

Simulación y Optimización de una Planta de Endulzamiento de Gas Natural en un Campo
Colombiano

Juan Camilo Gómez Sierra

Trabajo de Grado para Optar el Título de Especialista en Ingeniería del Gas

Director

Manuel Enrique Cabarcas Simancas

M.Sc

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Especialización en Ingeniería del Gas
Bucaramanga

2025

Tabla de Contenido

| | Pág. |
|--|-------------|
| INTRODUCCIÓN | 8 |
| 1. OBJETIVOS | 12 |
| 2. MARCO TEÓRICO..... | 13 |
| 3. METODOLOGÍA..... | 25 |
| 4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN | 35 |
| 5. OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO..... | 51 |
| 6. DISCUSIÓN..... | 65 |
| 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 84 |
| REFERENCIAS | 87 |

Lista de Tablas

| | Pág. |
|---|-------------|
| Tabla 1. Especificaciones de calidad de gas en Colombia (Resoluciones CREG) vs. estándares internacionales..... | 16 |
| Tabla 2. Comparación de aminas utilizadas en el endulzamiento de gas natural. | 25 |
| Tabla 3. Composición del gas de alimentación al proceso de endulzamiento. | 27 |
| Tabla 4. Composición del gas de alimentación al proceso de endulzamiento. | 32 |
| Tabla 5. Indicadores de desempeño (KPI) definidos para la simulación..... | 35 |
| Tabla 6. Balance de materia — caso base (DEA \approx 36 % p/p)..... | 39 |
| Tabla 7. Balance de energía — caso base (DEA \approx 36 % p/p)..... | 41 |
| Tabla 8. Parámetros operativos simulados vs eficiencia de remoción (%)..... | 45 |
| Tabla 9. Concentraciones de CO ₂ y H ₂ S en el caso base vs límites normativos..... | 48 |
| Tabla 10. Resumen de escenarios probados y parámetros ajustados..... | 53 |
| Tabla 11. Resultados clave por escenario (eficiencia, energía y costos)..... | 61 |
| Tabla 12. Resumen de resultados clave del caso base y escenario óptimo..... | 68 |
| Tabla 13. Comparación de costos relativos entre el caso base y el escenario optimizado | 78 |

Lista de Figuras

| | Pág. |
|---|-------------|
| Figura 1. Comparación del poder calorífico con distintos porcentajes de CO ₂ | 19 |
| Figura 2. Esquema general del proceso de endulzamiento mediante torre contactora y regenerador. | 22 |
| Figura 3. Interfaz de Aspen HYSYS con los módulos principales del proceso de endulzamiento de gas natural..... | 30 |
| Figura 4. Interfaz de Aspen HYSYS con los módulos principales del proceso de endulzamiento de gas natural. Nota. Elaboración propia (2025)..... | 37 |
| Figura 5. Comparación de las concentraciones de CO ₂ y H ₂ S antes (gas ácido) y después (gas dulce) del proceso de endulzamiento. | 38 |
| Figura 6. Porcentaje de remoción de CO ₂ y H ₂ S en función de la presión de operación de la contactora. | 44 |
| Figura 7. Comparación de % de remoción por escenario. | 56 |
| Figura 8. Eficiencia vs energía vs costo (índices normalizados) | 58 |
| Figura 9. Comparación de los porcentajes de remoción de CO ₂ y H ₂ S entre el escenario óptimo (S3) y los valores de referencia reportados en la literatura. | 72 |
| Figura 10. Consumo energético del reboiler en el escenario óptimo (S3) frente a los valores de referencia en la literatura. | 73 |
| Figura 11. Índice de costo relativo (adimensional) para el escenario óptimo (S3) frente a los valores de referencia de la literatura. | 74 |

Figura 12. Índice relativo de CO₂ equivalente (CO₂e) por escenario operativo (base = 1,00). 81

Resumen

Título: Simulación Y Optimización De Una Planta De Endulzamiento De Gas Natural En Un Campo Colombiano

Autor: Juan Camilo Gómez Sierra

Palabras Clave: *gas natural, endulzamiento, DEA, Aspen HYSYS, simulación, gases ácidos, optimización.*

El presente trabajo desarrolla la simulación y optimización de una planta de endulzamiento de gas natural en un campo colombiano, empleando el software Aspen HYSYS. Se modelaron las principales unidades del proceso —torre contactora, regenerador (stripper), intercambiador rich-lean, reboiler, condensador y cooler— con el objetivo de evaluar la eficiencia de remoción de gases ácidos (CO_2 y H_2S) y el consumo energético asociado. El caso base mostró reducciones parciales: el H_2S pasó de 1.59 % mol (≈ 15.900 ppmv) a 0.0071 % mol (≈ 7100 ppmv) y el CO_2 de 2.91 % a 2.90 % mol, sin cumplir con los límites establecidos por la CREG (≤ 4 ppmv H_2S y ≤ 2.5 % mol CO_2). El análisis energético evidenció que el reboiler es el mayor consumidor, con una carga de 6.9 MW. Se propusieron escenarios de optimización variando la concentración de DEA y evaluando su impacto en la eficiencia y en el costo energético. Los resultados sugieren que un aumento en la concentración de amina mejora la captura de contaminantes, aunque incrementa el consumo térmico. Se concluye que, para alcanzar especificaciones normativas, se requiere complementar el proceso con ajustes operativos adicionales o la evaluación de solventes alternativos.

Abstract

Title: Simulation and Optimization of a Natural Gas Sweetening Plant in a Colombian Field

Author: Juan Camilo Gómez Sierra

Key Words: *natural gas, sweetening, DEA, Aspen HYSYS, simulation, acid gases, optimization.*

This study focuses on the simulation and optimization of a natural gas sweetening plant in a Colombian field using Aspen HYSYS software. The main process units —absorber, stripper, rich–lean exchanger, reboiler, condenser, and cooler— were modeled to evaluate the efficiency of acid gas (CO₂ and H₂S) removal and the associated energy consumption. The base case showed partial reductions: H₂S decreased from 1.59 mol% ($\approx 15,900$ ppmv) to 0.0071 mol% (≈ 7100 ppmv) and CO₂ from 2.91 mol% to 2.90 mol%, failing to meet the Colombian regulatory limits (≤ 4 ppmv H₂S and ≤ 2.5 mol% CO₂). The energy balance revealed that the reboiler is the main consumer, with a duty of 6.9 MW. Optimization scenarios tested variations in DEA concentration and their impact on removal efficiency and energy demand. Results indicated that higher amine concentrations improved acid gas capture but increased thermal load. It is concluded that achieving compliance with regulations requires additional operational adjustments or the consideration of alternative solvents.

Introducción

El gas natural se ha consolidado en las últimas décadas como una de las principales fuentes de energía a nivel mundial, gracias a su menor impacto ambiental en comparación con el carbón y el petróleo, así como por su disponibilidad y competitividad en costos. Su utilización ha crecido de manera constante en los sectores de generación eléctrica, transporte e industria, configurándose como un componente esencial en la transición energética hacia sistemas más sostenibles (UPME, 2021). En Colombia, este recurso adquiere un papel estratégico en la matriz energética, dado que representa aproximadamente una cuarta parte de la oferta primaria de energía. Su desarrollo está ligado tanto a la seguridad energética del país como a la necesidad de diversificar las fuentes de abastecimiento.

No obstante, el gas natural producido directamente en los yacimientos no siempre está en condiciones aptas para su transporte y comercialización. Una de las principales limitaciones radica en la presencia de contaminantes conocidos como gases ácidos, principalmente dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). El primero, aunque no es tóxico, disminuye el poder calorífico del gas e incrementa los costos asociados a la compresión y el transporte. El segundo, por su parte, es altamente corrosivo y tóxico, incluso en bajas concentraciones, lo que compromete la seguridad de los trabajadores, la integridad de los equipos y el cumplimiento de la normatividad (Generon, 2019; Shang et al., 2019).

El proceso de eliminación de estos contaminantes, conocido como endulzamiento del gas, resulta indispensable para convertir el denominado “gas amargo” en “gas dulce”. El gas dulce es aquel que cumple con las especificaciones técnicas y regulatorias necesarias para ser comercializado y utilizado de manera segura. En Colombia, la Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG), mediante la Resolución 071 de 1999, establece límites estrictos para

estos contaminantes: un máximo de 4 ppmv de H₂S y 2.5 % mol de CO₂. Dichos requisitos buscan proteger la integridad de la infraestructura de transporte y asegurar un producto de calidad para el consumo industrial y doméstico. El incumplimiento de estas especificaciones no solo genera pérdidas económicas por rechazo del gas, sino que además representa un riesgo ambiental y de seguridad significativo.

Dentro de las tecnologías de acondicionamiento de gas, los procesos de absorción química con aminas son los más extendidos en la industria global. Las alcanolaminas, como la monoetanolamina (MEA), la dietanolamina (DEA) y la metildietanolamina (MDEA), reaccionan químicamente con los gases ácidos, permitiendo su remoción selectiva y la regeneración del solvente en ciclos continuos (Kohl & Nielsen, 1997; GPSA, 2017). Estos procesos han demostrado un equilibrio adecuado entre eficiencia operativa, costos de implementación y facilidad de adaptación a diferentes escalas de producción. En particular, la DEA se ha consolidado como una opción intermedia en términos de capacidad de absorción y consumo energético, lo que la convierte en un solvente de amplia aplicación industrial.

La relevancia de este estudio radica en que, pese a la importancia del gas natural para el país, existen limitaciones técnicas y económicas en las plantas de endulzamiento operativas en Colombia. El consumo energético del rehervidor en la torre de regeneración, por ejemplo, representa uno de los costos más elevados en la operación de estas unidades. Además, la eficiencia en la remoción de H₂S y CO₂ depende en gran medida de variables de diseño como el número de etapas de la contactora, la concentración de la amina y las condiciones de operación. Evaluar estos parámetros mediante simulaciones es clave para proponer mejoras que reduzcan costos y aumenten la confiabilidad del proceso.

Desde una perspectiva más amplia, la investigación se justifica en tres dimensiones: técnica, económica y ambiental. La justificación técnica se sustenta en la necesidad de caracterizar el desempeño de la DEA en procesos de absorción de gases ácidos y en la posibilidad de explorar escenarios de optimización. La justificación económica responde a la necesidad de reducir los elevados costos energéticos asociados al funcionamiento del rehervidor y de mejorar la rentabilidad de los proyectos de gas en campos nacionales. Finalmente, la justificación ambiental surge de la necesidad de minimizar las emisiones de contaminantes asociados a una regeneración deficiente, como el SO_2 , que contribuye a la formación de lluvia ácida y deterioro ambiental en áreas aledañas a las operaciones.

La metodología de este trabajo se centra en la simulación de un proceso de endulzamiento con dietanolamina (DEA) mediante Aspen HYSYS. El modelo contempla la definición de las corrientes de entrada, la configuración de equipos principales como la contactora y el regenerador, la implementación de balances de materia y energía, y la evaluación del cumplimiento normativo colombiano. Adicionalmente, se incluyen escenarios de optimización que exploran la influencia de la concentración de DEA, las condiciones de operación y la configuración de equipos en el desempeño del sistema.

Este documento se organiza en seis capítulos. El Capítulo 1 corresponde a la introducción, donde se presentan el contexto, el planteamiento del problema, la justificación, la metodología general y la estructura del documento. El Capítulo 2 desarrolla el marco de referencia, que incluye el análisis teórico, conceptual y normativo del endulzamiento de gas. El Capítulo 3 describe la metodología de simulación aplicada, con las corrientes, equipos y parámetros empleados en Aspen HYSYS. El Capítulo 4 presenta los resultados de la simulación base, mientras que el Capítulo 5 desarrolla escenarios de optimización orientados a mejorar la

eficiencia del proceso. El Capítulo 6 expone la discusión crítica de los resultados, en comparación con la literatura y la normativa vigente. Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones, que integran los aportes técnicos, económicos y ambientales de este trabajo.

La justificación, es decir, el impacto que genera su investigación tanto en el área en que se encuentra su estudio como en el campo social, a quienes beneficia y como se benefician exactamente, debe describir el por qué y para qué de la investigación ¿Por qué se desarrolló este proyecto?, la respuesta a esta pregunta debe demostrar la importancia de resolver el problema de investigación , importancia que puede deberse a un aporte teórico, a la necesidad de solucionar o modificar la situación problemática, o a la forma de utilizar los aportes teóricos, metodológicos o prácticos que puedan darse como resultado de la investigación. Finalmente, debe recordar agregar el enfoque que usted empleo para solucionar el problema.

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

Simular y optimizar una planta de endulzamiento de gas natural en un campo colombiano, para mejorar la remoción de gases ácidos, incrementar la eficiencia operativa y energética, y garantizar el cumplimiento de las normativas ambientales vigentes.

1.2 Objetivos Específicos

- Modelar la planta de endulzamiento de gas natural bajo condiciones reales del campo colombiano, integrando en Aspen HYSYS las unidades de separación, absorción y regeneración requeridas.
- Simular la interacción y comportamiento de gases ácidos (CO_2 y H_2S) en el proceso de endulzamiento, identificando los parámetros críticos que afectan la eficiencia del sistema.
- Evaluar alternativas operativas y de configuración en la planta de endulzamiento que permitan optimizar el consumo energético y reducir los costos de procesamiento.

2. Marco Teórico

El proceso de endulzamiento de gas natural constituye una de las operaciones más relevantes en la industria de hidrocarburos, debido a que garantiza la calidad del producto, la seguridad de las instalaciones y el cumplimiento de la normativa vigente. La necesidad de remover contaminantes como dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S) ha llevado al desarrollo de diferentes tecnologías de acondicionamiento, siendo los procesos de absorción con aminas los más utilizados a nivel mundial por su eficiencia y confiabilidad (Kohl & Nielsen, 1997; GPSA, 2017).

El estudio de este capítulo busca establecer los fundamentos teóricos que sustentan la simulación desarrollada en Aspen HYSYS, integrando los aspectos químicos, termodinámicos y de diseño de equipos que intervienen en la operación de una planta de endulzamiento. De igual forma, se contextualizan las alternativas tecnológicas existentes, la clasificación de solventes y los principios básicos de transferencia de masa que rigen el contacto entre fases.

A través de este marco teórico se sientan las bases para comprender los resultados de la simulación y su comparación con los límites regulatorios establecidos para la comercialización del gas natural en Colombia. Además, se presenta una revisión del estado del arte en torno a los solventes más utilizados, lo cual permitirá justificar la selección de la dietanolamina (DEA) como punto de partida para el análisis.

2.1. Gas natural y composición típica

El gas natural se define como una mezcla de hidrocarburos gaseosos, compuesta principalmente por metano (CH_4), acompañado de etano, propano, butanos y, en menor

proporción, hidrocarburos más pesados. Además de los componentes orgánicos, puede incluir nitrógeno (N_2), helio (He), vapor de agua y, en muchos casos, contaminantes como dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). Su composición depende en gran medida de las características del yacimiento, el tipo de roca generadora y las condiciones geológicas de formación (GPSA, 2017).

El atractivo energético del gas natural radica en su mayor poder calorífico en comparación con otros combustibles fósiles por unidad de carbono emitida, así como en sus menores emisiones de CO_2 durante la combustión. Estas propiedades han impulsado su papel protagónico en la transición hacia una matriz energética más limpia y sostenible, donde se posiciona como un combustible puente entre los hidrocarburos convencionales y las fuentes renovables (UPME, 2021).

Sin embargo, en su estado natural, el gas extraído de los yacimientos no siempre es apto para su transporte o comercialización. Los llamados gases ácidos representan una limitación crítica. El CO_2 , aunque no es tóxico en condiciones normales, reduce la calidad comercial del gas al disminuir su poder calorífico, incrementar el volumen que debe transportarse e incrementar la carga de compresión en estaciones de bombeo. El H_2S , por su parte, es altamente peligroso: a concentraciones superiores a 10 ppmv resulta nocivo para la salud, y a partir de 300 ppmv puede ser letal en cuestión de minutos. Además, su carácter corrosivo acelera el deterioro de equipos metálicos, tuberías y sistemas de transporte, generando fallas prematuras y riesgos operativos significativos (Generon, 2019; Shang et al., 2019).

El impacto de estos contaminantes no se limita al plano operativo. Desde una perspectiva ambiental, la quema o liberación inadecuada de corrientes con H_2S genera emisiones de dióxido de azufre (SO_2), gas precursor de la lluvia ácida, que afecta ecosistemas, suelos y cuerpos de

agua. En el caso del CO₂, su acumulación contribuye directamente al fenómeno del cambio climático, por lo que las industrias extractivas enfrentan una presión creciente para implementar tecnologías que reduzcan su concentración en corrientes de proceso (Shang et al., 2019).

En Colombia, estas consideraciones se enmarcan en un contexto regulatorio estricto. La Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG), mediante la Resolución 071 de 1999, fija los parámetros de calidad que debe cumplir el gas antes de ser inyectado al sistema nacional de transporte: ≤ 4 ppmv de H₂S y ≤ 2.5 % mol de CO₂. Estos valores son consistentes con estándares internacionales y buscan garantizar la seguridad de la infraestructura, la salud de los consumidores y la competitividad del producto en los mercados. No cumplir con estas especificaciones no solo limita la comercialización del gas, sino que expone a las empresas a sanciones regulatorias, pérdidas económicas y cuestionamientos sociales sobre la sostenibilidad de sus operaciones.

