorífico y afectando su calidad.

1.6. Retiro de condensados

Gran parte del gas natural producido en cabeza de pozo, ya sea gas libre o gas asociado, se encuentra saturado con hidrocarburos de alto peso molecular (C_{3+}) que se deben retirar del gas natural para uso comercial garantizando la calidad requerida. Estos hidrocarburos por su alto peso molecular poseen un alto poder calorífico.

Durante el proceso se debe enfriar el gas con el fin de condensar los hidrocarburos más pesados, teniendo en cuenta que debe mantenerse la temperatura entre 0 y 5°C (32 – 40 °F) y si además se desea recuperar etano, la temperatura de enfriamiento debe encontrarse entre -17 y -40 °C (0 a -40°F).

2. Principales problemas operacionales en el proceso de endulzamiento con aminas

2.1. Corrosión

La corrosión es más severa en sistemas de aminas que remuevan únicamente CO_2 . Las áreas más críticas para la corrosión están relacionadas con las partes del proceso donde la temperatura es alta, como en intercambiadores de calor, regeneradores y calderas. La tasa de corrosión también es alta en puntos de alta turbulencia o donde el material es más susceptible a la corrosión (soldaduras). Es generada por:

- Gases ácidos en solución de amina y agua
- Degradación de COS, RSH
- Alta carga ácida en amina rica y alta temperatura
- Alta carga ácida en amina pobre y alta temperatura

- Alta velocidad en líneas y reducciones

Se debe considerar:

- Inhibidores de corrosión
- Incrementar tasa de amina para disminuir la carga ácida en la amina rica
- Mejorar el despojo para reducir la carga ácida en la amina pobre
- Usar mínimas velocidades de operación para las bombas
- Eliminar todos los sólidos del sistema

2.2. Espumas

Cuando se desarrolla una capa estable de espuma, la solución de amina puede ser arrastrada al tope de la torre contactora o absorbedora con el gas tratado, generando altas pérdidas de aminas y un pobre contacto entre el gas ácido y la solución de aminas. Los problemas de espuma usualmente se manifiestan por una severa caída de presión. Algunos de los inconvenientes generados por la formación de espumas son:

- Reducción del funcionamiento de la planta
- Incremento de las pérdidas de amina
- Regeneración inadecuada
- Disminución de la eficiencia del endulzamiento

Los promotores de espumas pueden ser:

- Sólidos suspendidos finamente divididos
- Hidrocarburos disueltos
- Subproductos de la degradación
- Grasa de las válvulas
- Altas velocidades de contacto vapor – líquido

Solución al problema de espumas:

- Una apropiada filtración
- Una adecuada operación de recuperación de aminas

- Uso de antiespumantes

2.3. Pérdidas químicas

En la mayoría de los procesos químicos se evidencian pérdidas de solventes. Para el caso del proceso de endulzamiento de gas natural con aminas su pérdida se debe principalmente a la volatilidad intrínseca de las alcanoaminas y su degradación.

Causas:

- Vaporización
- Arrastre
- Degradación y remoción de subproductos de degradación

2.4. Regeneración térmica del solvente

La operación de regeneración de amina depende de la extracción suficiente de gas ácido de la solución de la amina rica. Para que la solución de amina no alcance altos niveles de producto degradado, se hace necesaria una purga constante de una cantidad baja de la corriente de amina pobre que sale de la torre despojadora (aproximadamente 5%) para su posterior regeneración, y eliminar una parte de la misma como producto degradado.

3. Equipos del proceso de endulzamiento con aminas

3.1. Torre contactora o absorbedora

Esta torre puede ser de platos o empacada para lograr el contacto entre el gas ácido y la solución de amina. En ella ocurre la transferencia de masa de los gases ácidos contenidos en el gas, al solvente de endulzamiento. Cuando el solvente es amina, la absorción es por reacción química la cual es exotérmica y hace que se incremente levemente la temperatura de salida de la solución. El incremento en temperatura depende de la concentración de los gases ácidos en el gas agrio y la carga molar. La solución rica sale por el fondo de la torre usando válvulas de control de nivel y presión. La presión de operación de la contactora puede variar considerablemente de planta a planta, pero en operaciones de alta presión, la mayoría de ellas opera en el rango de 950 a 1,000

psia, de forma que el gas dulce puede entrar a la línea de gas de producto final a un nivel de presión de 900 psig o más.

Los depósitos de sedimentos sobre los platos o sobre el empaque causan espumas, altas pérdidas de aminas y deficiente remoción de gases ácidos, por esta razón, deben mantenerse limpios. La temperatura del gas de entrada debe mantenerse entre 100 y 110°F para obtener una buena remoción del gas ácido y bajas pérdidas de aminas; la temperatura de la solución limpia de amina que entra a la absorbidora debe estar por lo menos 10°F más alta que la del gas de alimento para prevenir condensación de hidrocarburos y la consecuente formación de espumas y el espaciamiento entre platos es generalmente de 24 pulgadas.

El diámetro de la torre contactora (absorbidora) se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$Dc = 44 * \sqrt{\frac{Qg}{\sqrt{p}}} \quad \text{Ecuación 1.}$$

Donde:

D = Diámetro de la torre contactora, (in)

Qg = Tasa de gas, (MMFSCD)

P = Presión de la torre contactora, (psia)

Similarmente el diámetro del fondo la torre regeneradora por debajo del punto de alimento puede ser calculado con la siguiente ecuación:

$$Dr = 3 * \sqrt{gpm} \quad \text{Ecuación 2.}$$

Donde:

D = Diámetro del fondo de la torre regeneradora, (in)

gpm = Tasa de circulación de amina, (galones por minuto)

El diámetro de la parte superior de la torre regeneradora por encima del punto de alimento puede ser considerado como 0.67 veces el diámetro del fondo.

3.2. Tanque flash

Es un tanque de separación utilizado para remover los componentes hidrocarburos de la corriente de amina rica. Permite usar el gas hidrocarburo que se libera como combustible.

Generalmente, en su diseño el tiempo de retención varía entre 2 y 3 minutos y un nivel de operación del 50% líquido.

3.3. Despojadora o regeneradora de amina

Las reacciones químicas por las cuales los gases ácidos son removidos por el solvente en la contactora tienen que ser revertidas (reacción inversa), para transformar la amina rica en amina pobre. Esto se hace disminuyendo la presión de la solución a alrededor de 10 a 20 psig y calentando a la temperatura de ebullición a esta presión.

La solución rica entra a la despojadora por la parte media superior de la torre. La fuente de calor para el despojo está en el fondo de la torre suministrada por el rehervidor, en el cual se calienta el líquido a su punto de ebullición con vapor de agua. Los vapores del rehervidor entran a la despojadora por debajo del plato de alimento y a medida que ascienden suministran el calor para despojar los gases ácidos de la solución rica. La solución regenerada ahora pobre, sale por el fondo o por el rehervidor de la torre y los componentes ácidos por el tope.

El buen funcionamiento de una planta de endulzamiento de gas con amina depende principalmente:

- Que las moléculas de H_2S y CO_2 sean absorbidas por la amina con suficiente energía en la torre absorbidora para que no se desprendan fácilmente de la molécula de amina en todo su recorrido como amina rica hasta no llegar a su destino final que es la torre regeneradora.
- Que la amina pobre o regenerada que sale del fondo de la regeneradora, esté totalmente libre de H_2S y CO_2 . De no ser así, la amina "pobre" llegaría cargada de ácidos a la absorbidora teniendo menor capacidad de absorción y generando corrosión en su camino. Todo este trabajo de buena regeneración se debe realizar empleando la menor cantidad de energía posible.

3.4. Rehervidor

El rehervidor proporciona el calor necesario para remover los componentes ácidos que lleva la amina rica para transformarla en amina pobre. La precaución principal que debe tenerse en esta operación es no exponer el solvente a temperaturas que puedan descomponerlo. Por lo

tanto, el medio de calentamiento en el rehervidor no debe estar por encima de 340°F. El calor puede ser suministrado por vapor de agua o glicol caliente en un rehervidor de casco y tubos, o por un horno de fuego directo, el cual se diseña para que la temperatura máxima de pared en los tubos sea la requerida para calentar la solución pero que se evite la degradación térmica. El *duty* del rehervidor de amina varía con el diseño del sistema. A mayor *duty* del rehervidor mayor será el *duty* del condensador ubicado en el tope de la torre despojadora, mayor será la relación de reflujo y menor será el número de platos requerido en la torre despojadora.

3.5. Condensador a tope

Los condensadores generalmente son enfriadores con aire. La temperatura de entrada al enfriador puede calcularse conociendo la presión parcial de la corriente de tope para determinar la temperatura a partir de las tablas de vapor. La temperatura de salida del enfriador esta aproximadamente entre los 130 y 145 °F todo depende de la temperatura presente en el ambiente.