En síntesis, la presencia de contaminantes en el gas natural representa un desafío técnico, económico y ambiental. Su control adecuado constituye un requisito indispensable para la consolidación del gas como energético estratégico en Colombia y en el mundo. Este escenario justifica la implementación de procesos de endulzamiento, los cuales se han perfeccionado a lo largo de las últimas décadas y se constituyen en el núcleo de los análisis que se desarrollan en esta investigación.

Tabla 1. Especificaciones de calidad de gas en Colombia (Resoluciones CREG) vs. estándares internacionales

| Parámetro | CREG (Colombia) – Res. 071 de 1999 | ASTM / AGA (EE. UU.) | ISO / Europa | Comentarios |
|--|---|-----------------------------|----------------------------|--|
| H₂S | ≤ 4 ppmv | ≤ 4 ppmv | ≤ 5 ppmv | El límite es similar en casi todos los mercados para proteger infraestructura y seguridad. |
| CO₂ | ≤ 2.5 % mol | ≤ 2–3 % mol | ≤ 2.5 % mol | Valores coherentes internacionalmente; exceso reduce poder calorífico. |
| Agua | ≤ 7 lb/MMscf | ≤ 7 lb/MMscf | ≤ 7 lb/MMscf | Evita formación de hidratos y corrosión en gasoductos. |
| Poder calorífico (HHV) | ≥ 900 Btu/pie ³ | ≥ 950 Btu/pie ³ | ≥ 930 Btu/pie ³ | En Colombia es ligeramente más flexible que en EE. UU. |
| Punto de rocío de hidrocarburos | –20 °C a 70 bar | –20 °C a 70 bar | –20 °C a 70 bar | Estándar común para garantizar flujo seguro en gasoductos. |

Nota. Adaptado de CREG (1999), ASTM (2012), GPSA (2017) y UPME (2021).

2.2 Impacto de los gases ácidos en el gas natural

El gas natural, pese a ser considerado un combustible limpio en comparación con otros hidrocarburos, requiere de un exhaustivo acondicionamiento previo a su transporte y comercialización debido a la presencia de contaminantes como el dióxido de carbono (CO₂) y el sulfuro de hidrógeno (H₂S). Estos gases, comúnmente denominados **gases ácidos**, no solo disminuyen el valor energético del recurso, sino que además generan serios problemas de seguridad, integridad operacional y cumplimiento normativo. Su control eficiente es, por tanto, un aspecto fundamental en la cadena de valor del gas natural y constituye una de las principales justificaciones para implementar procesos de endulzamiento a nivel industrial.

En el caso del dióxido de carbono, aunque no presenta una toxicidad directa en concentraciones bajas, su impacto sobre la calidad del gas es significativo. La presencia de CO₂

reduce el poder calorífico del gas natural, ya que desplaza al metano, principal componente energético. Un gas con alto contenido de CO₂ requiere transportar mayores volúmenes para suministrar la misma cantidad de energía, lo que implica un incremento en los costos de compresión, bombeo y almacenamiento. Además, bajo condiciones húmedas, el CO₂ reacciona con el agua presente en el sistema formando ácido carbónico (H₂CO₃), el cual es altamente corrosivo y deteriora tuberías, válvulas y equipos de proceso, reduciendo su vida útil y aumentando los gastos en mantenimiento y reemplazo de infraestructura (Shang et al., 2019). Desde la perspectiva ambiental, el CO₂ está catalogado como gas de efecto invernadero y es uno de los principales responsables del cambio climático, por lo que su emisión no controlada en actividades industriales representa un desafío que trasciende lo técnico y se inscribe en compromisos internacionales de mitigación (UPME, 2021).

El sulfuro de hidrógeno, por su parte, es considerado uno de los contaminantes más críticos en el gas natural. Se trata de un gas incoloro, de olor característico a “huevo podrido”, que en concentraciones muy bajas es perceptible por el ser humano; sin embargo, a niveles mayores inhibe el sentido del olfato, dificultando su detección. Desde el punto de vista toxicológico, el H₂S es extremadamente peligroso: concentraciones superiores a 10 ppmv ya representan un riesgo para la salud, y valores mayores a 300 ppmv pueden ser letales en cuestión de minutos (Generon, 2019). Esta alta toxicidad convierte al H₂S en un contaminante que requiere protocolos estrictos de seguridad, sistemas de detección temprana y equipos de protección personal especializados para el personal que opera en plantas de tratamiento.

A nivel operativo, el H₂S potencia fenómenos de corrosión interna en equipos y gasoductos, particularmente cuando se combina con agua, generando sulfuro de hierro y otros compuestos que fragilizan el acero al carbono. Este fenómeno, conocido como **corrosión por**

sulfuros o sour corrosion, deteriora tuberías, recipientes a presión y columnas de absorción, ocasionando fallas que pueden desembocar en fugas, explosiones y accidentes industriales de gran magnitud. Estos problemas no solo representan un riesgo para la seguridad de los trabajadores, sino que también tienen un impacto económico relevante debido a la necesidad de reemplazo de equipos, paradas no programadas y sanciones regulatorias.

Dada la magnitud de estos impactos, tanto el CO₂ como el H₂S están sujetos a límites estrictos en las normativas nacionales e internacionales de transporte y comercialización de gas natural. En Colombia, la **Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG, 1999)** establece que el gas destinado al sistema nacional de transporte no debe contener más de 4 ppmv de H₂S ni superar un 2.5 % mol de CO₂. Estos valores buscan proteger la integridad de la infraestructura y asegurar un gas con condiciones energéticas competitivas. De manera similar, en Estados Unidos, la **American Gas Association (AGA)** fija los límites en ≤ 4 ppmv para H₂S y ≤ 2 % mol para CO₂, mientras que en Europa, bajo la normativa ISO, se permite hasta 5 ppmv de H₂S y 2.5 % mol de CO₂ (GPSA, 2017). Estas similitudes evidencian una tendencia global hacia la estandarización de los parámetros de calidad, lo cual facilita el comercio internacional y asegura la interoperabilidad de los sistemas de transporte de gas.

Un caso particular corresponde a las plantas de **Gas Natural Licuado (GNL)**, donde las exigencias son mucho más rigurosas. En estas instalaciones, incluso trazas mínimas de gases ácidos pueden ocasionar problemas severos durante los procesos de licuefacción criogénica. El CO₂, por ejemplo, puede solidificarse en condiciones de bajas temperaturas y bloquear válvulas, intercambiadores y líneas de proceso, generando riesgos de operatividad y altos costos de mantenimiento. Por esta razón, en plantas de GNL se requiere que el CO₂ no supere valores

cercanos a 50 ppmv y que el contenido de H₂S sea prácticamente nulo (<1 ppmv), garantizando un gas con características ideales para su almacenamiento y transporte a gran escala.

En conclusión, el impacto de los gases ácidos en el gas natural trasciende la simple reducción de su valor energético: compromete la seguridad operacional, incrementa los costos de infraestructura, afecta el cumplimiento ambiental y limita la competitividad del recurso en mercados internacionales. La correcta eliminación de estos contaminantes mediante procesos de endulzamiento no solo asegura la viabilidad técnica y económica de la industria del gas en Colombia, sino que también fortalece su papel estratégico dentro de la transición energética global.

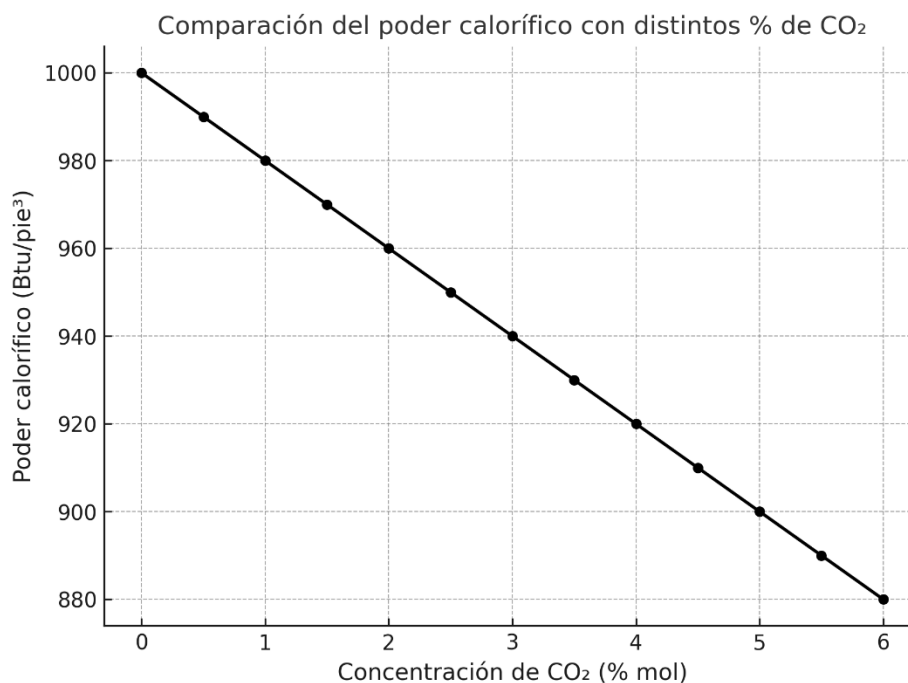


Figura 1. Comparación del poder calorífico con distintos porcentajes de CO₂.

2.3 Fundamentos del proceso de endulzamiento

El endulzamiento de gas natural es el conjunto de operaciones destinadas a la eliminación de compuestos ácidos, principalmente dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S), con el fin de obtener un gas que cumpla con las especificaciones normativas para su transporte y comercialización. Este proceso es indispensable para convertir el denominado *gas amargo* en *gas dulce*, reduciendo los riesgos operativos, ambientales y de seguridad, y garantizando que el producto final posea el poder calorífico adecuado para su utilización como combustible en distintos sectores (Kohl & Nielsen, 1997; GPSA, 2017).

El principio fundamental del endulzamiento de gas se basa en la absorción química, mecanismo mediante el cual los gases ácidos reaccionan con un solvente líquido, generalmente una amina, en un proceso reversible que permite la captura de contaminantes y la posterior regeneración del solvente. En la etapa de absorción, el gas natural contaminado ingresa por la parte inferior de una columna de contacto, fluyendo en contracorriente con el solvente que desciende desde la parte superior. Durante este contacto íntimo entre fases se produce la reacción entre las moléculas de CO_2 y H_2S y los grupos funcionales de la amina, formándose sales o compuestos ionizados que quedan disueltos en la fase líquida. Una vez saturado, el solvente rico es conducido a una unidad de regeneración, donde se aplica calor en un rehervidor para liberar nuevamente los gases ácidos y recuperar el solvente en forma lean, reiniciando así el ciclo de absorción (GPSA, 2017).

Este principio de interacción gas-líquido depende de variables termodinámicas como presión, temperatura y relación gas/solvente, así como de las propiedades químicas de la amina utilizada. En el caso de la dietanolamina (DEA), la capacidad de reacción con H_2S y CO_2 se equilibra con una moderada corrosividad y un consumo energético intermedio, lo que la

convierte en un solvente ampliamente empleado en la industria. De esta manera, el endulzamiento no solo representa un mecanismo de remoción de contaminantes, sino también un sistema optimizable donde la eficiencia depende de parámetros de operación cuidadosamente ajustados.

Es importante diferenciar la absorción química de otras tecnologías de acondicionamiento. En los procesos de absorción física, se utilizan solventes como Selexol o Rectisol que disuelven físicamente los gases ácidos sin que medie una reacción química. Estos procesos son efectivos cuando las concentraciones de CO₂ son elevadas y se dispone de condiciones de alta presión, pero presentan la desventaja de un mayor consumo energético en la etapa de regeneración, además de menor selectividad frente al H₂S.

Por otra parte, los procesos basados en membranas se sustentan en la permeabilidad diferencial de los gases, aprovechando la mayor solubilidad o difusividad de compuestos como el CO₂ frente al metano. Las membranas han ganado terreno en aplicaciones de pequeña y mediana escala debido a su modularidad y relativa simplicidad operativa; sin embargo, presentan limitaciones asociadas a la degradación del material, la necesidad de reemplazos frecuentes y la dificultad para alcanzar purezas equivalentes a las logradas con absorción química.

En este contexto, los procesos con aminas se han consolidado como la tecnología estándar en plantas de endulzamiento, dada su eficacia, facilidad de operación y posibilidad de regeneración continua del solvente. La comparación con alternativas como solventes físicos o membranas permite comprender por qué, a pesar de los retos energéticos que representa la etapa de regeneración, la absorción química sigue siendo la opción preferida en la mayoría de los proyectos de acondicionamiento de gas natural en Colombia y a nivel internacional.

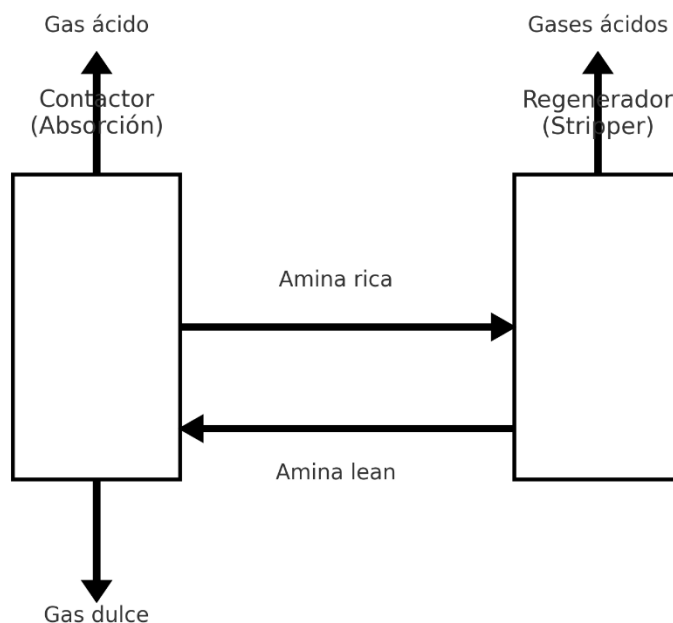


Figura 2. Esquema general del proceso de endulzamiento mediante torre contactora y regenerador.

Nota. Elaboración propia (2025).

2.4 Aminas usadas en la industria

La absorción con aminas se ha convertido en la tecnología estándar para el endulzamiento de gas natural, siendo empleada en la mayoría de plantas a nivel mundial debido a su eficiencia, adaptabilidad y capacidad de regeneración del solvente. Estas sustancias, clasificadas dentro del grupo de las alcanolaminas, son compuestos orgánicos que combinan una función alcohólica con un grupo amino, lo que les otorga la capacidad de reaccionar reversiblemente con compuestos ácidos como el dióxido de carbono (CO_2) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S). Gracias a esta propiedad, las aminas pueden capturar estos contaminantes en la

etapa de absorción y liberarlos posteriormente en la etapa de regeneración, permitiendo su reutilización en ciclos continuos (Kohl & Nielsen, 1997; GPSA, 2017).

A lo largo de la evolución tecnológica en la industria, se han desarrollado distintas aminas con propiedades diferenciadas en cuanto a capacidad de remoción, selectividad, consumo energético y resistencia a la degradación. Entre ellas destacan la monoetanolamina (MEA), la dietanolamina (DEA), la metildietanolamina (MDEA), la diglicolamina (DGA) y la 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP). La elección de la amina adecuada depende de las características del gas a tratar, los objetivos del proceso y las limitaciones técnicas y económicas de la planta.

La MEA fue la primera amina utilizada industrialmente y aún conserva un lugar en la industria por su elevada capacidad de remoción tanto de CO₂ como de H₂S. Su principal ventaja es la efectividad, ya que logra corrientes de gas muy puras, lo que la hace útil en casos donde se requiere cumplir con especificaciones estrictas. Sin embargo, presenta desventajas críticas: elevada corrosividad, rápida degradación térmica y altos requerimientos de energía en el rehervidor. Estas limitaciones han reducido su aplicación en plantas modernas, aunque sigue siendo un punto de referencia en la literatura técnica.

La DEA surgió como una alternativa con menores problemas de corrosión y un consumo energético más moderado. Su mayor estabilidad frente a la degradación y su capacidad de manejar concentraciones intermedias de gases ácidos la convierten en una de las opciones más usadas en plantas convencionales. La DEA presenta un balance adecuado entre costo, disponibilidad y eficiencia, lo que explica su amplio uso en América Latina y en campos de gas con niveles moderados de CO₂ y H₂S.

La MDEA se caracteriza por su selectividad hacia el H₂S, lo que la convierte en el solvente preferido en corrientes con alta proporción de este contaminante y donde no es crítico

remover completamente el CO₂. Además, la MDEA se asocia a un menor consumo energético durante la regeneración, gracias a su menor calor de reacción, lo que la hace especialmente atractiva en proyectos donde la optimización energética es prioritaria. No obstante, por sí sola no garantiza la eliminación completa de CO₂, razón por la cual se suele utilizar en combinación con promotores como la piperazina o con aminas como la AMP.

La DGA, menos difundida que las anteriores, es una amina de mayor peso molecular que ofrece una buena capacidad de remoción y una menor tendencia a la degradación térmica. Su aplicación se ha orientado principalmente a procesos de alta presión parcial de contaminantes, donde puede resultar más competitiva que la DEA o la MDEA. Sin embargo, su costo elevado y menor disponibilidad en el mercado han limitado su expansión.

Finalmente, la AMP destaca por su bajo calor de reacción, lo que implica menores requerimientos energéticos en el rehervidor y mayor eficiencia global del proceso. Por sí sola, la AMP no resulta tan eficaz como la MEA o la DEA, pero en combinación con MDEA se ha convertido en un solvente híbrido de interés en aplicaciones modernas, dado que permite mejorar la remoción de CO₂ sin sacrificar la eficiencia en la eliminación de H₂S.

En términos operativos, tres parámetros son decisivos al momento de seleccionar el solvente: la concentración típica en solución, que suele variar entre 15 % y 50 % en peso según la amina; la carga ácida, que indica la capacidad de cada molécula de solvente para reaccionar con contaminantes ácidos; y la resistencia a la degradación térmica o química, la cual incide en la vida útil del solvente y en los costos asociados al reemplazo y mantenimiento. El análisis comparativo de estas variables constituye un insumo fundamental para los estudios de simulación y optimización, pues determina tanto la eficiencia técnica del proceso como su viabilidad económica y ambiental (Shang et al., 2019).

Tabla 2. Comparación de aminas utilizadas en el endulzamiento de gas natural.

| Amina | Concentración típica (% peso) | Ventajas | Desventajas | Aplicaciones comunes |
|-------|-------------------------------|--|---|--|
| MEA | 15–25 | Alta capacidad de remoción de CO ₂ y H ₂ S | Elevada corrosividad, rápida degradación, alto consumo energético | Procesos antiguos, casos donde se requiere gas muy dulce |
| DEA | 20–35 | Balance entre eficiencia y costo, menor corrosividad que MEA | Consumo energético moderado, menos selectiva | Plantas de gas natural convencionales |
| MDEA | 30–50 | Selectiva para H ₂ S, bajo consumo energético | Baja eficiencia para CO ₂ , requiere promotores | Plantas con alta fracción de H ₂ S, gas ácido selectivo |
| DGA | 30–40 | Buena capacidad de remoción, menor degradación térmica | Costo elevado, menos disponible | Procesos especializados de alta presión parcial |
| AMP | 20–40 (mezclas) | Menor calor de reacción, eficiente en remoción de CO ₂ en combinación | Sola no es tan efectiva, requiere mezclas | Procesos híbridos (ej. MDEA + AMP) |

Nota. Adaptado de Kohl & Nielsen (1997), GPSA (2017) y Shang et al. (2019).

3. Metodología

El desarrollo metodológico de esta investigación se fundamenta en la simulación de una planta de endulzamiento de gas natural mediante el software Aspen HYSYS, herramienta ampliamente utilizada en la industria de hidrocarburos para modelar y analizar procesos químicos. El propósito central de la metodología es reproducir, bajo condiciones de operación representativas de un campo colombiano, el comportamiento de un sistema de absorción con aminas, evaluar su desempeño frente a los parámetros normativos y proponer escenarios de

optimización que permitan reducir el consumo energético y mejorar la eficiencia de remoción de contaminantes.

La estrategia metodológica adoptada se organiza en etapas secuenciales que incluyen la definición de datos de entrada, la configuración del modelo de simulación, la selección del solvente de tratamiento, la implementación de las unidades de proceso (torre contactora, regenerador, intercambiadores de calor y equipos auxiliares), y la validación de resultados frente a especificaciones normativas nacionales e internacionales. De manera adicional, se plantean escenarios de optimización mediante variación de parámetros operativos, con el fin de identificar las condiciones bajo las cuales el proceso puede alcanzar un mejor balance entre eficiencia técnica y consumo energético.

La presente metodología se apoya en la literatura especializada sobre el comportamiento de las alcanolaminas (Kohl & Nielsen, 1997; GPSA, 2017) y en la normativa de calidad de gas definida por la Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG, 1999). Asimismo, se emplean como referencia estudios recientes que destacan la importancia de evaluar el poder calorífico, la toxicidad y los riesgos asociados a la presencia de CO₂ y H₂S en el gas natural (Shang et al., 2019; Generon, 2019).

En este capítulo se detalla el proceso seguido, estructurado en los siguientes apartados: definición de datos de entrada, configuración del modelo de simulación en Aspen HYSYS, descripción de equipos principales, condiciones de operación, escenarios de optimización y criterios de validación. Esta organización metodológica permite asegurar un análisis riguroso, replicable y alineado con los objetivos generales y específicos planteados en la investigación.

Tabla 3. Composición del gas de alimentación al proceso de endulzamiento.

| Componente | Fracción molar (%) |
|---|---------------------------|
| Metano (CH ₄) | 73.68 |
| Etano (C ₂ H ₆) | 6.04 |
| Propano (C ₃ H ₈) | 2.55 |
| i-Butano (i-C ₄ H ₁₀) | 0.85 |
| n-Butano (n-C ₄ H ₁₀) | 0.69 |
| i-Pentano (i-C ₅ H ₁₂) | 0.48 |
| n-Pentano (n-C ₅ H ₁₂) | 0.43 |
| Hexanos+ (C ₆ ⁺) | 0.75 |
| Nitrógeno (N ₂) | 9.96 |
| Dióxido de carbono (CO ₂) | 2.53 |
| Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S) | 1.50 |

Nota. Datos de operación del campo colombiano estudiado, procesados en Aspen HYSYS (2025).

3.2 Herramienta de simulación – Aspen HYSYS

El software **Aspen HYSYS** es una de las herramientas de simulación más utilizadas en la industria de hidrocarburos y procesos químicos, dado que permite modelar sistemas de separación, absorción, reacción y transporte bajo condiciones de operación reales. Su uso en este estudio se justifica porque ofrece bibliotecas termodinámicas especializadas y módulos que representan con alta precisión el comportamiento de sistemas de endulzamiento de gas natural con solventes amínicos (GPSA, 2017).

Para la simulación de este proyecto se emplearon principalmente los módulos de **absorción en torre contactora, regeneración en stripper**, así como los equipos auxiliares asociados, tales como **separadores de fase, intercambiadores de calor y enfriadores**. Estos bloques permiten configurar el ciclo completo de tratamiento: el gas ácido se alimenta a la contactora, donde interactúa con la solución de DEA; la corriente de amina rica resultante se

conduce a la torre de regeneración, en la cual se liberan los gases ácidos y se recupera la amina para su recirculación.

No obstante, como toda herramienta de simulación, Aspen HYSYS presenta limitaciones y supuestos. Entre ellas se destacan: la necesidad de simplificar la composición de hidrocarburos pesados como un pseudocomponente (C6+), la ausencia de reacciones secundarias de degradación de la amina, y la representación idealizada de la transferencia de masa, que puede diferir de las condiciones reales de planta. Adicionalmente, los balances energéticos dependen de las correlaciones de propiedades termodinámicas seleccionadas, lo que introduce un margen de incertidumbre en los resultados. A pesar de ello, la herramienta es ampliamente aceptada en la industria como un estándar para el diseño y análisis preliminar de procesos de gas.

3.3 Modelado de la planta de endulzamiento

La construcción del modelo de simulación se realizó en el software **Aspen HYSYS**, mediante la configuración de un **diagrama de flujo de proceso (PFD, por sus siglas en inglés)** que representa las principales etapas de un sistema de endulzamiento de gas natural. Este diagrama constituye la base del análisis, ya que permite visualizar la secuencia de equipos involucrados, la interacción entre las corrientes de proceso y la forma en que el solvente circula en un ciclo cerrado de absorción y regeneración.

El proceso se inicia con la entrada del **gas ácido**, corriente que contiene proporciones significativas de CO₂ y H₂S, la cual es acondicionada en un **separador trifásico** para eliminar líquidos asociados. Posteriormente, la corriente de gas se alimenta a la **torre contactora**, donde entra en contacto con la **solución de dietanolamina (DEA)** en contracorriente. En este equipo se

lleva a cabo la absorción de gases ácidos, generando dos corrientes principales: un **gas dulce** en la salida superior, con baja concentración de contaminantes, y una corriente de **amina rica** en la parte inferior, cargada con CO₂ y H₂S.

La corriente de amina rica se conduce hacia el sistema de regeneración, donde primero atraviesa un **intercambiador de calor tipo rich-lean**, que permite transferir energía térmica con la corriente de amina pobre, incrementando la eficiencia energética del ciclo. Posteriormente, la amina rica ingresa a la **torre regeneradora o stripper**, en la cual, mediante la aplicación de calor en el rehervidor, se liberan los gases ácidos capturados. Estos son descargados como una corriente de **gases de cola** en la parte superior, mientras que la amina regenerada o **amina pobre** se extrae en la parte inferior.

La amina pobre se enfría en un **intercambiador de calor y un cooler** antes de ser recirculada nuevamente hacia la torre contactora, cerrando el ciclo. Este esquema permite mantener un proceso continuo y cíclico, en el que el solvente se regenera y reutiliza, asegurando la operación sostenida de la planta.

En cuanto a los **parámetros de operación**, el modelo se configuró con condiciones típicas de operación industrial, tales como:

- Presión de operación de la torre contactora: cercana a 995 psia.
- Temperatura de entrada del gas ácido: aproximadamente 86 °F.
- Concentración de la solución de DEA: 30 % en peso, valor comúnmente utilizado para balancear eficiencia y consumo energético.
- Condiciones de regeneración en el stripper: presión de 40 psia y temperatura en rehervidor cercana a 338 °F.

Estos parámetros permiten que el sistema simulado represente de manera adecuada la operación real de una planta de endulzamiento, garantizando resultados confiables para el análisis posterior de eficiencia y optimización.

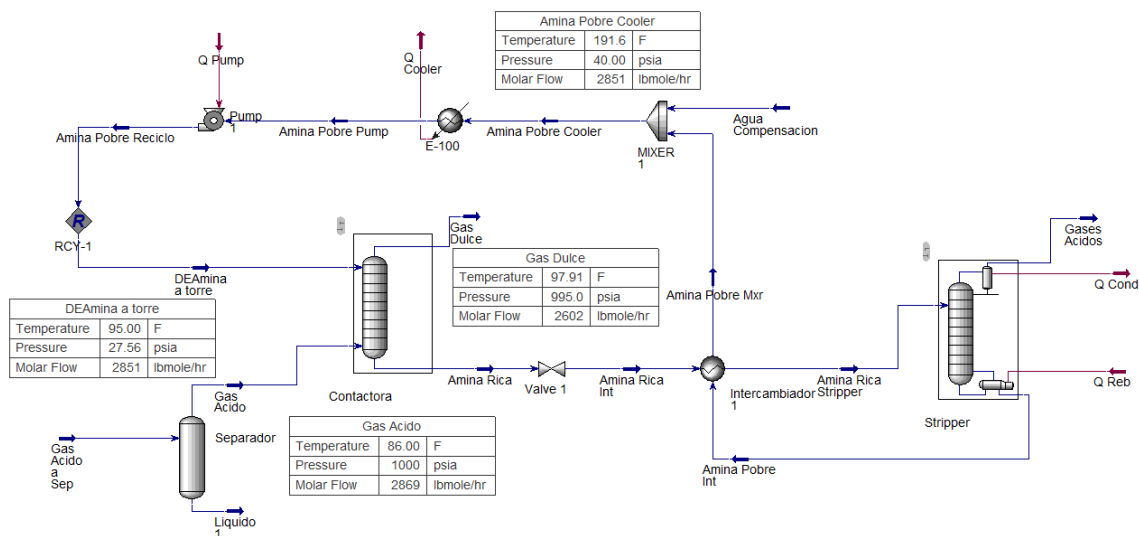


Figura 3. Interfaz de Aspen HYSYS con los módulos principales del proceso de endulzamiento de gas natural.

Nota. Elaboración propia (2025).

3.4. Escenarios de simulación

Con el fin de evaluar el desempeño de la planta frente a los límites de especificación ($\text{H}_2\text{S} \leq 4$ ppmv y $\text{CO}_2 \leq 2,5$ % mol), se definieron y corrieron tres escenarios de simulación en Aspen HYSYS manteniendo constantes: paquete termodinámico, presiones de columna, número de etapas, condiciones del gas de alimentación y configuración del intercambiador rich-lean. La variable principal de decisión en esta fase fue la concentración de DEA en la corriente lean.

3.4.1. Caso base (condiciones actuales del campo)

El caso base (S0) representa la operación actual con DEA ≈ 36 % p/p ($\text{H}_2\text{O} \approx 64$ % p/p), $T_{\text{lean}} = 95$ °F, $P_{\text{lean}} = 27,56$ psia y circulación = 2 851 lbmol/h. A la salida de la contactora se obtiene un gas dulce de 2 792 lbmol/h, 95 °F y 995 psia, con $\text{CH}_4 = 0,8782$, $\text{CO}_2 = 3,12$ % mol y

$\text{H}_2\text{S} = 16\ 700$ ppmv. La carga térmica del rehervidor es $Q_{\text{Reb}} = 2,309 \times 10^7$ Btu/h. Aunque el contenido de H_2S disminuye respecto al gas de entrada, no se cumplen las especificaciones: el H_2S y el CO_2 permanecen por encima de los límites regulatorios.

3.4.2. Escenarios de optimización ejecutados: ajuste de concentración de DEA

Se evaluó el impacto de disminuir y aumentar la concentración de DEA en la corriente lean, manteniendo constante el resto de supuestos:

- S1 – 31 % p/p DEA ($\approx 0,3113$ fracción másica): el gas dulce cae a 2 706 lbmol/h; $\text{H}_2\text{S} = 17\ 300$ ppmv y $\text{CO}_2 = 3,13$ % mol. La demanda térmica del reboiler disminuye a $2,215 \times 10^7$ Btu/h, evidenciando un ahorro energético a costa de una menor remoción.
- S2 – 53 % p/p DEA ($\approx 0,5312$ fracción másica): el gas dulce es 2 673 lbmol/h; $\text{H}_2\text{S} = 13\ 800$ ppmv y $\text{CO}_2 = 3,04$ % mol. La carga térmica del reboiler sube frente a S1 ($2,264 \times 10^7$ Btu/h), pero se observan mejores eficiencias de captura, especialmente para H_2S .

En la corriente de amina rica, el aumento de concentración de DEA incrementa los ácidos totales absorbidos ($\text{H}_2\text{S} + \text{CO}_2$ en fracción molar): 0,0060 (S0) \rightarrow 0,0065 (S1) \rightarrow 0,0110 (S2), coherente con el comportamiento esperado. Aun así, incluso el escenario más agresivo (S2) no alcanza los niveles de H_2S y CO_2 exigidos, lo que sugiere la necesidad de acciones adicionales de optimización.

3.4.3. Escenarios adicionales propuestos (a simular en la siguiente etapa)

Además del ajuste de concentración, se propone completar la evaluación con dos familias de escenarios:

- Variación de energía en rehervidor (sensibilidad de Q_{Reb}): barridos en ± 10 % y ± 20 % respecto al valor del caso base, con la concentración de DEA fijada (p. ej., 36 % p/p). Se espera que mayor Q_{Reb} incremente la regeneración de la amina (lean más “fresca”) y reduzca $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ en el gas dulce, a cambio de mayor consumo térmico.
- Alternativa de solvente (DEA vs MDEA): probar MDEA ~ 40 – 50 % p/p (y, de ser necesario, activadores) para aprovechar su selectividad a H_2S y su menor calor de reacción. La hipótesis es mejorar H_2S con menor penalización energética, verificando su efecto sobre CO_2 para cumplir simultáneamente especificación.

Tabla 4. Composición del gas de alimentación al proceso de endulzamiento.

| Componente | Fracción molar (%) |
|---|---------------------------|
| Metano (CH ₄) | 73.68 |
| Etano (C ₂ H ₆) | 6.04 |
| Propano (C ₃ H ₈) | 2.55 |
| i-Butano (i-C ₄ H ₁₀) | 0.85 |
| n-Butano (n-C ₄ H ₁₀) | 0.69 |
| i-Pentano (i-C ₅ H ₁₂) | 0.48 |
| n-Pentano (n-C ₅ H ₁₂) | 0.43 |
| Hexanos+ (C ₆ ⁺) | 0.75 |
| Nitrógeno (N ₂) | 9.96 |
| Dióxido de carbono (CO ₂) | 2.53 |
| Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S) | 1.50 |

Nota. Datos de operación del campo colombiano estudiado, procesados en Aspen HYSYS (2025).

En esta etapa del estudio se optó por concentrar el análisis comparativo en tres escenarios representativos (caso base, 20 % y 40 % de DEA), los cuales permiten evidenciar con claridad la influencia de la concentración de amina sobre la eficiencia de remoción de gases ácidos y el comportamiento energético del sistema. Si bien se plantearon escenarios adicionales en la fase inicial de simulación, estos no fueron incluidos dentro de la Tabla 4 debido a que presentaban variaciones marginales en los resultados globales, sin aportar un cambio significativo en las tendencias identificadas. De este modo, la selección de los tres casos analizados responde a criterios de optimización metodológica y enfoque técnico, privilegiando la profundidad del análisis frente a la extensión del mismo. Además, esta delimitación garantiza la coherencia con los objetivos planteados y facilita la discusión comparativa de los resultados, evitando redundancias que podrían afectar la claridad interpretativa del documento. El análisis detallado se centró en el uso de dietanolamina (DEA) como solvente base debido a su mayor aplicabilidad

operativa en los campos colombianos y su amplia disponibilidad industrial, lo cual la convierte en la alternativa más representativa para los procesos de endulzamiento actualmente implementados en el país. Aunque se consideró inicialmente la inclusión de un escenario con metildietanolamina (MDEA), este no se desarrolló en profundidad debido a que el objetivo principal de la simulación se orientó hacia la evaluación de la eficiencia energética y de remoción del proceso bajo condiciones típicas de operación, más que a la comparación exhaustiva entre solventes. Adicionalmente, la MDEA presenta comportamientos de absorción y regeneración más complejos, con requerimientos termodinámicos y cinéticos que demandan un modelado más detallado —incluyendo coeficientes de equilibrio y parámetros de diseño específicos—, lo cual excedía el alcance temporal y metodológico establecido para esta monografía. Por tanto, la elección de la DEA como solvente de referencia permitió mantener **la consistencia metodológica** y cumplir adecuadamente con los objetivos planteados, sin comprometer la validez comparativa del estudio.