3.6. Intercambiador de calor amina rica / amina pobre

Los intercambiadores de calor son generalmente de tubo y carcasa, en los cuales la amina rica corrosiva circula por entre los tubos. El objetivo de este intercambiador es reducir el *duty* del rehervidor para recuperar algo del calor sensible de la amina pobre. Para el diseño generalmente se asume una aproximación de 30°F de intercambio de calor.

4. Estado del arte

El gas natural, aunque es un recurso no renovable, desde los años 90 se ha ido situando como una fuente de energía alternativa al petróleo por aspectos importantes como la viabilidad económica dado el bajo costo para la generación de energía, y el crecimiento de la demanda global de energía primaria, con un aumento del 2,9% anual, el más rápido desde 2010. En el contexto nacional, se prevé que la producción disminuirá hacia el año 2025 de forma constante. Debido a esto, se plantea una producción constante de los campos de Cusiana, Cupiagua y Magdalena Medio que permitan afrontar la disminución en la producción.

Con esta perspectiva de aumento en la demanda interna, pero disminución en la producción. Se articulan algunos estudios e investigaciones realizados en el área de endulzamiento de gas natural, con el fin de brindar una base en el desarrollo de futuras plantas con mejor rendimiento del proceso.

En 2005 se compararon diferentes soluciones de amina para el endulzamiento de un gas natural con 5,6 % de CO₂, obteniendo un gas dulce de mejor calidad al aumentar la concentración de amina y la presión y disminuir la temperatura en la absorbadora.

En 2009 se estudió conceptualmente diferentes tecnologías presentes para el endulzamiento, deshidratación y recuperación de hidrocarburos pesados para cuatro tipos de gas natural planteando diferentes métodos para tratar cada uno de los gases mediante el software de simulación HYSYS.

En 2015 se estableció una metodología para la comparación y selección diferentes alternativas de plantas de tratamiento de gas natural asociado, teniendo presente diferentes condiciones de entrada del gas, como cantidad de hidrocarburos condensables, flujo de gas a tratar y temperatura de entrada del gas.

5. Objetivos

5.1. Objetivo general

Realizar un estudio conceptual para la implementación de una planta de endulzamiento de gas en un campo maduro del Magdalena Medio.

5.2. Objetivos específicos

Identificar las características fisicoquímicas y condiciones operacionales del gas a tratar mediante análisis composicional y obtención de información de campo para definir las condiciones de entrada al sistema de endulzamiento a proponer.

Establecer las principales variables de diseño de una unidad de endulzamiento con aminas apoyado en una revisión bibliográfica que permitan acotar el correspondiente diseño.

Elaborar un modelo mediante software de simulación basado en las características fisicoquímicas y operativas del gas a tratar junto con la información de la revisión bibliográfica para definir las condiciones de esta planta de endulzamiento y el tipo de solvente.

6. Metodología

La presente metodología tiene como principal intención brindar lineamientos conceptuales para dar cumplimiento a los objetivos específicos de este proyecto, en el que se establece un plan de trabajo estructurado mediante la siguiente hoja de ruta **Figura 6**, en la cual se evidencian las etapas desarrolladas en su respectivo orden.

Figura 6. Diagrama de metodología para el desarrollo del proyecto



6.1. Etapa 1: Revisión bibliográfica y documentación teórica.

Durante esta etapa se realizó la recopilación bibliográfica, donde se consultaron bases de datos con información relacionada a sistemas de endulzamiento, principalmente al proceso de absorción con aminas, características, condiciones de diseño, operación, procesos de optimización y selección de las mismas, lo que permitió establecer las principales etapas del proceso y sus requerimientos técnicos. Adicionalmente se obtuvo información acerca del simulador de procesos (**Aspen HYSYS**), software que contiene un paquete especializado de datos químicos y físicos requeridos para el modelamiento de este tipo de procesos.

Finalmente, en el desarrollo de esta etapa del proyecto se obtuvo el análisis composicional del gas natural de entrada, proveniente de la unidad deshidratadora del campo, en el cual se detallan las concentraciones de gases contaminantes presentes e hidrocarburos. Lo que permitió definir sus condiciones operacionales y su caracterización fisicoquímica. Clasificándolo como “gas amargo” de acuerdo a su porcentaje en presencia de CO₂.

6.2. Etapa 2: determinación de las variables de diseño.

Con el fin de lograr un correcto diseño del sistema de endulzamiento de acuerdo con los requerimientos y especificaciones técnicas en esta etapa del proceso, se recolectó información sobre los parámetros y variables involucradas, con el fin de llevar a cabo el diseño del proceso con las condiciones que presentaba el gas de entrada. En primer lugar, se seleccionaron las alcanolaminas más usadas para la aplicación asociada en el caso de estudio. Las cuáles serán evaluadas en el modelo de simulación. La temperatura y presión en la torre de absorción es también fundamentada por estudios actuales reportados, por consiguiente, basados en la heurística se selecciona una torre de 18 platos teniendo en cuenta el flujo de gas de entrada, su temperatura y presión.

6.3. Etapa 3: Definición de las especificaciones técnicas para definir las condiciones de operación.

Para definir las condiciones de operación en los equipos de proceso se tomó como punto de partida las reglas de heurística. Las cuales fueron empleadas para elaborar la simulación del sistema de endulzamiento teniendo presente las características fisicoquímicas y operativas del gas natural a tratar y de la alcanolaminas a utilizar. Posteriormente se compararon los valores obtenidos en el modelamiento, utilizando rangos más amplios que los citados en las reglas empíricas. En la **Tabla 3** se observan las reglas de heurística evaluadas con sus valores recomendados y los rangos usados en las simulaciones.

Tabla 3. Comparación de los rangos de las reglas heurísticas de diseño y los rangos empleados en las simulaciones

Parámetro	Reglas de heurística	Rango de simulación
Temperatura de la amina a la entrada del absorbedora [°F]	109	80 - 120

Temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor [°F]	210,2	170 - 250
Presión del rehervidor [psi]	30,4- 32	25,6 – 39,7

Fuente: C. E. Londoño Sánchez, S. L. Villegas Busto, “Evaluación Del Efecto De Diferentes Formulaciones De Aminas Sobre El Desempeño De Una Planta De Endulzamiento.,” Univ. Ind. Santander, 2015.

7. Análisis de resultados

Las simulaciones presentes en este proyecto se desarrollaron con base al esquema tradicional de un proceso de endulzamiento con aminas, en el cual para cada tecnología se variaron las condiciones de la corriente que ingresaban a la torre absorbidora denominada como amina pobre (porcentaje en peso y flujo volumétrico), así como las condiciones de presión y temperatura a lo largo del diseño, En el **Anexo D**, se dispone el capítulo de la simulación correspondiente al caso de estudio.

Tabla 4. Tabla comparativa de la eficiencia de aminas en remoción de CO₂ del gas natural.

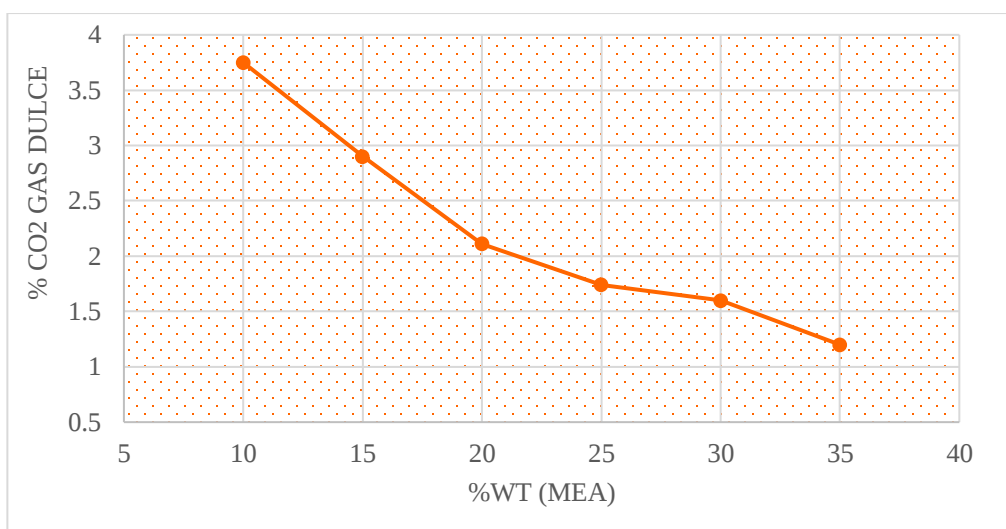
AMINA	Porcentaje en peso (% Wt)	Porcentaje de CO ₂ Removido del gas de entrada	Fracción de CO ₂ en la corriente de gas dulce [Xn]
MEA	15	81,517%	0,0290 molar
	20	86,552%	0,0211 molar
	25	88,910%	0,0174 molar
DEA	30	82,664%	0,0272 molar
	35	86,488%	0,0212 molar
	40	90,504%	0,0149 molar
DGA	50	85,022%	0,0235 molar
	55	88,082%	0,0187 molar
	60	91,013%	0,0141 molar

Fuente: Autores.

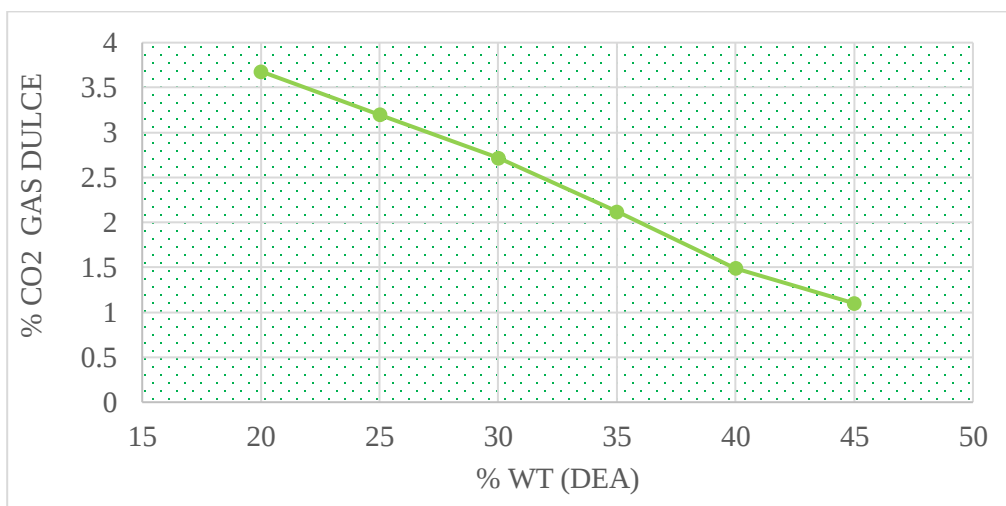
En las **gráficas 1, 2 y 3** se analiza el %CO₂ presente en el gas dulce, con respecto a las concentraciones másicas en la solución acuosa de MEA, DEA y DGA respectivamente.

Se puede concluir en cada una de las gráficas que sí aumentamos el flujo molar de amina, mayor será su remoción de gas ácido. Además, se puede observar que a partir de una concentración másica del 21% de MEA, 36% de DEA y 54% de DGA aproximadamente, cumplen con el requerimiento de la normativa vigente en cuanto al %CO₂ en el gas de salida. Sin embargo, la selección de la composición óptima también depende de otros parámetros como los valores de carga acida en la amina rica y en la amina pobre.

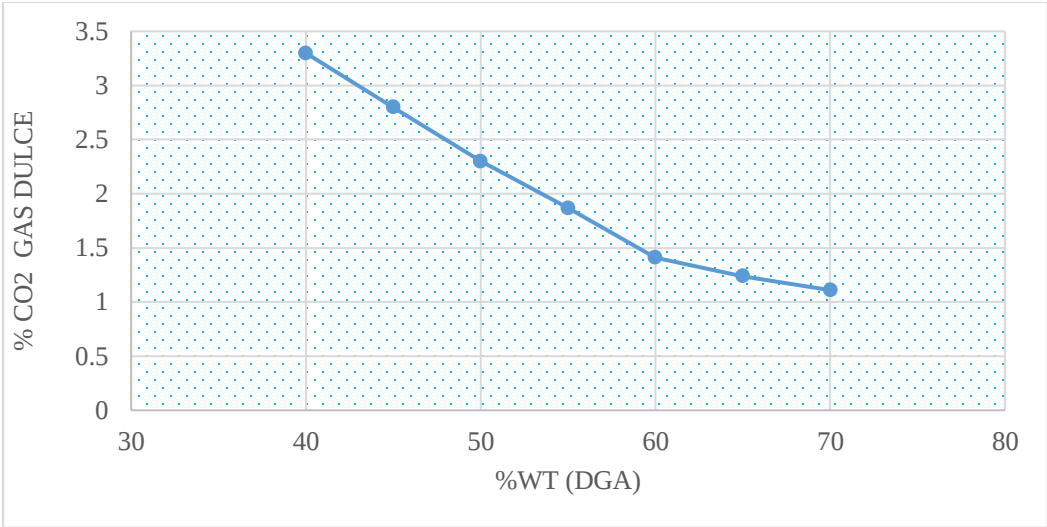
Gráfica 1. %CO₂ en el gas de salida vs % másico MEA



Gráfica 2. %CO₂ en el gas de salida vs % másico DEA

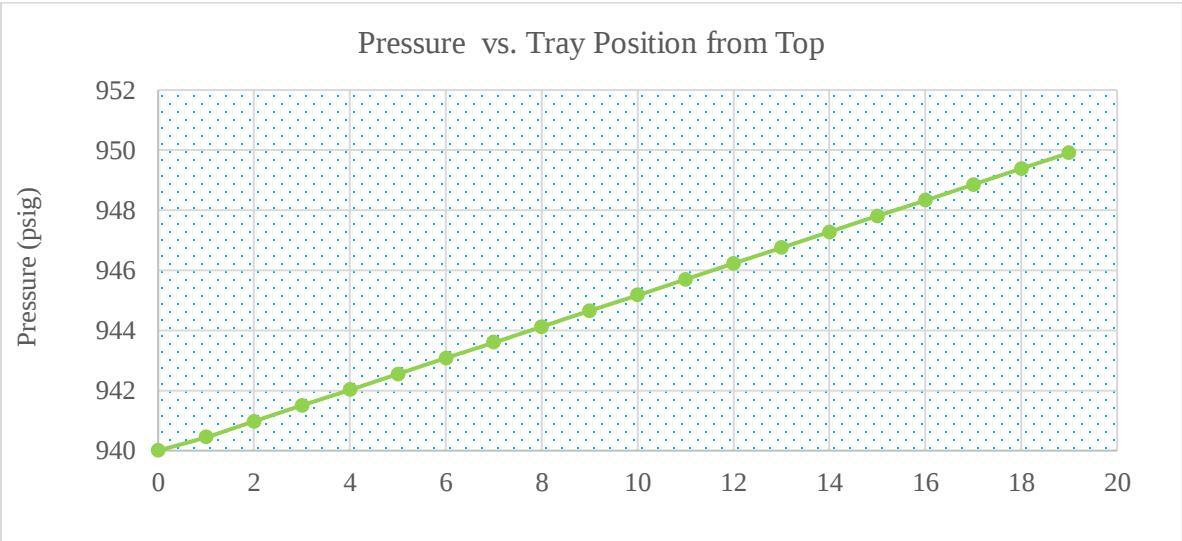


Grafica 3 %CO₂ en el gas de salida vs % másico DGA



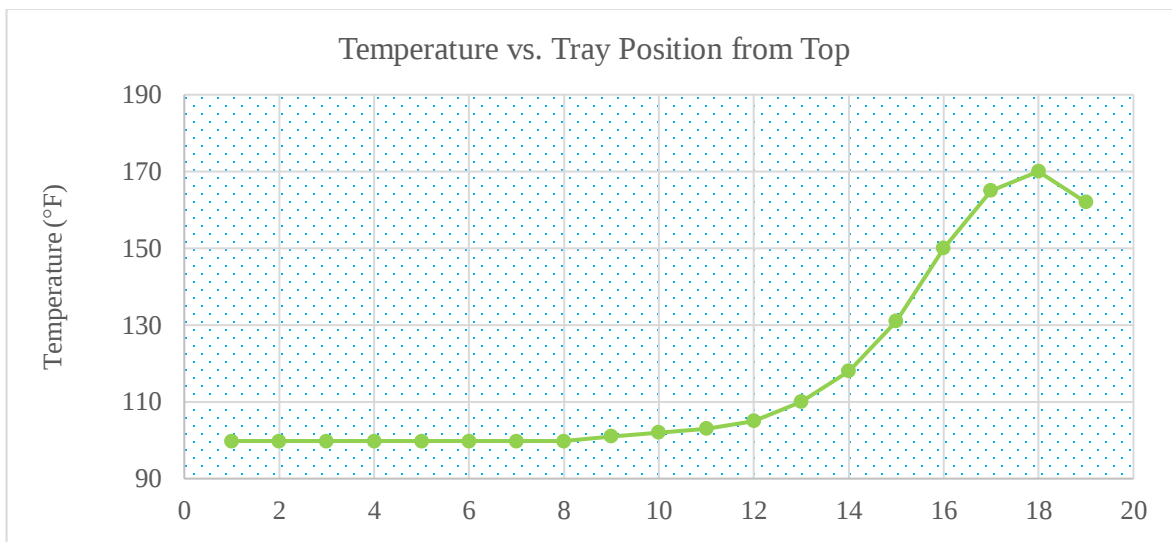
La **Gráfica 4** muestra el perfil de presión en la torre absorbidora en función del número de platos a través de los cuales circula la solución de amina y flujo de gas ácido en contra corriente. Se puede observar un gradiente de presión de manera lineal, es decir, el aumento de la presión se realiza de forma constante entre cada plato desde el fondo de la torre hasta el tope, cumpliendo así la condición de presiones en la columna, lo que a su vez favorece la reacción entre el gas y la solución acuosa de amina.