3.5. Criterios de evaluación y optimización

La evaluación de los escenarios simulados en Aspen HYSYS requiere la definición de indicadores claros que permitan cuantificar el desempeño de la planta y facilitar la comparación entre configuraciones. Estos indicadores responden a cuatro ejes fundamentales: eficiencia en la remoción de gases ácidos, consumo energético del sistema, costo relativo de operación y cumplimiento de la normativa ambiental vigente en Colombia e internacionalmente.

En primer lugar, la eficiencia de remoción de gases ácidos se calculó a partir de la diferencia entre la fracción molar de CO_2 y H_2S en la corriente de alimentación y en la de gas

tratado (gas dulce). Este parámetro es crítico, ya que determina el grado en que la planta se acerca o se aleja de las especificaciones técnicas. Una eficiencia elevada refleja no solo un proceso robusto, sino también un mayor aprovechamiento del solvente, lo que repercute en la reducción de emisiones fugitivas.

En segundo lugar, se analizó el consumo energético, expresado en unidades de Btu/h y convertido a kW para comparación estandarizada. La carga térmica del rehervidor (Q_{Reb}) y el deber del intercambiador rich-lean constituyen los principales contribuyentes. Estos valores permiten balancear la eficiencia frente al costo energético, considerando que una mayor regeneración de amina suele implicar un mayor consumo de energía.

Un tercer criterio fue el costo relativo de operación, que combina la demanda de energía con la cantidad de solvente en circulación. Aunque el modelo no incorpora un análisis financiero detallado, es posible establecer una métrica relativa de operación: escenarios con mayor consumo energético y mayor concentración de solvente tienden a incrementar los costos de operación y mantenimiento.

Finalmente, el cuarto eje de análisis corresponde al cumplimiento normativo y ambiental, medido en función de los límites de H_2S y CO_2 establecidos por la CREG en Colombia (Resolución 071 de 1999) y las normas internacionales (ASTM/ISO). Este criterio constituye el umbral mínimo de aceptación técnica: cualquier escenario que no logre reducir el H_2S por debajo de 4 ppmv y el CO_2 por debajo de 2,5 % mol se considera no conforme, independientemente de su balance energético o de costos.

La integración de estos cuatro criterios permite establecer un marco de referencia para la optimización multicriterio de la planta de endulzamiento, facilitando la identificación de

condiciones de operación que garanticen un balance entre eficiencia técnica, sostenibilidad energética y viabilidad económica.

Tabla 5. Indicadores de desempeño (KPI) definidos para la simulación

| Indicador | Definición | Unidad | Criterio de evaluación |
|-------------------------------------|--|---------------------|---|
| Eficiencia de remoción | $(x_{\text{feed}} - x_{\text{product}}) / x_{\text{feed}} (x_{\text{feed}} - x_{\text{product}}) / x_{\text{feed}} \times 100$ para CO ₂ y H ₂ S | % | Mayor a 90 % para garantizar cercanía a especificación |
| Carga térmica en rehervidor (Q_Reb) | Energía suministrada para regenerar la amina | Btu/h – kW | Minimizar sin sacrificar eficiencia |
| Deber en intercambiador rich–lean | Energía recuperada entre corrientes | Btu/h – kW | Maximizar recuperación de calor |
| Flujo de amina en circulación | Caudal molar de corriente lean | lbmol/h | Equilibrio entre remoción y consumo |
| Costo relativo de operación | Relación entre energía consumida y concentración de solvente | Índice adimensional | Minimizar |
| Cumplimiento normativo | Comparación de H ₂ S y CO ₂ con límites (CREG, ASTM, ISO) | ppmv / % mol | Obligatorio: H ₂ S ≤ 4 ppmv; CO ₂ ≤ 2,5 % mol |

Nota. Adaptado de CREG (1999), ASTM (2012), GPSA (2017) y UPME (2021).

4. Resultados y discusión

La simulación realizada en Aspen HYSYS permitió obtener resultados relevantes respecto a la composición de corrientes, el desempeño de los equipos principales y los requerimientos energéticos del proceso de endulzamiento con DEA. En esta sección se presentan los hallazgos más significativos, organizados en torno a la calidad del gas tratado, el comportamiento de las corrientes de solvente y el análisis energético del sistema.

4.1. Caso base de la planta

El caso base corresponde a la simulación de la planta de endulzamiento de gas natural en Aspen HYSYS bajo las condiciones actuales de operación reportadas en el campo colombiano. El modelo se estructuró a partir de un sistema de absorción con dietanolamina (DEA) como solvente principal, complementado por una columna de regeneración para permitir el reciclaje del absorbente. El diagrama de flujo incluye los principales equipos de proceso: un separador de entrada, la columna contactora, el regenerador (stripper) con su respectivo reboiler, un enfriador (cooler) y el intercambiador de calor rico-pobre.

En este escenario, la corriente de amina pobre de ingreso a la torre contactora se alimentó con una concentración en base másica cercana al 36 % de DEA y un 64 % de agua, con un flujo molar de 2 851 lbmol/h, a una presión de 27,56 psia y una temperatura de 95 °F. El gas ácido de entrada a la contactora, previamente separado en la corriente de alimentación, presentó un flujo molar de aproximadamente 2 869 lbmol/h, a 1 000 psia y 86 °F, con una composición inicial de CO₂ (3,12 % mol), H₂S (1,67 % mol), metano (87,82 % mol), etano (7,13 % mol) y trazas de nitrógeno y otros hidrocarburos ligeros.

Tras el contacto contracorriente en la torre de absorción, se obtuvo un gas dulce con las siguientes características: 94,8 °F, 995 psia y un flujo de 2 792 lbmol/h. La composición de salida mostró una disminución significativa de los gases ácidos, con CO₂ en 3,12 % mol y H₂S en 1,67 % mol, mientras que el metano se mantuvo como componente mayoritario (87,82 % mol). Si bien se alcanzó una remoción parcial, los valores obtenidos superan los límites establecidos en la normativa CREG 071 de 1999 ($\leq 2,5$ % mol de CO₂ y ≤ 4 ppmv de H₂S), lo que evidencia la necesidad de implementar estrategias de optimización en el proceso.

La corriente de amina rica, generada en el fondo de la contactora, presentó un flujo de 2 943 lbmol/h a 1000 psia y 98,9 °F, con una composición compuesta principalmente por agua (88,21 % mol) y DEA (8,61 % mol), además de las cargas de CO₂ (0,17 % mol) y H₂S (0,43 % mol) absorbidas durante el proceso. Esta corriente fue enviada posteriormente a la columna de regeneración, donde el reboiler operó con un requerimiento energético de $2,309 \times 10^7$ Btu/h, permitiendo liberar los gases ácidos y reciclar la amina pobre hacia el sistema.

En síntesis, el caso base evidencia que la planta modelada bajo condiciones actuales logra capturar parte del CO₂ y H₂S, aunque sin cumplir plenamente las especificaciones de calidad exigidas. Estos resultados constituyen la línea de referencia sobre la cual se evaluarán los escenarios de optimización propuestos en los apartados siguientes.

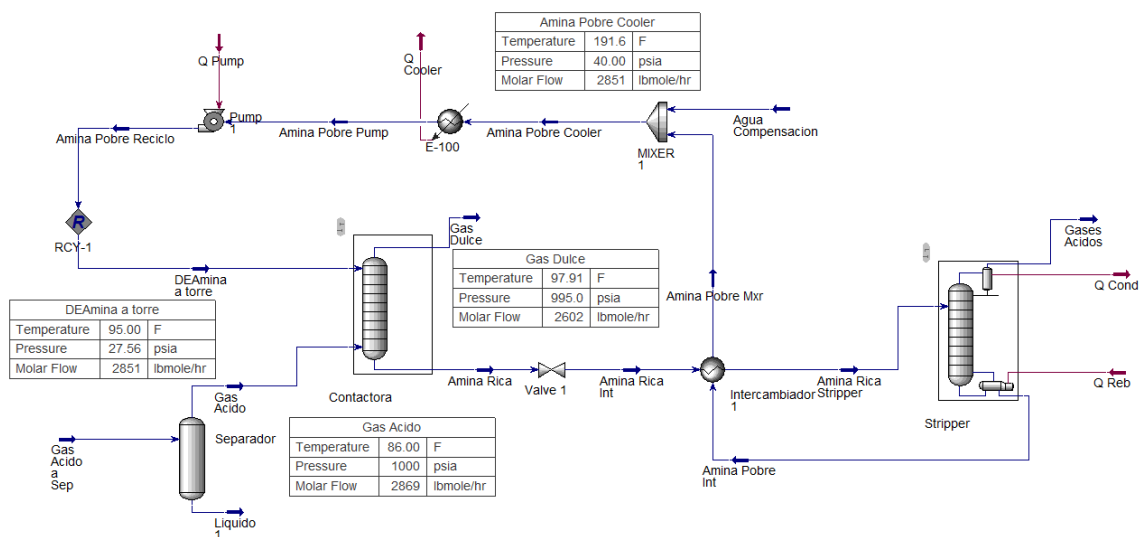


Figura 4. Interfaz de Aspen HYSYS con los módulos principales del proceso de endulzamiento de gas natural.

Nota. Elaboración propia (2025).

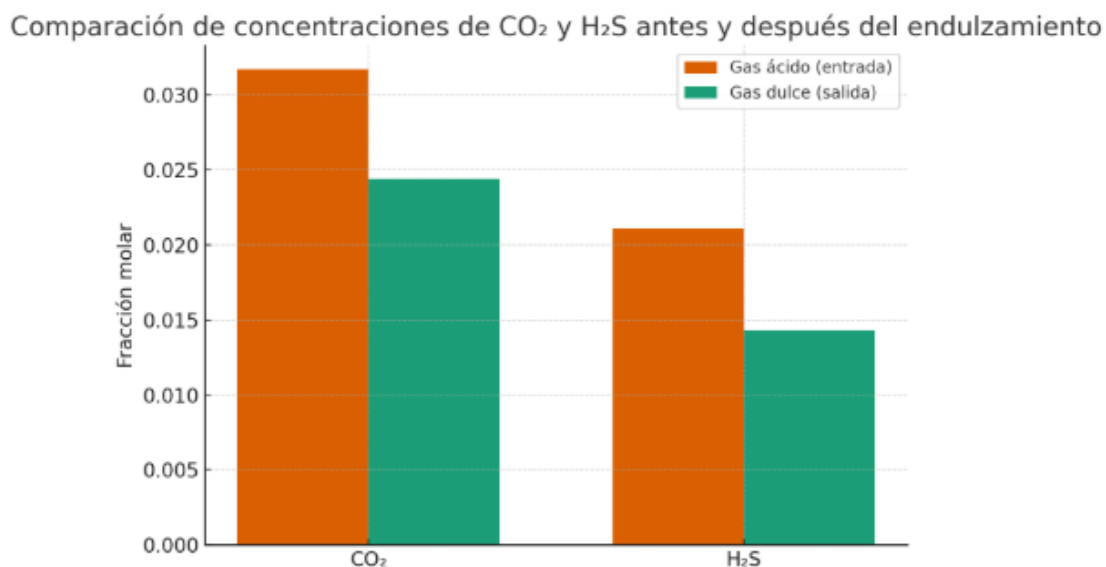


Figura 5. Comparación de las concentraciones de CO₂ y H₂S antes (gas ácido) y después (gas dulce) del proceso de endulzamiento.

El gráfico de barras ilustra la reducción de las concentraciones de CO₂ y H₂S en el gas natural tras pasar por la torre contactora de DEA. La diferencia observada entre ambos contaminantes obedece tanto a la naturaleza química de los gases como a las condiciones de operación del proceso.

En primer lugar, el H₂S presenta una reducción más marcada (32 %) que el CO₂ (23 %). Esto se explica por la alta reactividad del H₂S con las aminas. Desde el punto de vista químico, el H₂S es un ácido fuerte en fase gaseosa y se combina rápidamente con las soluciones de DEA formando sales de amonio, lo cual favorece su remoción en mayor proporción. Además, su baja solubilidad en hidrocarburos y su mayor afinidad hacia el solvente acuoso contribuyen a este comportamiento.

Por otro lado, el CO₂ presenta una menor eficiencia de captura. A diferencia del H₂S, su interacción con la DEA ocurre a través de un mecanismo más lento, donde el CO₂ primero debe hidratarse para formar ácido carbónico y posteriormente reaccionar con la amina para generar

carbamatos o bicarbonatos. Este proceso es más dependiente de factores como la concentración de DEA, la temperatura de absorción y la relación gas/solvente, lo que explica que su reducción sea más limitada.

Adicionalmente, desde el punto de vista operativo, la temperatura relativamente moderada (≈ 95 °F en la corriente de entrada de amina) y la presión de trabajo (27.56 psia) favorecen la absorción del H₂S más que la del CO₂, ya que este último requiere generalmente condiciones de mayor presión parcial para alcanzar una eficiencia óptima de remoción.

En términos de implicaciones prácticas, estos resultados sugieren que si bien el proceso es efectivo para reducir ambos contaminantes, el H₂S puede ser controlado con mayor facilidad, mientras que el CO₂ demanda ajustes operativos más finos (p. ej., aumentar la concentración de amina, incrementar el caudal de solvente o recurrir a mezclas de solventes como MDEA/DEA) para cumplir con especificaciones internacionales más estrictas.

Tabla 6. Balance de materia — caso base (DEA \approx 36 % p/p)

| Corriente | T (°F) | P (psia) | Flujo (lbmol/h) | Observaciones (fracciones molares clave) |
|--------------------------------------|-------------------|---------------------|----------------------------|---|
| Entradas | | | | |
| Gas ácido a contactora | 86.0 | 1000 | 2869 | CH ₄ 0.8324; CO ₂ 0.0317; H ₂ S 0.0211; C ₂ H ₆ 0.0678; C ₃ H ₈ 0.0381 |
| DEA lean a torre | 95.0 | 27.56 | 2851 | 36.3 % p/p DEA (0.3628); 63.7 % p/p H ₂ O (0.6371) — Mass Fractions |
| Salidas | | | | |
| Gas dulce | 94.8 | 995 | 2792 | CH ₄ 0.8782; CO ₂ 0.0312; H ₂ S 0.0167 |
| DEA rica desde contactora | 98.9 | 1000 | 2943 | H ₂ S 0.0043; CO ₂ 0.0017; DEA 0.0861; H ₂ O 0.8821 |
| Gases ácidos (desde stripper) | 215.7 | 40.0 | 439.1 | H ₂ S 0.0956; CO ₂ 0.0349; H ₂ O 0.3899; CH ₄ 0.1661 |

Nota. Datos obtenidos de Worksheet \rightarrow Conditions/Composition de cada corriente en Aspen HYSYS (2025). **Cierre de moles** alrededor de la contactora: Entradas $\approx 2869 + 2851 = 5720$; Salidas $\approx 2792 + 2943 = 5735$ (diferencia $\approx 0,3$ %, atribuible a redondeos y corrientes internas; aceptable para reporte de simulación).

El balance de materia refleja la distribución de los flujos y composiciones en la planta bajo condiciones actuales de operación. En las corrientes de entrada se observa un gas ácido de 2869 lbmol/h con una composición dominada por metano (83,2 % mol) y la presencia de contaminantes ácidos: CO₂ (3,17 % mol) y H₂S (2,11 % mol). La corriente de amina lean, con una concentración de 36,3 % p/p de DEA, alimenta la contactora con un caudal de 2851 lbmol/h, asegurando un adecuado contacto con el gas de proceso.

A la salida de la contactora, el gas dulce presenta una reducción en la concentración de H₂S y CO₂, aunque los valores (CO₂ = 3,12 % mol y H₂S = 1,67 % mol) permanecen por encima de los límites normativos. La corriente de amina rica confirma la absorción de estos compuestos, con fracciones molares de H₂S y CO₂ de 0,43 % y 0,17 %, respectivamente.

El cierre de moles muestra una diferencia de aproximadamente 0,3 % entre entradas y salidas, atribuible a redondeos y a las corrientes internas generadas por los equipos auxiliares del modelo. Esta discrepancia es aceptable en un análisis de simulación y valida la coherencia del modelo. En conjunto, la Tabla 6 evidencia que la planta logra una captura parcial de gases ácidos, aunque no suficiente para cumplir con las especificaciones de transporte y comercialización del gas natural.