Grafica 4. Perfil de la presión en la torre absorbidora



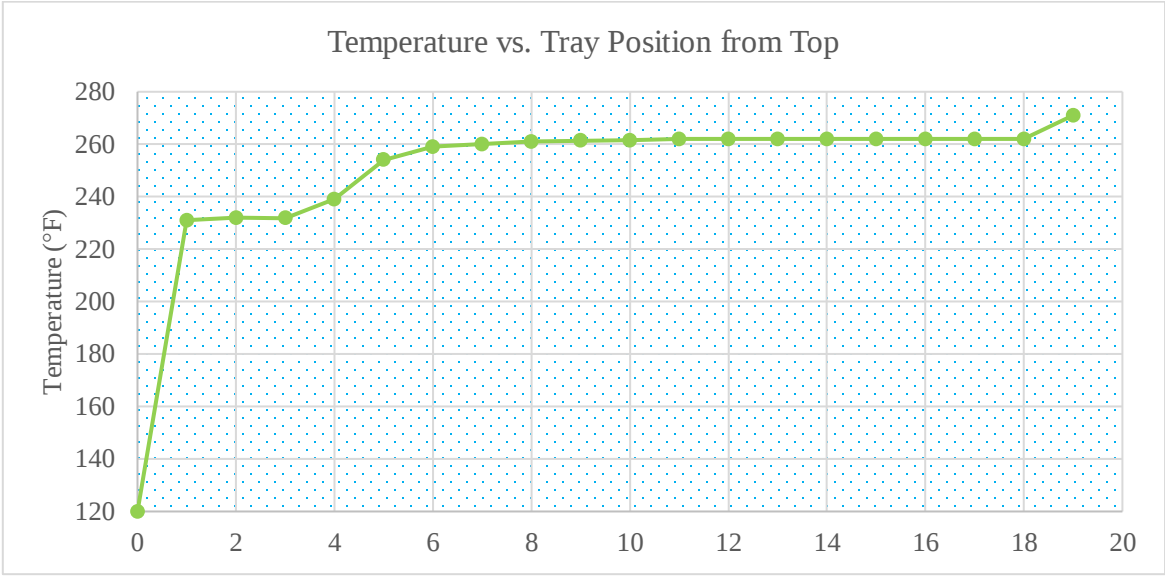
La **Gráfica 5** muestra el perfil de temperatura de la torre absorbidora en función del número de platos. Se puede observar que en la parte inferior luego del plato #9 el valor de temperatura presenta un aumento importante, este comportamiento se debe a que en esta zona se extrae la mayor cantidad de CO_2 , y dado que las reacciones involucradas son exotérmicas, el perfil de temperatura presenta un aumento de forma exponencial desde el fondo de la torre hasta el tope. Cumpliendo de esta manera parámetros de diseño en los cuales la reacción se ve favorecida en las etapas superiores donde se encuentran las temperaturas más altas de la torre.

Gráfica 5. Perfil de la temperatura en la torre absorbidora



En la **Gráfica 6** se presenta el perfil de la temperatura en la torre regeneradora en función del número de etapas a través de las cuales ocurre la separación del CO_2 de la solución de amina rica. A lo largo de la columna se puede observar el gradiente de temperatura que va desde el fondo hasta el plato #6 donde se aprecia de manera significativa con respecto a la parte superior de la torre, donde el perfil de temperatura tiende a estabilizarse, la temperatura máxima alcanzada en el reboiler es de 270 °F. De esta manera se cumplen los requerimientos necesarios para que ocurra un proceso óptimo de regeneración de la solución de amina y de esa manera poder recircular el solvente a la de absorción.

Grafica 6. Perfil de la temperatura en la torre regeneradora



8. Conclusiones

El sistema de endulzamiento de gas con aminas para las condiciones presentes en el gas de entrada puede ser implementado, ya que permite reducir las concentraciones de CO₂ hasta los valores permitidos requeridos por el campo (2% Molar) para su utilización en la generación de energía.

A través de un análisis composicional se determinaron las características fisicoquímicas y condiciones operacionales del gas a tratar y en el cual de acuerdo a la literatura se pudo clasificar como gas ácido.

Se estableció la presión, temperatura, concentración de solución acuosa de amina, concentración de CO₂ en el gas de entrada y flujo de gas de entrada como las principales variables de diseño para la unidad de endulzamiento.

A través de la simulación en Aspen HYSYS de un sistema de endulzamiento con aminas, se logró obtener para los tres tipos de aminas utilizadas, porcentajes de remoción dentro de los requerimientos establecidos del 2% molar de CO₂.

Los resultados de remoción de CO₂ y costo de operación, permiten observar que al realizar la comparación de tecnologías con alcanolaminas en el proceso de endulzamiento de gas natural, se puede establecer que la Dietanolamina (DEA) es la amina más acertada a las especificaciones del gas de entrada y condiciones de operación.

La concentración de CO₂ en la corriente de gas dulce disminuye considerablemente al aumentar el flujo de amina, hasta un cierto rango en el cual la su disminución no es significativa, por lo que dicho rango se toma para condiciones de operación del sistema.

9. Recomendaciones

Realizar un estudio técnico económico de la implementación del proceso de endulzamiento con aminas para determinar sus costos referentes a CAPEX y OPEX, evaluando su viabilidad económica con respecto a la relación costo-beneficio.

Realizar un estudio detallado que permita ratificar los resultados obtenidos con respecto a las condiciones del gas de entrada para su aplicación en futuros sistemas de endulzamiento, teniendo presente que cada campo difiere en las condiciones del gas a tratar.

Realizar un estudio de pre factibilidad del proceso de endulzamiento con la tecnología de membranas y un estudio comparativo entre las dos tecnologías para establecer cuál es la más acertada a las condiciones del campo LS

Bibliografía

- [1] B. Dudley, “Statistical Review Of World Energy,” Bp , Vol. 68th Edition , P. 64, June 2019.
- C. A. Godoy Ruiz, Especialización Ingeniería Del Gas “Estudio Conceptual Para La Selección De Aceite Pobre En Las Plantas De Procesamiento De Gas Por Absorción En Colombia.,” Univ. Ind. Santander, 2017.
- C. A. Pérez Balaguera, “Mejoramiento De La Eficiencia De Las Plantas De Endulzamiento De Gas En Cusiana.,” Univ. Ind. Santander, 2013.
- Colombia Ministerio De Minas Y Energía Creg, Resolución 071. Diciembre 3 De 1999.
- E. A. Tristancho Ossa, “Evaluación De Alternativas Para El Diseño Y Simulación De Plantas De Procesamiento De Gas Natural Con Variación En El Contenido De Gas Ácido (H_2S Y CO_2),” Univ. Nac. Colomb., 2017.
- Eleonora Erdmann, L. A. Ruiz, J. Martínez, J. P. Gutiérrez, And E. Tarifa, “Endulzamiento De Gas Natural Con Aminas. Simulación Del Proceso Y Análisis De Sensibilidad Paramétrico,” Av. En Ciencias E Ing., 2012.
- F. A. Serrano Luna, “Evaluación De Aminas Para El Endulzamiento De Gas Gibraltar Y Guajira Para Una Planta De Gnl A Travez De Un Software De Simulación De Procesos Químicos.,” Univ. Ind. Santander, 2017.
- Gas Processors Suppliers Association. Engineering Data Book. Chapter 21. Ed. 12. Tulsa, Oklahoma. United Stated.: 2004. P. 6
- H. Peña Velásquez, Especialización Ingeniería Del Gas. “Simulación De Procesos En Oil And Gas Con Aspen Hysys”. Módulo 11.
- J. Sánchez Posada, Y H. Rangel Jara, “Desarrollo E Implementación De Un Módulo Básico De Procesamiento De Gas Natural,” Univ. Nac. Colomb. Bogotá, 2009.