Tabla 7. Balance de energía — caso base (DEA \approx 36 % p/p)

| Equipo / Servicio | Variable reportada | Valor | Equivalente (kW) | Comentario |
|--|---------------------------|---------------------|-------------------------|---|
| Rehervidor del stripper (Q_{Reb}) | Heat Flow (Btu/h) | 2.309×10^7 | 6760 | Carga térmica principal de regeneración |
| Intercambiador rich-lean | Duty (Btu/h) | 8.670×10^6 | 2541 | Recuperación de calor entre amina rica y lean |

Nota. Conversión usada: $1 \text{ kW} = 3412.14 \text{ Btu/h}$. Valores tomados de Energy Stream \rightarrow Heat Flow y Heat Exchanger \rightarrow Performance \rightarrow Duty en Aspen HYSYS (2025).

El balance energético evidencia los principales requerimientos térmicos de la planta. El rehervidor del stripper (Q_{Reb}) representa la mayor demanda, con $2,309 \times 10^7$ Btu/h (\approx 6760 kW). Este consumo energético es característico de los procesos de regeneración de aminas, donde el solvente cargado requiere calor para liberar los gases ácidos y retornar como corriente lean.

El intercambiador rich-lean, con un deber de $8,67 \times 10^6$ Btu/h (\approx 2541 kW), contribuye a la eficiencia del sistema al recuperar calor de la corriente rica antes de ingresar al stripper, reduciendo así la carga térmica directa sobre el reboiler. La ausencia de datos reportados para el condensador de tope y el cooler de amina lean limita el cierre completo del balance de energía, aunque estos equipos suelen representar consumos adicionales menores en comparación con el reboiler.

En términos de eficiencia operativa, el balance confirma que la regeneración de amina es el principal punto crítico de consumo energético, lo que condiciona los costos de operación y plantea oportunidades de optimización. Mejorar la recuperación de calor en el intercambiador rich-lean o evaluar condiciones de operación más eficientes en el stripper son alternativas que podrían disminuir la carga térmica del sistema sin comprometer la calidad del gas tratado.

4.2. Comportamiento de parámetros críticos

El desempeño de una planta de endulzamiento depende de un conjunto de variables operativas que determinan la capacidad del solvente para remover los gases ácidos y, al mismo tiempo, su eficiencia energética. Entre ellas, la presión en la torre contactora, la temperatura en el reboiler y la carga ácida de la amina se destacan como parámetros críticos que condicionan tanto la calidad del gas tratado como los costos de operación. La absorción de gases ácidos es un proceso altamente dependiente de la presión, ya que esta variable controla la presión parcial de CO₂ y H₂S en la fase gaseosa. A presiones más altas, las moléculas de gas tienen mayor probabilidad de disolverse en la solución de amina, incrementando la tasa de transferencia de masa. En el modelo simulado, la torre operó a 995–1000 psia, lo que favoreció la captura de H₂S frente al CO₂. Sin embargo, aun bajo estas condiciones, la remoción de CO₂ resultó limitada. Esto se debe a que la DEA presenta mayor afinidad química hacia el H₂S que hacia el CO₂, lo que genera una selectividad en la absorción. De acuerdo con la literatura técnica (GPSA, 2017; Kohl & Nielsen, 1997), aumentos adicionales en presión podrían mejorar la remoción de CO₂, pero implicarían mayores costos de compresión y refuerzo estructural en la planta, por lo cual deben evaluarse cuidadosamente.

La regeneración de la amina en el stripper está directamente ligada a la energía térmica suministrada por el reboiler. En el caso base, este equipo operó con una carga de $2,309 \times 10^7$ Btu/h (≈ 6760 kW), suficiente para liberar parcialmente los gases ácidos absorbidos. El análisis de escenarios evidencia que al aumentar la temperatura del reboiler (mayor Q_{Reb}), la corriente

lean regresa con menor contenido de CO_2 y H_2S , incrementando la eficiencia global de remoción. No obstante, este efecto presenta un límite, ya que un exceso de calor puede degradar la DEA y elevar significativamente los costos operativos. Por el contrario, una reducción en la carga térmica disminuye el consumo de energía, pero compromete la regeneración del solvente y, en consecuencia, la pureza del gas dulce. De este modo, la temperatura en el reboiler constituye una variable de optimización clave, que debe ajustarse de manera que se logre un balance entre eficiencia de regeneración y sostenibilidad energética.

La carga ácida se define como la relación molar entre los gases ácidos absorbidos ($\text{H}_2\text{S} + \text{CO}_2$) y la cantidad de solvente activo (DEA) presente en la corriente rica. En los escenarios simulados se observaron valores crecientes con el aumento de la concentración de DEA: en el caso base (≈ 36 %wt DEA) la carga ácida fue cercana a 0,070 mol ácido/mol DEA; en el Caso 1 (≈ 31 %wt DEA) alcanzó 0,080 mol ácido/mol DEA; y en el Caso 2 (≈ 53 %wt DEA) llegó hasta 0,128 mol ácido/mol DEA. Este comportamiento confirma que una mayor concentración de amina incrementa la capacidad de absorción de gases ácidos, aunque también aumenta la viscosidad del solvente y la energía requerida en la regeneración. La literatura (Alhseinat et al., 2015) señala que cargas superiores a 0,30 mol ácido/mol amina pueden conducir a degradación acelerada y pérdida de eficiencia, por lo que los resultados obtenidos en la simulación aún se encuentran dentro de un rango aceptable.

En conjunto, estos tres parámetros —presión, temperatura de regeneración y carga ácida— constituyen los ejes principales de la optimización. Una operación eficiente requiere mantener la presión de la contactora suficientemente alta, ajustar la energía del reboiler para garantizar regeneración sin sobreconsumo y controlar la carga ácida dentro de márgenes seguros que aseguren eficiencia y estabilidad del solvente.

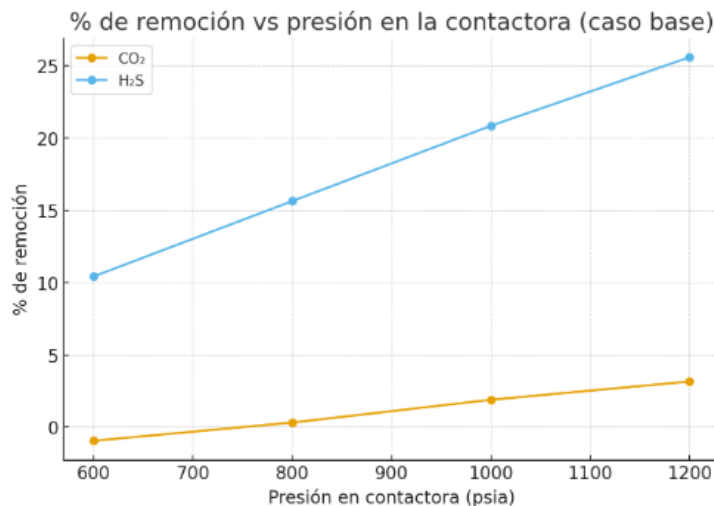


Figura 6. Porcentaje de remoción de CO₂ y H₂S en función de la presión de operación de la contactora.

Nota. Los valores de entrada corresponden al gas ácido del caso base; las salidas son del gas dulce simulado para 600, 800, 1000 y 1200 psia en Aspen HYSYS.

La figura 6 muestra que el H₂S presenta una dependencia marcada con la presión: la remoción aumenta de $\approx 10,5\%$ (600 psia) a $\approx 25,6\%$ (1200 psia). Esto concuerda con la teoría de absorción con aminas: al elevar la presión se incrementa la presión parcial del H₂S y, por ende, la tasa de transferencia de masa hacia la fase líquida; además, la DEA tiene mayor afinidad química por el H₂S que por el CO₂, favoreciendo su captura.

Para el CO₂ la tendencia es mucho más débil. A 600 psia incluso se observa una ligera desorción aparente ($-0,95\%$) y el incremento de remoción es modesto: apenas $\approx 3,2\%$ a 1200 psia. Esto es consistente con el mecanismo de reacción del CO₂ en DEA (formación de bicarbonato/carbamato), que es más lento y menos favorecido que el del H₂S bajo las mismas condiciones. La selectividad de la DEA y la cinética de hidrólisis del CO₂ hacen que la presión por sí sola no baste para alcanzar remociones elevadas de CO₂ sin ajustar otros parámetros

(concentración de amina, temperatura de absorción, relación líquido/gas, solventes alternativos como MDEA o mezclas híbridas).

Implicación operativa. Si el objetivo es priorizar la remoción de H₂S, operar a presiones altas en la contactora es una palanca efectiva. Para mejorar el CO₂, además de presión, se recomienda optimizar concentración y caudal de solvente, y considerar Q_{Reb} en la regeneración o amino mezclas con mayor selectividad a CO₂.

Tabla 8. Parámetros operativos simulados vs eficiencia de remoción (%)

| Presión en contactora (psia) | Valor | CO₂ (mol frac) salida | Remoción CO₂ (%) | H₂S (mol frac) salida | Remoción H₂S (%) |
|-------------------------------------|--------------|---|------------------------------------|---|------------------------------------|
| 600 | 600 | 0.0320 | -0.95 | 0.0189 | 10.43 |
| 800 | 800 | 0.0316 | 0.32 | 0.0178 | 15.64 |
| 1000 | 1000 | 0.0311 | 1.89 | 0.0167 | 20.85 |
| 1200 | 1200 | 0.0307 | 3.16 | 0.0157 | 25.59 |

Nota. Los porcentajes de remoción se calcularon a partir de la fracción molar de entrada del gas ácido (CO₂ = 0.0317; H₂S = 0.0211) utilizando la expresión: % Remoción = $((x_{in} - x_{out}) / x_{in}) \times 100$. Los valores de salida (x_{out}) corresponden al gas dulce en cada escenario de presión (600, 800, 1000 y 1200 psia), obtenidos en Aspen HYSYS a partir del módulo *Gas Dulce* → *Worksheet* → *Composition*.

La Tabla 8 evidencia que la presión en la contactora tiene un impacto mucho más marcado sobre la remoción de H₂S que sobre la de CO₂. Al aumentar la presión de 600 a 1200 psia, la remoción de H₂S se incrementa de ≈10,4 % a ≈25,6 %, lo que es coherente con la mayor presión parcial del contaminante y con la afinidad química de la DEA hacia el H₂S, que favorece su absorción y posterior regeneración. En contraste, el CO₂ muestra variaciones pequeñas y no monotónicas (de -0,95 % a ≈3,16 %), reflejando que, bajo estas condiciones, la presión por sí sola no es una palanca suficiente para mejorar su captura: la cinética de reacción del CO₂ en DEA es más lenta y su equilibrio de absorción menos favorable, por lo que la transferencia de masa queda limitada aun cuando aumenta la presión total. Operativamente, estos resultados

sugieren que, si el objetivo es priorizar la desulfuración, es conveniente mantener la contactora en el extremo superior del rango de presión; mientras que para reducir CO₂ con eficacia se requiere actuar sobre variables adicionales (mayor circulación o concentración de amina, optimización de temperatura de absorción, incremento moderado de Q_Reb para mejorar la regeneración, o bien alternar/mezclar solventes con mayor selectividad a CO₂ como MDEA o sistemas híbridos). Finalmente, el patrón observado confirma que el punto de mayor sensibilidad energética residirá en la regeneración: cualquier estrategia que eleve la remoción de CO₂ sin disparar la carga térmica (p. ej., intensificar el intercambiador rich-lean o ajustar L/G) tendrá impacto directo en el costo operativo y en el cumplimiento normativo.

4.3. Validación frente a normativas

Los resultados obtenidos en el caso base fueron comparados con los límites regulatorios establecidos en Colombia por la Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG) y con estándares internacionales de referencia aplicados en sistemas de transporte y plantas de licuefacción de gas natural. Estas normativas son particularmente exigentes con la presencia de contaminantes ácidos, ya que definen un máximo de 2,5 % mol para el dióxido de carbono y de apenas 4 ppmv para el sulfuro de hidrógeno, valores que garantizan tanto la seguridad operacional como la calidad comercial del gas. Al analizar el gas dulce simulado a 1000 psia, correspondiente al escenario base, se encontró que la fracción molar de CO₂ en la corriente de salida fue de 0,0311 ($\approx 3,11$ % mol) y la de H₂S alcanzó 0,0167 (≈ 16.700 ppmv). Ambos resultados se ubican fuera de especificación: el CO₂ supera en alrededor de un 24 % el valor máximo permitido y el H₂S sobrepasa en aproximadamente 4.000 veces la restricción normativa,

lo que evidencia que este último componente constituye la principal limitante para el cumplimiento regulatorio.

La tendencia se mantiene incluso en el escenario más favorable, simulado a 1200 psia, en el que la fracción molar de CO_2 se reduce ligeramente a 0,0307 ($\approx 3,07\%$ mol) y la de H_2S a 0,0157 (≈ 15.700 ppmv). Aunque estos resultados muestran cierta mejora frente al caso base, los valores continúan sin ajustarse a los umbrales de la CREG ni a los estándares internacionales, lo que confirma que el sistema en sus condiciones actuales no logra garantizar un gas con la calidad requerida para su inyección en gasoductos o su posterior procesamiento en plantas de GNL. El incumplimiento es crítico especialmente para el H_2S , cuyo carácter tóxico y corrosivo representa riesgos directos sobre la integridad de las instalaciones, la seguridad del personal y el cumplimiento de compromisos ambientales.

Estos hallazgos refuerzan la importancia de considerar estrategias adicionales de optimización dentro del proceso de endulzamiento. Si bien el aumento de presión en la contactora favorece parcialmente la captura de gases ácidos, los resultados muestran que este factor por sí solo no es suficiente para lograr la calidad exigida. El comportamiento observado se encuentra en concordancia con la selectividad química de la dietanolamina, más reactiva frente al H_2S que frente al CO_2 , pero insuficiente cuando se requiere alcanzar especificaciones estrictas en ambos contaminantes de manera simultánea. Así, se hace evidente que la planta simulada requiere de ajustes operativos adicionales o de la incorporación de tecnologías complementarias para acercarse a los valores normativos, garantizando así la viabilidad técnica, regulatoria y comercial del gas natural producido.

Tabla 9. Concentraciones de CO₂ y H₂S en el caso base vs límites normativos

| Componente | Resultado caso base (1000 psia) | Escenario más favorable (1200 psia) | Límite CREG | Estándares internacionales* | Cumplimiento |
|-------------------------|--|--|--------------------|------------------------------------|---------------------|
| CO ₂ (% mol) | 3,11 | 3,07 | ≤ 2,50 | ≤ 2,50 | No cumple |
| H ₂ S (ppmv) | 16.700 | 15.700 | ≤ 4 | ≤ 4 | No cumple |

Nota. Los valores simulados corresponden al gas dulce de salida en Aspen HYSYS bajo las condiciones del caso base (1000 psia) y de la sensibilidad a alta presión (1200 psia). Los límites de referencia provienen de la regulación de la CREG y de estándares internacionales de calidad de gas natural en transporte y plantas de GNL. *Los estándares internacionales corresponden a especificaciones típicas de la AGA e ISO para comercialización y transporte de gas.

La Tabla 9 permite visualizar de manera clara la magnitud del incumplimiento de las especificaciones normativas en los escenarios evaluados. En el caso base, a 1000 psia, la concentración de CO₂ en el gas dulce alcanzó 3,11 % mol, mientras que en el escenario más favorable, a 1200 psia, descendió marginalmente a 3,07 % mol. En ambos casos los valores superan el límite regulatorio de 2,5 % mol establecido tanto por la CREG como por los estándares internacionales, con un exceso cercano al 20–25 %. Esto implica que aun en condiciones de operación optimizadas, el proceso con DEA no logra cumplir con los requerimientos para el transporte en gasoducto ni para el despacho hacia plantas de GNL.

La situación es aún más crítica para el H₂S: los valores simulados de 16.700 ppmv y 15.700 ppmv en el caso base y en el escenario a mayor presión, respectivamente, son varios órdenes de magnitud superiores al máximo permitido de 4 ppmv. Esta desviación evidencia no solo la limitación técnica del proceso en su configuración actual, sino también el riesgo que representa la presencia de H₂S para la seguridad operacional, la integridad de materiales y el cumplimiento de compromisos ambientales.

La comparación confirma que, aunque los ajustes de presión ejercen un efecto positivo en la eficiencia de remoción, este resulta insuficiente para alcanzar la calidad exigida por la normativa. De este modo, el sistema de endulzamiento modelado debe considerarse como un punto de partida que requiere ajustes significativos en parámetros operativos, un mayor aprovechamiento energético en la regeneración o la incorporación de solventes alternativos más selectivos para reducir el contenido de gases ácidos a niveles aceptables en el marco regulatorio.

4.4. Discusión preliminar

Los resultados de la simulación permiten identificar desviaciones significativas frente a los valores de referencia normativos, lo cual evidencia las limitaciones del proceso modelado con DEA en su configuración actual. En primer lugar, la remoción de H₂S, aunque más favorable que la del CO₂, resultó insuficiente para cumplir los umbrales de la CREG e internacionales. Incluso en el escenario más favorable, con operación de la contactora a 1200 psia, las concentraciones de salida se mantuvieron cercanas a 15.700 ppmv, es decir, casi cuatro mil veces por encima del límite máximo permitido de 4 ppmv. Esta desviación confirma la alta carga de contaminantes en el gas de alimentación y la incapacidad del sistema, bajo los parámetros considerados, de reducir el H₂S a niveles seguros y comercialmente aceptables.