- Kenney, Tom; Scott, Bruce And Gardner, Art. Amine Treating. Refining Details Notebook. Today'S Refinery. Augsut 1994.
- Kindnay, A. Y Parrish, W. Fundamentals Of Natural Gas Processing. Columbus, Ohio. United Stated.: Taylor And Francis Group. 2006. 418 P. Isbn-13: 978-0- 8493-3406-1.
- M. F. Gutiérrez Cadena, Y J. Vargas Sáenz, "Implementación De Metodología Para La Selección De Alternativas De Plantas De Procesamiento De Gas," Univ. Nac. Colomb. Bogotá, 2015.
- N. Morales García, "Estudio De La Factibilidad Técnico Económico Para La Comercialización De Gas Natural Mediante Snt De Un Campo Del Magdalena Medio.," Univ. Ind. Santander, 2017.
- N. Santos Santos, Especialización Ingenieria Del Gas Cap. 6. "Endulzamiento De Gas" Escuela De Ingeniería De Petróleos.
- Reglamento Único De Transporte De Gas Natural (RUT). Publicada En El Diario Oficial No. 43.859 De Enero 19 De 2000 Bogotá P. 1-39. Acceso: <http://apolo.creg.gov.co/Publicac.nsf/Indice01/Resoluci%C3%B3n-1999-CREG071-99>
- S. Abiodun, J. S Gudmundsson, "Removal Of Carbon Dioxide From Natural Gas For Lng Production," Norwegian University Of Science And Techonolgy, Institute Of Petroleum Technology, Trondheim, 2005.
- U.P.M.E Ministerio De Minas Y Energía, "Balance De Gas Natural En Colombia 2016-2025," Bogotá, 2016.

Apéndices

Apéndice A. Consideraciones para la selección de un proceso de endulzamiento

A continuación, en este capítulo se plantean algunas de las consideraciones para la selección de un proceso de endulzamiento. Ya que antes de seleccionar un proceso de tratamiento se debe considerar cuidadosamente la composición del gas de alimentación y las condiciones de flujo, así como los requerimientos específicos del gas residual.

Los factores más importantes que se consideran que afectarán la selección del proceso son:

- Tipo y concentración de las impurezas en el gas ácido.
- Especificaciones requeridas para el gas residual (gas dulce).
- Temperatura y presión del gas ácido y del endulzamiento.
- Corrosión.
- Costos de la planta y operación, teniendo en cuenta el volumen del gas a ser procesado.
- Confiabilidad del proceso.

A continuación, se explican algunos de los factores más importantes:

Impurezas en el gas de alimentación

Para que un proceso de selección de endulzamiento cumpla satisfactoriamente a los requerimientos exigidos por la normativa, es necesario examinar detalladamente su composición, ya que en ella podemos encontrar compuestos comunes como lo son el CO_2 y H_2S , además COS , CS_2 , mercaptanos, sulfuros, disulfuros, hidrocarburos pesados, algunas veces los líquidos hidrocarburos y el agua. A estos se les denominan como impurezas en el gas de entrada.

Cantidad de CO_2 a ser removido

No todos los procesos para la remoción de CO_2 son efectivos cuando se tienen cantidades pequeñas, para este proceso de selección de endulzamiento debemos tener en cuenta la función de

costos de capital y operación, ya que al incrementar el volumen de CO₂, se requerirán mayores gastos en instalaciones y adecuación para estas.

Especificaciones del gas tratado

Cuando se trata este factor se llega a la conclusión que no todos los diseños cumplen con las satisfacciones económicas de las especificaciones, es por ello que cuando se fijan las especificaciones y se ajustan adecuadamente, los costos de operación aumentan de manera notoria.

Corrosión.

La corrosión es una condición operacional que se debe manejar en todas las instalaciones de endulzamiento, aunque en equipos como el rehervidor, el intercambiador de calor y el regenerador son menos propensos a que se de este problema ya que mantienen a altas temperaturas y en efecto degradan los compuestos ácidos.

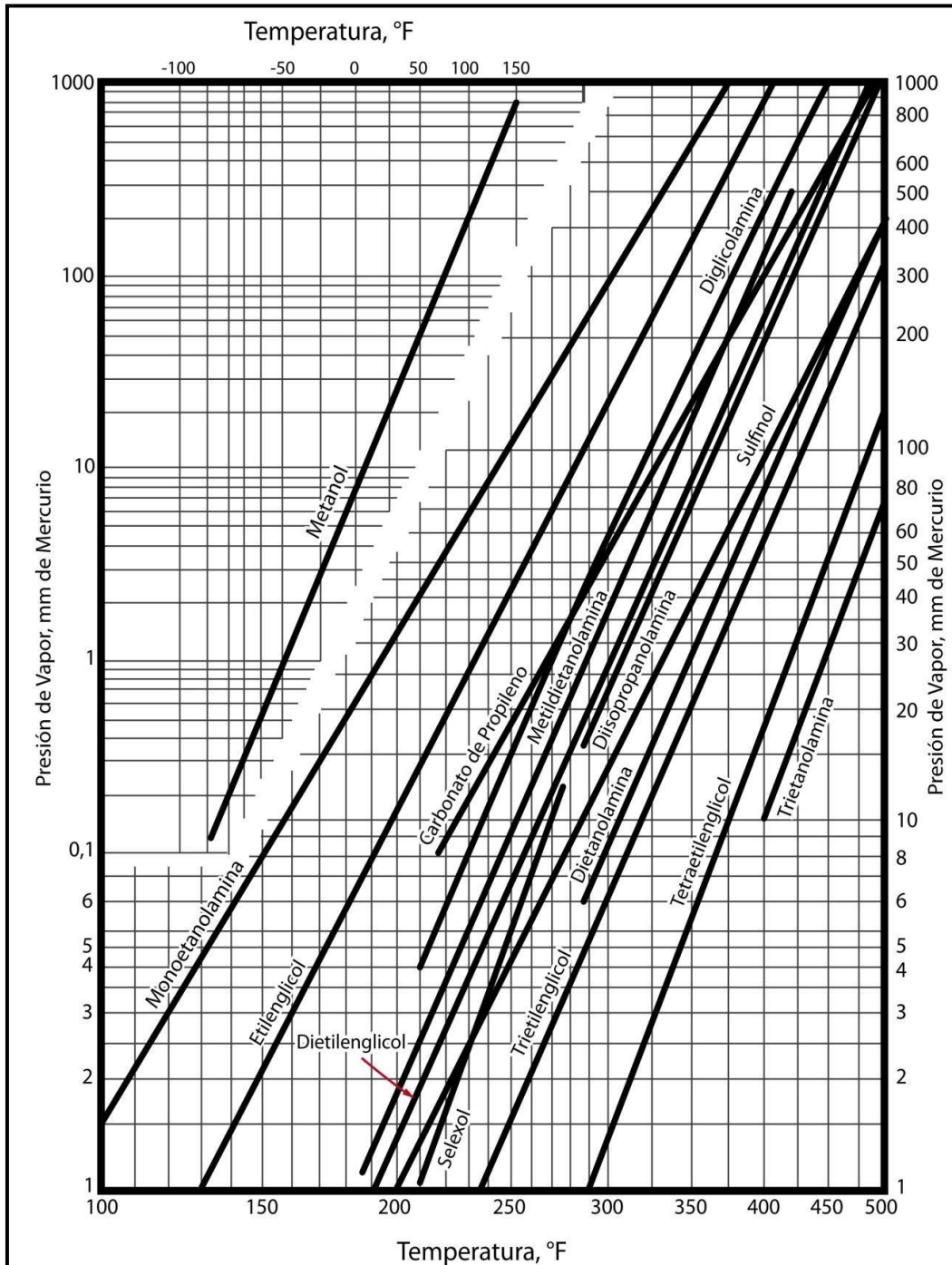
La combinación de H₂S y CO₂ con agua, asegura condiciones corrosivas dentro de cualquier instalación. Aunque se conoce que las corrientes con alta relación H₂S/CO₂ son menos corrosivas que las que tienen muy poca cantidad de H₂S en presencia de CO₂.