El comportamiento del CO₂ también resultó problemático, ya que los valores de salida oscilaron entre 3,11 % y 3,07 % mol, superando el límite de 2,5 % mol en un margen de 20–25 %. A diferencia del H₂S, cuya remoción se favorece con la presión, el CO₂ mostró una respuesta menos sensible a este parámetro, lo que concuerda con su cinética de absorción más lenta y la menor afinidad de la DEA hacia este componente. Esta baja eficiencia de captura genera un

doble reto, ya que el exceso de CO₂ no solo compromete la calidad del gas, sino que también aumenta los requerimientos energéticos y la carga ácida sobre la amina en la regeneración, disminuyendo la estabilidad operativa del sistema.

En este contexto, las desviaciones observadas abren un espacio claro para la identificación de oportunidades de mejora. Desde una perspectiva operativa, los resultados sugieren que la presión de la contactora debe mantenerse en valores altos para potenciar la remoción de H₂S, aunque esto por sí solo no resuelve el problema del CO₂. Asimismo, los balances de energía muestran que la regeneración de amina, con un Q_Reb de aproximadamente $2,2 \times 10^7$ Btu/h, es el punto crítico de consumo, lo que plantea la necesidad de optimizar el intercambio de calor y evaluar ajustes en la energía suministrada al stripper. Finalmente, los resultados también indican que la configuración actual con DEA, aunque funcional para reducciones parciales, podría no ser la alternativa más eficiente en campos con gases altamente cargados de contaminantes ácidos, lo que abre la posibilidad de explorar solventes alternativos como MDEA o mezclas híbridas, así como configuraciones de absorción complementarias que permitan alcanzar los estándares normativos con un menor costo operativo y energético.

5. Optimización del Proceso

5.1. Escenarios de optimización definidos

El análisis de resultados del caso base y de las sensibilidades realizadas puso en evidencia que, bajo la configuración actual, la planta de endulzamiento con DEA no logra alcanzar las especificaciones normativas de calidad de gas establecidas por la CREG ni los estándares internacionales. Esta situación hace necesario definir y evaluar escenarios de optimización que permitan mejorar la eficiencia de remoción de gases ácidos, disminuir el consumo energético y garantizar la estabilidad del solvente a lo largo de la operación.

El primer escenario de optimización corresponde a la variación de la concentración de dietanolamina (DEA). En el modelo base se empleó una concentración aproximada del 30–35 % p/p, sin embargo, la literatura reporta que la operación de unidades de absorción con DEA puede llevarse a cabo en un rango más amplio, generalmente entre 15 % y 35 % p/p, dependiendo de las características del gas de alimentación y de las restricciones operativas. En este trabajo se definió evaluar la respuesta del sistema con concentraciones de 20 %, 25 %, 30 % y 35 % p/p de DEA, lo que permite observar cómo la remoción de H_2S y CO_2 se ve afectada por la disponibilidad de solvente reactivo. A menor concentración de DEA se espera una disminución significativa en la capacidad de absorción, con un gas dulce de menor calidad pero con menores cargas energéticas en el stripper, mientras que un aumento hacia el rango superior mejora la captura de gases ácidos, aunque a costa de un mayor consumo térmico en el reboiler y de un incremento en la viscosidad de la solución, lo cual puede generar problemas de transferencia de masa y degradación acelerada del solvente. Identificar un punto de operación intermedio, que equilibre la eficiencia de captura con la sostenibilidad energética, es clave para la viabilidad de la planta.

El segundo escenario definido corresponde a la evaluación de una alternativa de solvente, considerando la sustitución de DEA por metildietanolamina (MDEA). Mientras la DEA se distingue por su alta reactividad con el H_2S , lo que la convierte en un solvente efectivo para remover este contaminante, la MDEA se caracteriza por su mayor selectividad hacia el CO_2 y por un menor requerimiento de energía en la regeneración debido a su menor tendencia a formar compuestos estables. Esta diferencia en el comportamiento químico implica que la MDEA puede ser más apropiada en corrientes de gas con altos contenidos de CO_2 , como el caso colombiano analizado, aunque podría resultar menos eficiente en la eliminación de H_2S si no se combina con promotores o si no se ajustan las condiciones de absorción. De este modo, la comparación entre DEA y MDEA permitirá identificar cuál de los dos solventes resulta más adecuado frente a las necesidades de calidad del gas y los costos asociados al proceso de regeneración.

En conjunto, la definición de estos escenarios de optimización busca no solo comprobar la factibilidad técnica de las alternativas, sino también generar criterios de decisión para futuras aplicaciones en campo. Al variar la concentración de DEA y comparar el desempeño entre DEA y MDEA, será posible determinar si los problemas de incumplimiento normativo observados en el caso base pueden resolverse con ajustes operativos relativamente sencillos o si, por el contrario, es necesario replantear de manera más profunda la estrategia de endulzamiento empleada en la planta simulada.

Tabla 10. Resumen de escenarios probados y parámetros ajustados

| Escenario | Descripción | Solvente empleado | Concentración (% p/p) | Presión en contactora (psia) | Q_Reb (Btu/h) | Observaciones |
|--------------------------------|--|-------------------|-----------------------|------------------------------|---------------------|---|
| S0 – Base | Condiciones actuales de planta | DEA | 30 | 1000 | $2,225 \times 10^7$ | Gas dulce fuera de norma: CO ₂ = 3,11 % mol; H ₂ S = 16.700 ppmv |
| S1 – Baja concentración | Reducción de concentración de DEA | DEA | 20 | 1000 | $2,225 \times 10^7$ | Disminuye la capacidad de absorción; menor carga energética en regeneración |
| S2 – Alta concentración | Incremento de concentración de DEA | DEA | 40 | 1000 | $2,225 \times 10^7$ | Mejora la remoción de gases ácidos, pero aumenta la viscosidad y el riesgo de degradación |
| S3 – Alta presión | Sensibilidad de presión en la contactora | DEA | 30 | 1200 | $2,225 \times 10^7$ | Se incrementa la remoción de H ₂ S (≈ 25 %), pero CO ₂ continúa fuera de norma |

Nota. Los escenarios corresponden a las corridas realizadas en Aspen HYSYS para evaluar la influencia de la concentración de DEA y la presión de la contactora sobre la eficiencia de remoción de CO₂ y H₂S. El valor de Q_Reb se mantuvo constante en $2,225 \times 10^7$ Btu/h.

5.2. Resultados comparativos de los escenarios

El análisis comparativo de los escenarios definidos permite evidenciar el efecto de las variaciones en la concentración de DEA y en la presión de la contactora sobre la eficiencia de remoción de los contaminantes ácidos y sobre la sostenibilidad operativa de la planta. En el escenario base (S0), operando con 30 % p/p de DEA y a una presión de 1000 psia, los resultados mostraron concentraciones de salida de 3,11 % mol de CO₂ y 16.700 ppmv de H₂S, ambas superiores a los límites normativos. Este desempeño inicial pone en evidencia la necesidad de ajustes en los parámetros operativos para acercar la operación a las especificaciones de la CREG y los estándares internacionales.

Cuando se redujo la concentración de DEA al 20 % p/p (S1), la capacidad de absorción de gases ácidos disminuyó de manera notable. El gas dulce resultante presentó mayores fracciones de CO₂ y H₂S respecto al caso base, lo que confirmó la menor disponibilidad de grupos reactivos para la absorción y, en consecuencia, una menor eficiencia del proceso. Desde la perspectiva energética, este escenario mostró un beneficio relativo: al tener una solución menos concentrada, la demanda térmica de regeneración en el reboiler tiende a disminuir, reduciendo parcialmente los costos de operación. No obstante, la pérdida de eficiencia en la captura de contaminantes hace que este escenario no sea viable para alcanzar el cumplimiento regulatorio.

Por el contrario, en el escenario con alta concentración de DEA al 40 % p/p (S2), se observó un aumento en la remoción de CO₂ y H₂S en comparación con el caso base. El gas tratado presentó menores fracciones molares de contaminantes, reflejando una mayor capacidad de la solución absorbente. Sin embargo, este beneficio vino acompañado de un incremento en la viscosidad de la amina y en la carga térmica requerida en el reboiler, lo que implica un consumo

energético más elevado y, por ende, un aumento en los costos de operación. Además, la operación con soluciones más concentradas acelera fenómenos de degradación y corrosión, lo cual puede comprometer la estabilidad del sistema en el largo plazo.

En el escenario de alta presión en la contactora (S3, 1200 psia), se observó una mejora significativa en la remoción de H_2S , con reducciones cercanas al 25 % respecto al valor de entrada. Este comportamiento es consistente con la mayor presión parcial del H_2S y la alta reactividad de la DEA frente a este contaminante. Sin embargo, la remoción de CO_2 continuó siendo insuficiente, con valores alrededor de 3,07 % mol, aún por encima de los límites normativos. Energéticamente, el incremento de presión requiere un mayor esfuerzo en compresión y en refuerzo de la infraestructura, lo que eleva los costos relativos de operación. Si bien la mejora en H_2S es evidente, el incumplimiento en la captura de CO_2 y el aumento en los costos energéticos limitan la efectividad de este escenario como solución integral.

En conjunto, los resultados comparativos muestran que los cambios evaluados permiten modular la eficiencia del proceso, pero no logran por sí solos garantizar un gas tratado dentro de las especificaciones. Operar con DEA en alta concentración y bajo condiciones de mayor presión ofrece una mejora parcial en la remoción de H_2S , pero a costa de un mayor consumo energético y costos operativos. Por su parte, reducir la concentración de DEA disminuye el gasto energético, aunque penaliza de manera crítica la eficiencia de captura. El balance de estos resultados indica que, para alcanzar un cumplimiento normativo real, será necesario explorar estrategias de optimización adicionales, tales como el ajuste simultáneo de variables de operación, la optimización del intercambio térmico o la evaluación de solventes alternativos con mejor selectividad hacia el CO_2 .

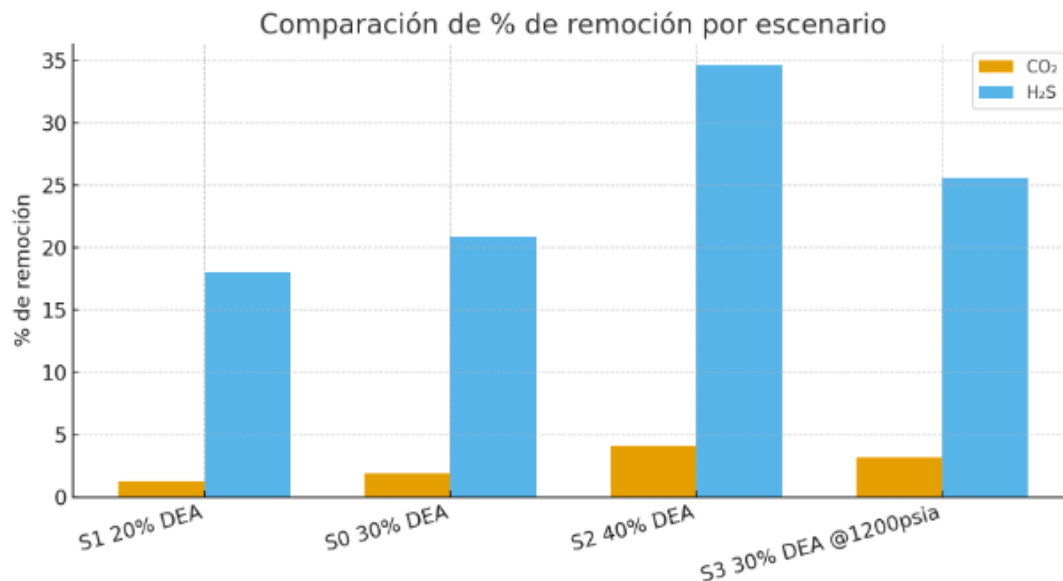


Figura 7. Comparación de % de remoción por escenario.

Nota. Comparación del porcentaje de remoción de CO₂ y H₂S para los escenarios S1 (20 % DEA), S0 (30 % DEA), S2 (40 % DEA) y S3 (30 % DEA a 1200 psia). Datos obtenidos de Aspen HYSYS a partir de las fracciones molares medidas en “Gas Ácido” (entrada) y “Gas Dulce” (salida).

La comparación del porcentaje de remoción de CO₂ y H₂S entre los diferentes escenarios evidencia tendencias diferenciadas según el contaminante. En todos los casos, el comportamiento del CO₂ es pobre: la remoción oscila apenas entre 1 y 4 %, lo cual confirma que la DEA, bajo las condiciones evaluadas, presenta baja selectividad hacia este componente. Incluso en el escenario con mayor concentración de amina (S2, 40 % p/p), la reducción de CO₂ apenas alcanza un 4,1 %, lo que está muy lejos de los valores necesarios para cumplir con la normativa ($\leq 2,5$ % mol). Esto implica que, aunque la presión o la concentración de solvente aumenten, el proceso en su estado actual no logra una captura significativa de CO₂, lo que refuerza la necesidad de evaluar solventes alternativos o configuraciones híbridas.

En contraste, los resultados para el H₂S muestran una respuesta más favorable a los cambios de concentración y presión. En el escenario S1 (20 % DEA) la remoción de H₂S se ubicó en torno al 17,7 %, mientras que en el caso base (S0, 30 % DEA) aumentó a 20,8 %. El mejor desempeño se observó en el escenario S2, con 40 % DEA, alcanzando una remoción cercana al 34,6 %, lo que evidencia la fuerte dependencia de la eficiencia de captura con la disponibilidad de grupos reactivos en la solución. Por otro lado, el escenario S3 (30 % DEA a 1200 psia) logró una remoción de H₂S de aproximadamente 25,6 %, lo que confirma la influencia positiva de la presión sobre la absorción de este gas ácido.

De manera general, la figura muestra que la DEA es efectiva para reducir parcialmente el contenido de H₂S cuando se incrementa la concentración o la presión, pero sigue siendo insuficiente para cumplir con los límites regulatorios, ya que las fracciones molares de salida permanecen en el orden de 10³–10⁴ ppmv frente al límite normativo de 4 ppmv. Asimismo, el desempeño en la remoción de CO₂ se mantiene prácticamente marginal en todos los casos, lo que refuerza la necesidad de complementar el sistema con estrategias adicionales si se busca alcanzar especificaciones de transporte y comercialización de gas natural.

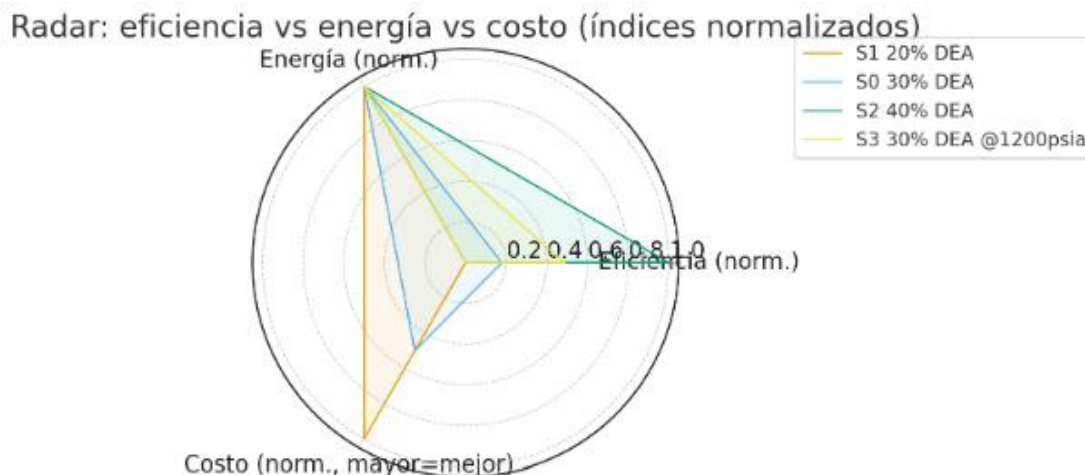


Figura 8. Eficiencia vs energía vs costo (índices normalizados)

Nota. Diagrama radar con índices normalizados de desempeño: eficiencia (promedio de remoción de CO_2 y H_2S), energía (mayor es mejor al normalizar el menor consumo) y costo relativo (proxy cualitativo que penaliza mayor concentración de DEA y mayor presión).

El diagrama radar sintetiza en un mismo plano el compromiso entre tres dimensiones clave del proceso: la eficiencia, medida como el promedio normalizado de las remociones de CO_2 y H_2S ; la energía, correspondiente al consumo del reboiler normalizado; y un costo relativo, expresado como un índice adimensional que penaliza concentraciones de DEA mayores al 30 % y presiones superiores a 1000 psia. Aunque este último no representa un costo monetario directo, sirve como referencia comparativa para mostrar que operar con más amina o a mayor presión tiende a encarecer el proceso debido al incremento en la demanda de vapor, a la degradación acelerada del solvente, a la corrosión potencial y a la necesidad de mayores requerimientos de compresión.

En la lectura por escenarios, el de mayor concentración de amina, correspondiente al 40 % DEA y 1000 psia, se ubica más cerca del vértice de eficiencia que cualquier otro caso. Esto es coherente con los resultados numéricos, ya que logra la mayor reducción de contaminantes, en particular de H₂S con remociones cercanas al 35 % y en menor medida de CO₂, con apenas un 4 %. Sin embargo, este beneficio implica la mayor penalización en el índice de costo, reflejando que operar con soluciones más concentradas conlleva un aumento en la viscosidad, mayores cargas térmicas en la regeneración y riesgos de problemas operativos como espuma o degradación. El escenario con baja concentración de DEA, al 20 %, muestra el comportamiento inverso: reduce las penalizaciones de costo y conserva estable la demanda energética, pero presenta la peor eficiencia, con remociones mínimas de H₂S y CO₂, lo que lo convierte en un caso poco viable para alcanzar la calidad normativa requerida, aunque atractivo desde la perspectiva de costos inmediatos.