Apéndice B. Características de los solventes químicos**Tabla 5.** *Propiedades físicas de solventes químicos*

	MEA	DEA	TEA	DGA	DIPA	SELEXOL®
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_3\text{N}$	$\text{H}(\text{OC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}_2$	$(\text{HOC}_3\text{H}_6)_2\text{NH}$	Derivado del glicol
Peso Molecular	61,08	105,14	148,19	105,14	133,19	280
Punto de ebullición @ 760 mm Hg, °F	338,9	516,2	680	430	479,7	518
Punto de congelamiento, °F	50,9	82,4	72,3	9,5	107,6	-20
Constantes críticas.						
Presión, psia	868	474,7	355	547,11	546,8	-
Temperatura, °F	662	827,8	957,7	756,6	750,6	-
Densidad @ 20°C, gm/cc	1,018	1,095	1,124	1,058 @ 60°F	0,999 @ 30°C	1,031@77°F
Densidad @ 20°C, Lb/gal	8,48 @ 60°F	9,09 @ 60°F	9,37 @ 68°F	8,82 @ 60°F		8,60 @ 77°F
Gravedad específica, 20°C/20°C	1,0179	1,0919 (30/20°C)	1,1258	1,0572	0,989 @ 45°C/20°C	-
Calor específico @ 60°F, Btu/Lb/°F	0,608 @ 68°F	0,600	0,70	0,571	0,69 @ 30°C	0,49 @ 41°F
Conductividad térmica Btu/((hr pie ² °F)/pie) @ 68°F	0,148	0,127	-	0,121	-	0,11 @ 77°F
Calor latente de vaporización, Btu/Lb	180 @ 760 mm Hg	288 @ 73 mmHg	230 @ 73 mmHg	219 @ 760 mmHg	185 @ 760 mmHg	-
Calor de reacción, Btu/Lb de gas ácido						
H ₂ S			-400	-674	-	-190 @ 77°F
CO ₂			-630	-850	-	-160 @ 77°F
Viscosidad, cp	24,1 @ 68°F	350 @ 68°F (at 90% wt. Solution)	1013 @ 68°F (at 95% wt. Solution)	40 @ 60°F	870 @ 86°F 198 @ 113°F 86 @ 129°F	5,8 @ 77°F
Índice de refracción, Nd 68°F	1,4539	1,4776	1,4852	1,4598	1,4542 @ 113°F	-
Punto de flasheo, COC, °F	200	298	365	260	255	304

	CARBONATO DE PROPILENO	MDEA	SULFINOL [®]	METANOL	HIDROXIDO DE SODIO (10%)
Fórmula	$C_3H_6CO_3$	$(HOC_2H_4)_2NCH_3$	$C_4H_8SO_2$	CH_3OH	
Peso Molecular	102,09	119,16	120,17	32,04	19,05
Punto de ebullición @ 760 mm Hg, °F	467	477	545	148,1	217
Punto de congelamiento, °F	-56,6	-9,3	81,7	-143,8	14
Constantes críticas. Presión, psia Temperatura, °F	- -				
Densidad @ 20°C, gm/cc	1,2057				
Densidad @ 20°C, Lb/gal		8,68	10,623 @ 30°C/30°C		9,254
Gravedad específica, 20°C/20°C	1,203	1,0418	1,268	0,7917	1,110
Calor específico @ 60°F, Btu/Lb/°F	0,335	0,535	0,35 @ 30°C	0,59 @ 5- 10°C	0,897
Conductividad térmica Btu/((hr sqft °F)/ft) @ 68°F	0,12 @ 50°F	0,159	0,114 @ 100°F	0,124	
Calor latente de vaporización, Btu/Lb	208 @ 760 mmHg	204	225,7 @ 212°F	474 @ 760 mmHg	
Calor de reacción, Btu/Lb de gas ácido H ₂ S CO ₂	-				
Viscosidad, cp.	1,67 @ 100°F 19,4 cs @ -40°F 1,79 cs @ 100°F 0,827 cs @ 210°F	1,3 cs @ 50°F 0,68 cs @ 100°F 0,28 cs @ 212°F	10,3 @86°F 6,1 @ 122°F 2,5 @ 212 °F 1,4 @ 302 °F 0,97 @ 392°F	0,6 @ 68 °F	1,83 @ 68 °F 0,97 @ 122°F 0,40 @ 212°F
Índice de refracción, Nd 68°F	1,4209	1,469	1,481 @ 86°F	1,3286	
Punto de flasheo, COC, °F	270	265	350	58	

Fuente: Gas Processors Suppliers Association. Engineering data book. Capítulo 21. Edición 12^{ma}. Tulsa, Oklahoma. United States.: 2004. p. 7 (Modificada)

Figura 7. Presión de vapor de los solventes químicos

Fuente: Gas Processors Suppliers Association. Engineering data book. Capítulo 21. Edición 12. Tulsa, Oklahoma. United States.: 2004. p. 8 (Modificada)

Tabla 6. Guía aproximada para procesos de amina.

	MEA	DEA ⁽⁹⁾	DGA [®]	SULFINOL	MDEA ⁽⁹⁾
Capacidad de remoción de gas ácido. [PCS de gas ácido / galón de solvente @ 100°F]. Rango normal (2)	3,1 – 4,3	6,7 – 7,5	4,7 – 7,3	4 – 17	3 – 7,5
Capacidad molar de remoción de gas ácido. [Moles de gas ácido / mol de amina]. Rango normal (3)	0,33 – 0,40	0,20 – 0,80	0,25 – 0,38	NA	0,20 – 0,80
Carga molar. [Moles de gas ácido / mol de amina]. Rango normal (3)	0,45 – 0,52	0,21 – 0,81	0,35 – 0,44	NA	0,20 – 0,81
Concentración de solución de solvente, % peso.	15 - 25	30 - 40	50 - 60	Varía con la composición	40 - 50
Requerimiento de calor en rehervidor, [BTU/galón de solución pobre](5)	1,000 – 1,200	840 – 1,000	1,100 – 1,300	350 - 750	800 - 900
Flujo de calor en rehervidor con haz de tubos , $Q/A=BTU/hr\text{-}pie^2$	9,000 – 10,000	6,300 – 7,400	9,000 – 10,000	9,000 – 10,000	6,300– 7,400
Flux de calor en rehervidor con tubo de fuego , $Q/A=BTU/hr\text{-}pie^2$	8,000 – 10,000	6,300 – 7,400	8,000 – 10,000	8,000 – 10,000	6,300– 7,400
Rango normal de temperatura de operación de rehervidor, °F	225 - 260	230 – 260	250 – 270	230 - 280	230 - 270
Calor de reacción: Btu/Lb H ₂ S	610	720	674	NA	690
Btu/Lb CO ₂	660	945	850	NA	790
NA-No aplica o no disponible					
NOTAS: 1. Estos datos no deben ser utilizados para propósitos de diseño. Muchos factores de diseño deben ser considerados para el diseño de una planta real. 2. Depende de la presión parcial del gas ácido y de la concentración de la solución. 3. Depende de la presión parcial del gas ácido y de la corrosividad de la solución. Puede ser únicamente el 60% o menos del valor mostrado para sistemas corrosivos. 4. Varía con la relación de reflujo de la despojadora. 5. Varía con la relación de reflujo de la despojadora, la temperatura de alimento de la solución rica en la despojadora y de la temperatura del rehervidor.					

Fuente: Gas Processors Suppliers Association. Engineering data book. Chapter 21. Ed. 12. Tulsa, Oklahoma. United States.: 2004. p. 5. (Modificada

Apéndice C. Cromatografía del gas natural perteneciente al campo La Salinas (Caso de estudio)

PetroSantander Colombia
Planta Payoa

REPORTE FINAL
RFLA 2003049

Compositional Analysis of Salida unidad deshidratadora to C12+

Sampling Date	27 - Febrero - 2020	
Sampling Location	La Salinas - Campo Payoa	
Cylinder Number	-	
Sample Description	Salida unidad deshidratadora	
Sampling Conditions	720.0 psig @ 97.0°F	

Component	Mole %	Weight %
CO ₂ Carbon Dioxide	15.68	26.67
N ₂ Nitrogen	1.16	1.25
C ₁ Methane	64.42	39.90
C ₂ Ethane	7.93	9.21
C ₃ Propane	5.55	9.46
iC ₄ i-Butane	1.08	2.44
nC ₄ n-Butane	2.19	4.91
C ₅ Neo-Pentane	0.01	0.04
iC ₅ i-Pentane	0.66	1.83
nC ₅ n-Pentane	0.62	1.72
C ₆ Hexanes	0.40	1.30
M-C-Pentane	0.07	0.22
Benzene	0.01	0.04
Cyclohexane	0.06	0.18
C ₇ Heptanes	0.08	0.40
M-C-Hexane	0.03	0.13
Toluene	0.01	0.04
C ₈ Octanes	0.02	0.14
E-Benzene	0.00	0.01
M/P-Xylene	0.00	0.01
O-Xylene	0.00	0.00
C ₉ Nonanes	0.02	0.09
C ₁₀ Decanes	0.00	0.01
C ₁₁ Undecanes	0.00	0.00
C ₁₂ ⁺ Dodecanes Plus	0.00	0.00
Totals :	100.00	100.00

Note: 0.00 means less than 0.005.

Calculated Residue Properties	Mole Weight (g mol ⁻¹)	Density (g cm ⁻³ at 60°F)
C ₇ ⁺ Heptanes plus	95.6	0.7503
C ₁₀ ⁺ Decanes plus	134.0	0.7780
C ₁₂ ⁺ Dodecanes plus	-	-

Calculated Whole Gas Properties		
Gas Gravity	0.8936	(Air=1 @ 14.73 psia & 60°F)
Whole Sample Mole Weight	25.880	q mol ⁻¹
Ideal Gas Density	1.0891	kg m ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Ideal Gross Calorific Value	1121.5	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F
Ideal Net Calorific Value	1018.9	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F
Pseudo Critical Press.	720.30	psia
Pseudo Critical Temp.	432.20	Rankine
Gas Compressibility Factor, Z	0.995864	@ 14.65 psia & 60°F
GPM (80% Propane)	3.0268	Gal/1000 PC
GPM (100% Propane)	3.3307	Gal/1000 PC

Additional Information		
Real Gross Calorific Value	1126.2	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F
Real Net Calorific Value	1023.1	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F

PetroSantander Colombia
Planta Payoa

REPORTE FINAL
RFLA 2003049

Salida unidad deshidratadora - Diagrama de fase

Sampling Date	27 February 2020
Sampling location	Campo Payoa
Cylinder number	-
Sample description	Salida unidad deshidratadora
sampling conditions	720.0 psig @ 97.0°F



Phase envelope (mole)

Vap/liq frac = 1.000

EOS = PR peneloux (T)

Temperature/°F	Pressure/psia
51.52	72.5
51.53	72.5
58.28	89.9
58.73	91.2
61.00	97.9
65.93	114.2
66.79	117.3
72.61	140.6
73.13	142.9
78.42	168.5
80.33	178.9
84.17	202.0
89.80	242.0
95.24	290.1
100.37	347.7
105.06	416.7
109.84	517.8
112.68	616.1
114.42	758.9
114.47	789.5
113.83	898.5
110.72	1055.1
100.59	1291.6
80.33	1515.5
75.65	1544.9
73.13	1558.4
65.93	1588.2
58.73	1606.2
51.53	1613.5
49.67	1613.8
45.43	1612.3
44.33	1611.5
37.13	1600.9
29.93	1582.3
24.72	1564.2
22.73	1556.3
15.53	1523.7
11.29	1501.6
8.33	1484.9
-7.38	1380.8
-31.27	1186.8
-54.53	977.5

PetroSantander Colombia
Planta Payoa

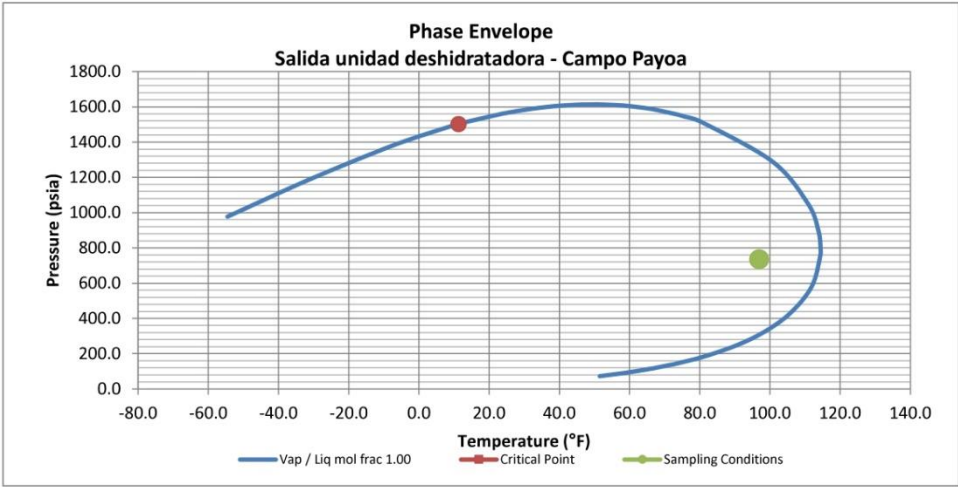
REPORTE FINAL
RFLA 2003049

Salida unidad deshidratadora - Diagrama de fase

Sampling Date	27 February 2020
Sampling location	Campo Payoa
Cylinder number	-
Sample description	Salida unidad deshidratadora
sampling conditions	720.0 psig @ 97.0°F



Phase envelope (mole)
Vap/liq frac = 1.000
EOS = PR peneloux (T)



CRITICAL POINT	11.29 °F	1501.60 psia
Sampling Conditions	97.00 °F	734.70 psia
Cricondertherm Temp.	114.47 °F	45.82 °C
Hydrocarbon Dew Point	114.47 °F	45.82 °C

En el presente trabajo se modeló el proceso de endulzamiento de gas con aminas, empleando el software de simulación Aspen HYSYS. El cual nos permitió mediante un diagrama de flujo (como se muestra en la **Figura 8**) obtener resultados reales simulados para un caso de estudio de un campo maduro del Magdalena Medio.

Endulzamiento de Gas 2.5 MMSCFD.hsc - Aspen HYSYS V10 - aspenONE

File Home Economics Dynamics Plant Data Equation Oriented View Customize Resources Flowsheet/Modify Format

Capital: USD Utilities: USD/Year Energy Savings: MW (%) Exchangers - Unknown: 1 OK: 0 Risk: 0

Flowsheet Case (Main) - Solver Active

PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS

The diagram illustrates the process flow for natural gas sweetening using amines. Key components and streams include:

- Inputs:** Gas Acido (Acid Gas) and Líquido (Liquid).
- Unit V-100:** A vertical vessel where Gas Acido and Líquido are processed.
- Torre de Absorción (Absorption Tower):** Receives Gas Acido Seco (Dry Acid Gas) and Amine Pobre (Poor Amine). It produces Gas Dulce (Sweet Gas) and Amine Rica (Rich Amine).
- Válvula de Expansión (Expansion Valve):** Reduces the pressure of the Amine Rica stream.
- Tanque Flash (Flash Drum):** Separates Gas del Flash (Flash Gas) from the expanded amine stream.
- Intercambiador Amine/Amine (Amine-Amine Exchanger):** Preheats the Amine Rica stream before it enters the regeneration tower.
- Torre de Regeneración (Regeneration Tower):** Regenerates the Amine Rica stream, producing Amine regenerada (Regenerated Amine) and CO2 recuperado (Recovered CO2).
- Heat Recovery:** A Condenser (Q-Cond) and a Reboiler (Q-Rec) are used to manage the heat in the regeneration tower.
- Other Components:** A Cooler, a Pump (Bomba de Amine), and a MakeUp section (MAKEUP) are also shown.

Gas Acido	
CO2 Composition(mole %)	15.69

En la **Figura 8** se observa el esquema estándar de absorción química de CO_2 . El gas alimentado (**Gas Ácido**) ingresa por la parte inferior de la columna de absorción (**Torre de Absorción**), el cual entra en contacto a contracorriente con la solución acuosa de amina pobre en contenido de CO_2 como se observa en la línea denominada (**Amina pobre**). El gas de alimentación sale por la parte superior de la columna con un menor porcentaje de CO_2 (**Gas Dulce**), que dependerá únicamente de las condiciones del proceso, el tipo y calidad del solvente utilizado, pues lo que desea es extraer en mayor parte el contenido ácido del gas, expulsándolo de manera directa al exterior. Por la parte inferior de la columna de absorción saldrá la solución acuosa de amina

rica en CO₂ (**Amina Rica**), ya que habrá absorbido en su mayoría el CO₂ presente en el gas de alimentación. La amina rica es bombeada hasta el intercambiador de calor, donde es precalentada una vez antes de ser enviada al stripper (**Torre Regeneradora**). La corriente líquida ingresa por la parte superior de la columna, y esta a su vez entra en contacto a contracorriente con vapor de agua. El stripper produce gas ácido por la parte superior, puesto que con el calentamiento de la amina se da una desorción. En la parte inferior, en cambio, tendremos la corriente de amina pobre (**Amina Regenerada**) con una baja concentración de CO₂, a alta temperatura. Este calor se recupera circulando esta corriente hasta el intercambiador de calor. Consiguiéndose así un precalentamiento en la corriente de amina rica, y un pre-enfriamiento de la corriente de amina pobre, que a continuación es recirculada hacia la columna de absorción, donde nuevamente iniciara su ciclo. Las pérdidas de agua se deben sustituir en el proceso, es por esto que se ingresa una corriente de agua (**Agua MakeUp 1**), donde el simulador determina cuanto de esa corriente es necesaria para mantener la concentración adecuada de amina.

Adecuación del sistema de simulación.

Para el desarrollo de la simulación primero se determinaron los parámetros y esquemas adecuados, los cuales vienen incorporados en el software. Iniciando con el paquete adecuado que aplicara los procesos de absorción química con aminas, en el que se eligió el paquete termodinámico “Acid Gas – Chemical Solvents” el cual va acorde al tipo de proceso desarrollado. Posteriormente se agregaron los componentes del gas a tratar y de la solución de amina a utilizar en la modelación del sistema de endulzamiento los cuales aparecen enlistados en las **tablas 6, 7, 8, 9 y 10**.