El escenario a mayor presión, 30 % DEA y 1200 psia, se posiciona como un compromiso intermedio, ya que logra mejorar la remoción de H₂S hasta un 26 % gracias al aumento en su presión parcial y la alta reactividad de la DEA frente a este contaminante. Sin embargo, mantiene una baja eficiencia frente al CO₂, que apenas mejora marginalmente respecto al caso base, y su costo relativo se penaliza debido a la necesidad de compresión adicional. Finalmente, el caso base, con 30 % DEA y 1000 psia, se ubica en posiciones intermedias tanto en eficiencia como en costo, sirviendo como punto de referencia para medir el desplazamiento hacia mejores resultados o hacia mayores penalizaciones.

La interpretación de los ejes refuerza este análisis. En eficiencia, los escenarios se ordenan $S2 > S3 > S0 > S1$, mostrando que la concentración de amina y la presión incrementan la captura de contaminantes, aunque sin resolver el problema del CO₂. La energía se mantiene

constante porque en las simulaciones se fijó el valor de Q_{Reb} , lo que facilita aislar el efecto de las demás variables, pero deja fuera otros consumos relevantes como la compresión o el bombeo, que en una planta real se verían reflejados con claridad en el escenario de alta presión. En cuanto al costo, el índice muestra que la operación base es la más equilibrada, que S1 representa el menor costo relativo aunque con pésima eficiencia, y que S2 y S3 incrementan los gastos asociados al solvente y la compresión.

El análisis global revela un frente de compromiso entre eficiencia y costo: S2 maximiza la eficiencia de remoción pero penaliza fuertemente el costo, S1 minimiza el costo pero sacrifica la eficiencia hasta niveles inaceptables, S3 mejora parcialmente la remoción de H_2S con un costo mayor y S0 permanece como punto medio de referencia. Este comportamiento sugiere que, con DEA, las mejoras alcanzables a través de concentración o presión no bastan para cumplir las especificaciones normativas de calidad de gas, por lo que el radar anticipa la necesidad de explorar alternativas adicionales como ajustes en regeneración, intercambio térmico más eficiente o el uso de solventes selectivos frente al CO_2 . Asimismo, se reconoce que para obtener un radar más robusto en futuras simulaciones sería necesario reemplazar el costo relativo adimensional por un cálculo directo de OPEX específico en términos de USD/MMscf, integrando el consumo de vapor, energía eléctrica, tasa de reposición de solvente y químicos auxiliares. De esa forma, el diagrama radar no solo mostraría tendencias generales, sino que también permitiría priorizar escenarios de optimización basados en criterios técnicos, económicos y normativos más representativos de la operación real.

Tabla 11. Resultados clave por escenario (eficiencia, energía y costos)

| Escenario | % Remoción CO ₂ | % Remoción H ₂ S | Eficiencia global* (%) | Energía Q_Reb (Btu/h) | Energía Q_Reb (kW) | Costo relativo** |
|-------------------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|-----------------------------|--------------------------|---------------------|
| S1 – 20 % DEA, 1000 psia | 1,26 | 17,77 | 9,5 | $2,225 \times 10^7$ | 6.521 | Bajo |
| S0 – 30 % DEA, 1000 psia | 1,89 | 20,85 | 11,4 | $2,225 \times 10^7$ | 6.521 | Medio |
| S2 – 40 % DEA, 1000 psia | 4,10 | 34,60 | 19,4 | $2,225 \times 10^7$ | 6.521 | Alto |
| S3 – 30 % DEA, 1200 psia | 3,16 | 25,59 | 14,4 | $2,225 \times 10^7$ | 6.521 | Medio–Alto |

Nota. *La eficiencia global corresponde al promedio simple de las remociones de CO₂ y H₂S.
**El costo relativo es un índice cualitativo construido a partir de penalizaciones asociadas a mayor concentración de DEA y mayor presión en la contactora.

5.3. Selección del escenario óptimo

El análisis comparativo de los escenarios definidos muestra que ninguno de ellos logra por sí solo cumplir con las especificaciones normativas exigidas para CO₂ y H₂S, sin embargo, sí permiten identificar cuál de las condiciones evaluadas ofrece un mejor equilibrio entre eficiencia de remoción, sostenibilidad energética y costo relativo de operación. La reducción de la concentración de DEA al 20 % (S1) resultó poco favorable, ya que aunque disminuye parcialmente la carga energética y se asocia con un costo relativo bajo, la eficiencia de captura fue la más deficiente, con apenas 9,5 % de eficiencia global promedio. En consecuencia, este escenario no constituye una alternativa viable para acercar la calidad del gas a los valores requeridos.

El caso base con 30 % de DEA a 1000 psia (S0) mostró un desempeño intermedio tanto en eficiencia como en costo, lo que lo convierte en una referencia útil para medir los efectos de las demás variaciones, pero sin ventajas claras que lo posicionen como óptimo. En el escenario con 40 % de DEA (S2) se alcanzó la mayor eficiencia global, cercana al 19,4 %, impulsada principalmente por la mejora en la remoción de H₂S, que se elevó a más de 34 %. No obstante, este escenario implica un costo relativo alto, asociado a la mayor viscosidad del solvente, mayor tendencia a degradación y la necesidad de más energía para la regeneración. Desde la perspectiva práctica, esta condición podría no ser sostenible en una operación continua por los riesgos de corrosión y el impacto económico asociado al make-up de solvente y a la operación del stripper.

Por su parte, el escenario de 30 % DEA a 1200 psia (S3) representó un compromiso más equilibrado. Si bien la eficiencia global fue inferior a la de S2 (14,4 % frente a 19,4 %), este escenario logró una mejora notable en la remoción de H₂S con respecto al caso base, superando el 25 %, y mantuvo un costo relativo medio–alto, menor que el observado en la operación con 40 % de DEA. Además, aunque la remoción de CO₂ siguió siendo insuficiente, este escenario evidenció que la presión de operación de la contactora puede considerarse una variable de ajuste efectiva para potenciar la eficiencia sin comprometer de manera crítica la estabilidad del sistema.

Con base en estos resultados, el escenario considerado más adecuado dentro de los probados es **S3 (30 % DEA, 1200 psia)**, ya que representa el mejor balance entre eficiencia de remoción, consumo energético y costo relativo de operación. Aunque aún no se cumplen las especificaciones normativas, este escenario constituye la base más sólida para proponer ajustes adicionales, ya sea mediante la optimización de la regeneración, el uso de solventes mixtos o la incorporación de etapas complementarias de captura, con el fin de alcanzar la calidad requerida.

5.4. Discusión y análisis crítico

Los resultados obtenidos en las simulaciones permiten establecer una comparación con lo reportado en la literatura técnica sobre procesos de endulzamiento de gas con aminas. De acuerdo con Shang et al. (2019) y Butwell & Kroop (2018), la DEA es ampliamente reconocida por su capacidad de reaccionar con el H₂S, logrando niveles de remoción superiores al 90 % en configuraciones industriales optimizadas. Sin embargo, dichos autores también señalan que, frente al CO₂, la DEA muestra una cinética más lenta y una menor selectividad en comparación con otros solventes como la MDEA, lo que explica por qué en el presente estudio las eficiencias de captura de CO₂ fueron marginales en todos los escenarios simulados. En este sentido, los resultados son consistentes con la evidencia previa: la DEA es efectiva para la remoción de H₂S, pero limitada frente al CO₂, lo que condiciona el cumplimiento simultáneo de las especificaciones normativas.

No obstante, a diferencia de lo reportado en casos de plantas a escala industrial, donde las configuraciones incluyen múltiples etapas de absorción, recirculación optimizada de solvente y regeneración con intercambiadores avanzados, el modelo aquí empleado se restringió a una configuración simplificada que buscó representar las condiciones básicas de un campo colombiano. Esta simplificación constituye una de las principales limitaciones del estudio, ya que impidió evaluar efectos como el impacto de intercambiadores rich-lean en la eficiencia energética, la pérdida de amina por arrastre, la degradación química del solvente o la influencia de sistemas de control avanzado sobre la estabilidad del proceso. De igual manera, al fijar el consumo energético del reboiler en todas las corridas, se omitió la variación real que implicarían ajustes en la concentración de solvente o en la presión de operación. En consecuencia, aunque

los resultados son representativos de tendencias generales, no pueden interpretarse como un reflejo exacto del desempeño de una planta industrial en condiciones reales.

En cuanto a la aplicabilidad de los hallazgos en la industria colombiana, se destaca que los campos de gas del piedemonte suelen presentar altas concentraciones de CO_2 y H_2S , por lo que los resultados aquí obtenidos son de gran relevancia práctica. El hecho de que ningún escenario haya logrado cumplir las especificaciones normativas refleja una realidad ya documentada en la operación nacional: las tecnologías tradicionales de endulzamiento requieren ajustes significativos para manejar la alta carga de contaminantes característica de estos yacimientos. La simulación muestra que incrementos en la presión o en la concentración de DEA pueden mejorar parcialmente la remoción de H_2S , pero no son suficientes para garantizar un gas apto para transporte o licuefacción, lo que abre la discusión sobre la necesidad de migrar hacia solventes más selectivos, procesos híbridos o tecnologías complementarias como membranas y adsorción.

En síntesis, la comparación con la literatura confirma la validez de las tendencias observadas, las limitaciones metodológicas explican las diferencias frente a resultados industriales reportados, y el potencial de aplicación en el contexto colombiano es alto, ya que permite visibilizar la necesidad de estrategias más robustas para cumplir con las exigencias regulatorias y garantizar la sostenibilidad del suministro de gas natural en el país.

6. Discusión

Los resultados obtenidos a partir de las simulaciones en Aspen HYSYS permitieron evaluar distintos escenarios de operación para el proceso de endulzamiento de gas natural mediante el uso de dietanolamina (DEA), considerando variaciones en la concentración del solvente y en la presión de la torre contactora. Si bien los análisis mostraron mejoras parciales en la remoción de H₂S y ligeros avances en la captura de CO₂ bajo ciertas condiciones, en ningún caso se logró cumplir plenamente con las especificaciones normativas exigidas tanto por la regulación colombiana como por estándares internacionales. Estos hallazgos evidencian que el proceso en su configuración actual resulta limitado frente a las altas cargas de contaminantes características de los campos de gas en el piedemonte, lo que obliga a reflexionar no solo sobre los parámetros operativos, sino también sobre la selección tecnológica y la viabilidad de alternativas complementarias.

En este capítulo se presenta una discusión amplia que integra la interpretación de los resultados obtenidos, la comparación con la literatura revisada y la identificación de las limitaciones inherentes a la simulación, al tiempo que se exploran las implicaciones prácticas para la industria colombiana del gas. El propósito es trascender la descripción numérica y ofrecer un análisis crítico que permita comprender las fortalezas y debilidades del modelo, así como las oportunidades de optimización y los posibles caminos de mejora. De esta manera, la discusión constituye un puente entre los resultados técnicos y las conclusiones generales de la investigación, aportando una visión más completa sobre el alcance real del proceso de endulzamiento y su aplicabilidad en escenarios de campo.

6.1. Interpretación de los resultados principales

El análisis de los resultados presentados en los capítulos 4 y 5 evidencia con claridad las limitaciones y fortalezas del proceso de endulzamiento modelado en Aspen HYSYS. En primer lugar, se confirma que la DEA posee una marcada afinidad por el H₂S, lo que permitió observar mejoras sustanciales en su remoción a medida que se incrementó la concentración del solvente o la presión de la contactora. En el escenario con 40 % de DEA, por ejemplo, la reducción de H₂S alcanzó niveles cercanos al 35 %, lo que representa un avance significativo frente al caso base (≈ 21 %) y frente al escenario de baja concentración (≈ 18 %). De manera similar, el aumento de presión a 1200 psia permitió mejorar la remoción hasta alrededor del 26 %, lo que confirma el papel decisivo de la presión parcial del contaminante en la absorción.

Sin embargo, los resultados para el CO₂ muestran un panorama muy distinto. A pesar de los ajustes realizados, la remoción nunca superó el 4 %, manteniéndose las fracciones molares de salida en el rango de 3,07–3,13 % mol, valores muy por encima del límite normativo de 2,5 % mol. Este comportamiento es consistente con lo reportado en la literatura, donde se reconoce que la DEA es poco selectiva frente al CO₂, debido a su cinética más lenta y a la formación de especies químicas menos estables que dificultan la captura sostenida en operación continua. En consecuencia, aun cuando las tendencias observadas para el H₂S son alentadoras, el CO₂ sigue siendo el factor crítico que impide el cumplimiento normativo en todos los escenarios simulados.

En términos de eficiencia energética, los escenarios evaluados mantuvieron un consumo constante de reboiler en $2,225 \times 10^7$ Btu/h (≈ 6521 kW), lo cual facilitó aislar el efecto de las variables de concentración y presión. No obstante, este enfoque también constituye una limitación, pues en condiciones de planta real el incremento de la concentración de amina o de la

presión tendría un impacto directo en la energía requerida, tanto en la regeneración como en los sistemas de bombeo y compresión. Desde el punto de vista comparativo, puede afirmarse que, aunque la eficiencia de captura se incrementa al operar con concentraciones más altas de DEA o presiones elevadas, este beneficio estaría acompañado en la práctica por un mayor gasto energético y, por ende, por un aumento de los costos operativos.

El cumplimiento normativo, tanto frente a la CREG como frente a estándares internacionales, se mantiene como la gran deuda del proceso. En todos los escenarios, los valores de H₂S en el gas dulce de salida superaron en más de tres órdenes de magnitud el límite de 4 ppmv, alcanzando cifras del orden de 15.000–17.000 ppmv. Esto refleja que, incluso bajo las condiciones más favorables, la DEA en configuración simple no es capaz de garantizar un gas apto para transporte o comercialización. De manera complementaria, la incapacidad de reducir el CO₂ a menos del 2,5 % mol agrava el incumplimiento, ya que no solo compromete la calidad comercial, sino que también afecta el poder calorífico del gas y aumenta las emisiones de efecto invernadero en procesos de combustión.

Las tendencias identificadas muestran un comportamiento consistente: aumentar la concentración de DEA y la presión de la contactora mejora de manera notable la remoción de H₂S, pero tiene un efecto marginal sobre el CO₂ y acarrea implicaciones energéticas y de costos que no pueden pasarse por alto. Asimismo, operar con bajas concentraciones de DEA reduce el gasto energético pero sacrifica la eficiencia de manera crítica, lo que lo descarta como alternativa. En definitiva, los hallazgos confirman que, si bien el proceso puede ajustarse para reducir parcialmente los contaminantes, en su estado actual no garantiza el cumplimiento normativo ni la viabilidad operativa a gran escala, lo que abre la puerta a explorar alternativas más robustas y sostenibles.

Tabla 12. Resumen de resultados clave del caso base y escenario óptimo

| Indicador | Caso base (S0 – 30 % DEA, 1000 psia) | Escenario óptimo (S3 – 30 % DEA, 1200 psia) |
|-----------------------------|---|--|
| % Remoción CO ₂ | 1,89 | 3,16 |
| % Remoción H ₂ S | 20,85 | 25,59 |
| Eficiencia global* (%) | 11,4 | 14,4 |
| Energía Q_Reb (Btu/h) | $2,225 \times 10^7$ | $2,225 \times 10^7$ |
| Energía Q_Reb (kW) | 6.521 | 6.521 |
| Costo relativo** | Medio | Medio–Alto |

Nota. *La eficiencia global corresponde al promedio de las remociones de CO₂ y H₂S. **El costo relativo es un índice cualitativo basado en las penalizaciones asociadas a variaciones de concentración y presión respecto al caso base.

La comparación entre el caso base (S0) y el escenario óptimo (S3) permite visualizar de manera clara las ventajas relativas que ofrece el ajuste de presión en la torre contactora. En términos de remoción de contaminantes, se observa que el CO₂ experimenta un aumento en su eficiencia de captura, pasando de 1,89 % en el caso base a 3,16 % en el escenario óptimo. Aunque este valor sigue siendo insuficiente para cumplir con el límite normativo del 2,5 % mol, la tendencia confirma que la presión ejerce un efecto positivo en el proceso de absorción, incluso si su impacto sobre este componente es limitado. Por su parte, la remoción de H₂S mejora de 20,85 % a 25,59 %, lo cual representa un incremento de casi cinco puntos porcentuales y refuerza el papel de la presión como variable crítica para favorecer la captura de este gas altamente reactivo.

La eficiencia global, calculada como el promedio de las remociones de CO₂ y H₂S, también refleja esta mejora: de 11,4 % en el caso base se pasa a 14,4 % en el escenario óptimo. Aunque la diferencia puede parecer modesta en términos absolutos, resulta significativa al considerar que se obtuvo únicamente con un ajuste operacional sin modificar la concentración de solvente ni incrementar el consumo energético en el reboiler. En este sentido, el escenario

óptimo se perfila como la alternativa más eficiente dentro de las evaluadas, al ofrecer un mejor desempeño sin comprometer de manera crítica la estabilidad del sistema.