Parámetros y especificaciones de las etapas de diseño

Como se mencionó anteriormente las simulaciones en este proyecto se hicieron con base a el esquema común de un proceso de endulzamiento con aminas **Figura 8** variando en cada una de las simulaciones las condiciones de la corriente que entra a la torre absorbidora denominada como amina pobre, así como otras condiciones de presión y temperatura a lo largo del diseño. A continuación, se presentan las especificaciones de cada una de las corrientes.

Tabla 7. Especificaciones del gas de entrada

Nombre	Gas Acido
Presión (psig)	720
Temperatura (°F)	97
Flujo Molar (MMSCFD)	2,5

Tabla 8. Análisis composicional del gas natural de entrada (caso de estudio)

Componentes	% Mol	% Peso
Dióxido de carbono	15.68	26.67
Nitrógeno	1.16	1.25
Metano	64.42	39.90
Etano	7.93	9.21
Propano	5.55	9.46
i-butano	1.08	2.44
n-butano	2.19	4.91
Neo-Pentano	0.01	0.04
i-Pentano	0.66	1.83
n-Pentano	0.62	1.72
Hexanos	0.40	1.30
M-C-Pentano	0.07	0.22
Benzeno	0.01	0.04
Cyclohexano	0.06	0.18
Heptanos	0.08	0.40
M-C-Hexanos	0.03	0.13
Tolueno	0.01	0.04
Octanos	0.02	0.14
E-Benzeno	0.00	0.01
M/P-Xyleno	0.00	0.01
O-Xyleno	0.00	0.00
Nonanos	0.02	0.09
Decanos	0.00	0.01
Undecanos	0.00	0.00
Dodecanos plus	0.00	0.00
Totales	1.00	1.00

Entrada de amina pobre

En esta parte se cambiaron los parámetros de acuerdo al tipo de amina, se tuvo presente que cada una de ellas opera a diferentes rangos de concentración (%wt), así como de los caudales volumétricos. A continuación, se muestran los valores de porcentaje en peso y galones por minuto que se utilizaron para cada amina.

Tabla 9. Datos de entrada para la simulación con MEA

Nombre	Amina Pobre MEA
Presión (psig)	720
Temperatura (F)	107
Porcentaje en peso utilizado (%wt)	15/20/25
Stand Ideal Líq Vol Flow (USGPM)	32/ 25 /21

Tabla 10. Datos de entrada para la simulación con DEA

Nombre	Amina Pobre DEA
Presión (psig)	720
Temperatura (F)	107
Porcentaje en peso utilizado (%wt)	30/35/40
Stand Ideal Líq Vol Flow (USGPM)	38 / 36,2 / 29,5

Tabla 11. Datos de entrada para la simulación con DGA

Nombre	Amina Pobre DGA
Presión (psig)	720
Temperatura (F)	107
Porcentaje en peso utilizado (%wt)	50/55/60
Stand Ideal Líq Vol Flow (USGPM)	33,7 / 31,4 / 29,3

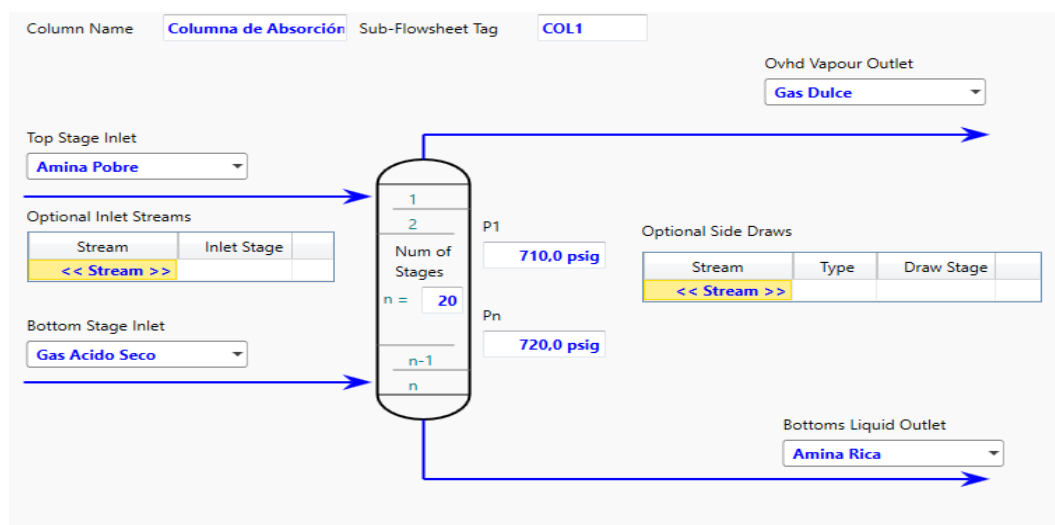
Modelado de los equipos principales

El proceso de endulzamiento general se divide en dos etapas, endulzamiento del gas ácido y regeneración de la corriente de amina rica. En estos dos procesos las operaciones unitarias que tienen mayor relevancia son, la torre de absorción y la torre de destilación o stripper, respectivamente.

Torre de absorción

La torre absorbidora opera bajo ciertas especificaciones como se puede observar en la **Figura 9**, debido a las razones explicadas en el capítulo 3 (sección 3.1) de este trabajo, los rangos de presión recomendados para mejor contacto son 900 a 1000. La temperatura adecuada a la entrada de la torre es aproximadamente de 100 - 110 F. Con las anteriores especificaciones de diseño la corriente de gas endulzado, sale con una presión que cuenta con los requerimientos de ingreso al sistema de tuberías. Las composiciones finales de esta corriente se enlistarán más adelante como tabla de resultados (porcentaje de remoción de CO₂).

Figura 9. Diagrama de la torre contactora



Fuente: Simulación Aspen HYSYS (Autores)

Torre despojadora

La etapa de stripping se ha simulado con la ayuda de una columna destiladora que trabaja con condensación parcial, en otras palabras, quiere decir que por la parte superior sale una corriente en estado de vapor (el vapor de agua es condensado y recirculado). Es importante resaltar las características de la simulación de esta etapa con la ayuda de HYSYS. Para la entrada que viene fijada por la absorbidora (amina rica que entra por la parte superior de la torre despojadora) será necesario fijar dos variables dentro de la columna que nos ayudaran a calcular las dos corrientes de salida (gas ácido por la corriente superior y amina pobre por la inferior). Es por ello que el programa cuenta con el menú “monitor” dentro de la pestaña Desing, que nos muestra las características de la columna y su diseño en la **Figura 10**.

Para la convergencia de la torre es necesario definir dos variables. En este caso de estudio, mientras se trataba la amina DEA, se fijó el ratio de reflujo en 1,5 como se podrá observar en la **Figura 11** y el caudal de salida del gas ácido en (MMSCFD) **Figura 12**. Además, hay otras variables que se pueden mantener inactivas y seguir su evolución, o desactivar las anteriores y fijar otras.

Figura 10. Variables para la convergencia de la torre despojadora

Specs Summary								
	Specified Value	Active	Current	Fixed/Range	Prim/Alt	Lower	Upper	
Reflux Ratio	1,500	☒	☒	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	
Ovhd Vap Rate	0,3000	☐	☐	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	
Reflux Rate	<empty>	☐	☐	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	
Btms Prod Rate	<empty>	☐	☐	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	
Temperatura de Tope	120,0	☒	☒	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	
Temperatura de Fondo	<empty>	☐	☐	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	
Duty del Reboiler	1,200e+007	☐	☐	Fixed	Primary	<empty>	<empty>	

Figura 11.Especificaciones de la variable Reflux Ratio

Specification Details

Spec Name

Reflux Ratio

Converged ?

Yes

☒ Active

☒ Use As Estimate

☒ Current

☐ Dry Flow Basis

Spec Type

Fixed/Ranged Spec

Fixed

Primary/Alternate Spec

Primary

Values

Specification Value

1.500

Current Calculated Value

1,500

Errors

Weighted Tolerance

1,000e-002

Weighted Calculated Error

4,347e-005

Absolute Tolerance

1,000e-002

Absolute Calculated Error

6,520e-005

Figura 12. Especificaciones de la variable Ovhd Vap Rate

Specification Details

Spec Name

Ovhd Vap Rate

Converged ?

Inactive

☐ Active

☒ Use As Estimate

☐ Current

☐ Dry Flow Basis

Spec Type

Fixed/Ranged Spec

Fixed

Primary/Alternate Spec

Primary

Values

Specification Value

0,3000 MMSCFD

Current Calculated Value

0,4037 MMSCFD

Errors

Weighted Tolerance

1,000e-002

Weighted Calculated Error

0,3457

Absolute Tolerance

2,008e-002 MMSCFD

Absolute Calculated Error

0,1037 MMSCFD