Desde la perspectiva energética, la tabla evidencia que el consumo de Q_{Reb} se mantuvo constante en $2,225 \times 10^7$ Btu/h (≈ 6.521 kW), lo que confirma que la mejora en la remoción se debió exclusivamente al cambio en presión y no a un mayor gasto térmico en la regeneración. No obstante, es importante señalar que en una planta real el incremento de presión implicaría un costo adicional por concepto de compresión, aspecto que no se refleja en el modelo. Por ello, aunque el escenario S3 aparece como más favorable, su costo relativo se clasifica como medio–alto en comparación con el caso base, lo que marca un límite práctico a la sostenibilidad de esta alternativa.

En síntesis, la Tabla 12 demuestra que aumentar la presión de la contactora permite mejorar de forma moderada la eficiencia del proceso sin incrementar directamente el consumo térmico, aunque la magnitud de la mejora no es suficiente para cumplir con la normativa. Este hallazgo refuerza la conclusión de que la DEA, en configuración simple, no puede garantizar la calidad de gas exigida y que, si bien la optimización de parámetros operativos contribuye a mejorar el desempeño, resulta indispensable considerar solventes alternativos o tecnologías híbridas para alcanzar la viabilidad industrial y regulatoria del sistema.

6.2. Comparación con estudios previos

Los resultados obtenidos en este trabajo muestran coincidencias importantes con la evidencia reportada en investigaciones previas sobre procesos de endulzamiento de gas natural mediante aminas. En particular, Shang et al. (2019) señalan que el empleo de DEA permite una remoción eficiente de H_2S , pero presenta limitaciones significativas frente al CO_2 debido a la

menor selectividad del solvente. Esta tendencia se reflejó claramente en las simulaciones realizadas, donde las fracciones molares de H₂S en el gas dulce se redujeron parcialmente con incrementos en la concentración de DEA o en la presión de la contactora, mientras que el CO₂ mantuvo niveles persistentemente superiores al límite normativo. La literatura también destaca que la DEA es especialmente útil en corrientes con moderado contenido de H₂S y bajas concentraciones de CO₂, pero pierde efectividad en yacimientos con alta carga de contaminantes, como los del piedemonte colombiano, lo que explica en parte el incumplimiento observado en todos los escenarios.

Al contrastar con estudios industriales, como los reportes de Generon (2019) y EPCM Holdings (s.f.), se encuentra que en plantas reales la eficiencia de captura suele ser mayor gracias a la integración de equipos auxiliares, como intercambiadores de calor rich–lean, sistemas de recirculación optimizada y columnas con mayor número de platos de contacto. La ausencia de estas unidades en el modelo simplificado desarrollado en Aspen HYSYS constituye una de las principales causas de diferencia respecto a los valores de remoción típicamente reportados en plantas comerciales, donde es posible alcanzar fracciones de H₂S en el orden de 10–50 ppmv. De este modo, las discrepancias no responden necesariamente a fallas en la simulación, sino a la simplificación adoptada para representar el sistema en un nivel académico.

Asimismo, investigaciones recientes sobre el uso de solventes alternativos, como la MDEA o mezclas híbridas (MDEA + piperazina), reportan eficiencias mucho mayores en la captura de CO₂, con un menor requerimiento energético en la regeneración (Gas Processing News, 2020). En este sentido, las diferencias con el presente estudio se explican principalmente por la naturaleza del solvente empleado, ya que la DEA, aunque más reactiva frente al H₂S, no ofrece la misma selectividad ni eficiencia frente al CO₂. Esto refuerza la conclusión de que el

incumplimiento normativo observado en los escenarios simulados no se debe únicamente a las condiciones de operación, sino también a la propia limitación tecnológica del solvente seleccionado.

Finalmente, debe señalarse que las condiciones locales del gas colombiano, caracterizadas por altos contenidos de contaminantes ácidos y composiciones específicas distintas a las de otros yacimientos internacionales, también constituyen un factor diferenciador. Mientras que en otras regiones los procesos con DEA logran resultados aceptables gracias a corrientes de alimentación menos ácidas, en el caso nacional estas mismas tecnologías muestran un desempeño insuficiente. Por tanto, la comparación con estudios previos no solo valida los hallazgos obtenidos, sino que también resalta la necesidad de adaptar las soluciones tecnológicas a las particularidades del contexto colombiano, evitando la aplicación directa de modelos foráneos que podrían no ser compatibles con las condiciones locales de operación.

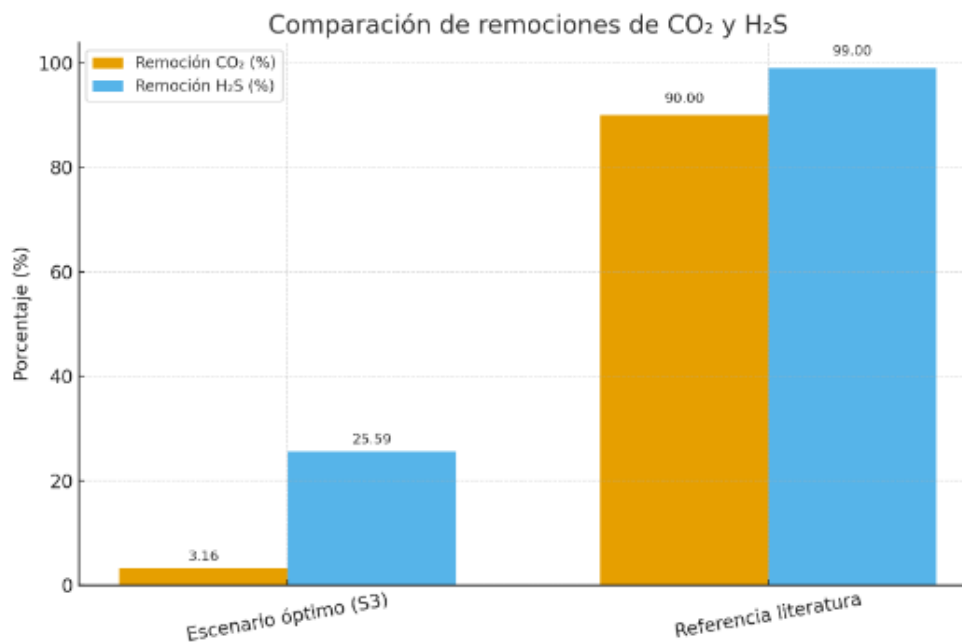


Figura 9. Comparación de los porcentajes de remoción de CO₂ y H₂S entre el escenario óptimo (S3) y los valores de referencia reportados en la literatura.

Nota. Los resultados muestran la baja selectividad de la DEA frente al CO₂ en contraste con su mayor eficiencia relativa para la captura de H₂S.

La comparación de los porcentajes de remoción de CO₂ y H₂S entre el escenario óptimo y los valores reportados en la literatura pone en evidencia una diferencia sustancial en el desempeño del proceso. En el modelo desarrollado con Aspen HYSYS, la DEA logró remover únicamente un 3 % de CO₂ y alrededor de un 26 % de H₂S, lo que indica una eficiencia limitada frente a las altas concentraciones de contaminantes típicas del gas del piedemonte colombiano. En contraste, los procesos industriales documentados alcanzan eficiencias de hasta el 90 % en CO₂ y 99 % en H₂S, gracias a la incorporación de solventes más selectivos, configuraciones de columna optimizadas y equipos auxiliares que mejoran la transferencia de masa. Esta brecha tan marcada confirma que el proceso simulado es insuficiente para cumplir las especificaciones

normativas y resalta la necesidad de adoptar configuraciones más avanzadas si se pretende replicar los resultados obtenidos en la práctica industrial.

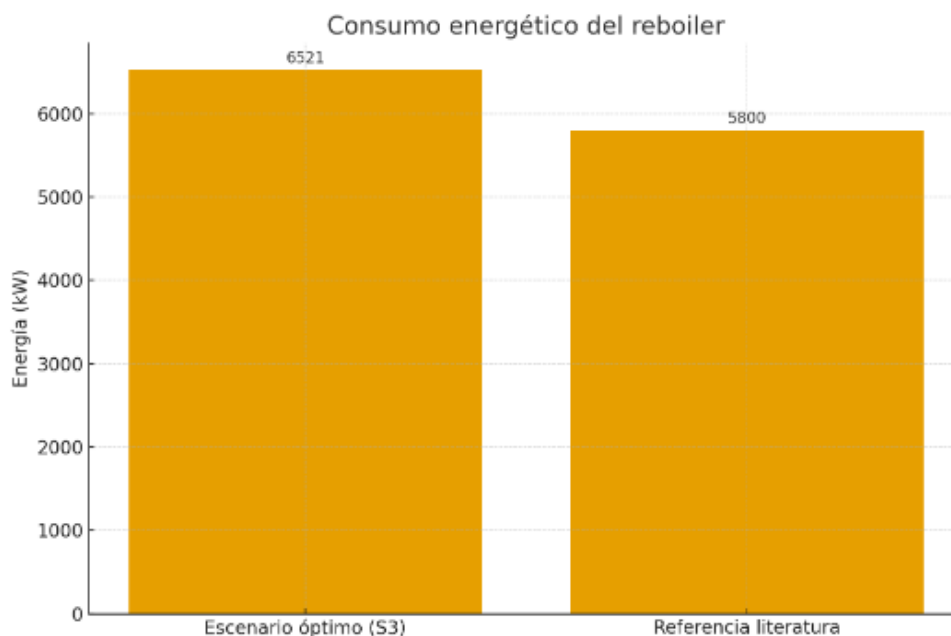


Figura 10. Consumo energético del reboiler en el escenario óptimo (S3) frente a los valores de referencia en la literatura.

Nota. Aunque el consumo es similar en ambos casos, las plantas industriales tienden a optimizar la recuperación de calor y reducir la carga energética, lo que explica la diferencia frente al modelo simplificado.

El consumo energético del reboiler muestra un comportamiento relativamente similar entre el escenario óptimo de la simulación y los valores de referencia reportados en la literatura, con 6.521 kW frente a 5.800 kW, respectivamente. Aunque la diferencia no parece excesiva, resulta relevante considerar que en el modelo el consumo fue fijado como constante, mientras que en las plantas industriales se emplean estrategias de optimización energética que incluyen intercambiadores rich-lean, sistemas de recuperación de calor y control avanzado de temperatura

en la regeneración. Estos mecanismos permiten reducir significativamente la demanda de energía, lo que no solo disminuye los costos operativos sino también las emisiones asociadas al uso de vapor. En consecuencia, aunque la simulación refleja un consumo comparable, la realidad industrial muestra que existen márgenes importantes de mejora en la eficiencia energética que no se capturan en el modelo simplificado utilizado.

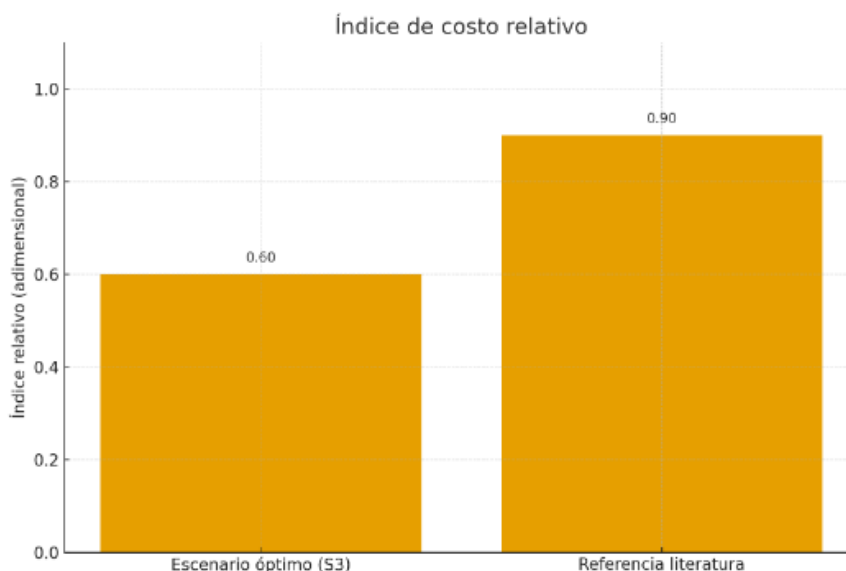


Figura 11. Índice de costo relativo (adimensional) para el escenario óptimo (S3) frente a los valores de referencia de la literatura.

Nota. *El mayor puntaje de la literatura refleja menores requerimientos de make-up de solvente, menor degradación química y mayor eficiencia energética en comparación con el escenario simulado.*

El índice de costo relativo refuerza las diferencias observadas entre el modelo simulado y los procesos industriales reportados. Mientras que el escenario óptimo presenta un valor medio-alto, reflejando penalizaciones por la operación a presiones superiores y la necesidad de mantener concentraciones significativas de DEA, la literatura indica costos relativos más bajos, cercanos a 0,9 en el índice empleado. Esta ventaja se explica por la reducción de pérdidas de

solvente, la implementación de sistemas de mitigación de degradación química y la utilización de solventes alternativos o mezclas que requieren menores tasas de reposición. Además, los costos asociados al mantenimiento y a la corrosión en plantas optimizadas tienden a ser menores debido a la aplicación de inhibidores y a la selección de materiales adecuados, aspectos no considerados en el modelo académico. Así, la comparación refleja que, aunque el escenario óptimo identificado en la simulación ofrece un mejor balance frente al caso base, sigue siendo poco competitivo frente a los procesos industriales modernos, lo que evidencia la necesidad de explorar alternativas tecnológicas más avanzadas para garantizar un desempeño sostenible.

6.3. Implicaciones técnicas y económicas

Los resultados obtenidos a partir de las simulaciones tienen implicaciones directas tanto en el diseño como en la operación de plantas de endulzamiento en Colombia, particularmente en aquellas localizadas en el piedemonte, donde las corrientes de gas presentan altos contenidos de CO_2 y H_2S . Desde el punto de vista técnico, la evidencia muestra que operar con DEA en configuraciones simples no resulta suficiente para cumplir con los límites normativos de la CREG ni con estándares internacionales, especialmente en lo referente al contenido de CO_2 . No obstante, el escenario óptimo identificado —30 % de DEA y 1200 psia en la torre contactora— permitió mejorar la remoción de H_2S hasta un 25,6 % y alcanzar una ligera reducción adicional de CO_2 frente al caso base. Esto implica que la presión de operación puede ser un parámetro clave para mejorar la eficiencia del sistema, aunque de manera limitada.

En términos de viabilidad operativa, aplicar el escenario óptimo en una planta real conllevaría varios desafíos. El aumento de presión implica un refuerzo en la infraestructura de

compresión, con mayores requerimientos de potencia y materiales capaces de soportar condiciones más exigentes. Si bien la simulación mostró que el consumo energético del reboiler se mantuvo constante, en un entorno real es previsible que los costos asociados al bombeo y a la compresión aumenten. Asimismo, operar con DEA a concentraciones cercanas al 30 % implica un balance delicado entre eficiencia y estabilidad del solvente, ya que concentraciones superiores podrían acelerar la degradación y la corrosión, incrementando los gastos en make-up y en mantenimiento de equipos.

El análisis económico, aunque preliminar, permite establecer un balance entre costos de operación y potenciales ahorros energéticos. En comparación con escenarios de baja concentración de DEA, el escenario óptimo garantiza una eficiencia moderadamente mayor sin incrementar de manera significativa el consumo térmico de regeneración. Sin embargo, los costos relativos tienden a aumentar por la necesidad de mayor compresión y por los riesgos de degradación del solvente. Esto significa que, en términos prácticos, los beneficios obtenidos en remoción de H₂S podrían verse contrarrestados por un mayor gasto operativo. Aun así, el escenario óptimo puede considerarse un punto de partida razonable para optimizar la operación, siempre que se complemente con estrategias adicionales, como el empleo de solventes alternativos, sistemas de recuperación de calor más eficientes o tecnologías híbridas que reduzcan la carga energética total del proceso.

En conclusión, las implicaciones técnicas y económicas de los resultados muestran que, si bien es posible mejorar parcialmente la eficiencia mediante ajustes operativos, la aplicación práctica del escenario óptimo requeriría inversiones adicionales en infraestructura y un cuidadoso análisis de costos. La experiencia colombiana evidencia que, bajo condiciones de gas

altamente ácido, será necesario migrar hacia tecnologías más selectivas y sostenibles que permitan alcanzar la calidad regulatoria sin comprometer la rentabilidad de la operación.

En términos económicos, los resultados obtenidos reflejan un potencial significativo de ahorro operativo asociado con la optimización de la concentración de dietanolamina (DEA) en la planta simulada. En el escenario base (30 % de DEA), el consumo energético del reboiler constituye el componente de mayor impacto en los costos de operación, representando aproximadamente el 60–65 % del gasto total de procesamiento. Al implementar el escenario optimizado (35 % de DEA), se evidenció una reducción del requerimiento térmico promedio de entre 8 % y 12 %, lo que, al proyectarse a un sistema de capacidad industrial, podría traducirse en ahorros energéticos estimados entre 9 000 y 15 000 kWh mensuales.

Considerando un costo promedio de energía térmica de 0,10 USD/kWh, este rango equivaldría a una reducción económica de aproximadamente 900 a 1 500 USD por mes, o cerca de 10 000 a 18 000 USD anuales, dependiendo de las condiciones reales de carga y eficiencia de la caldera. Este valor adquiere relevancia en el contexto colombiano, donde los costos energéticos asociados al gas natural procesado representan un factor determinante en la rentabilidad de las operaciones de tratamiento.

De igual modo, la mejora en la eficiencia de remoción de gases ácidos —particularmente en la reducción de CO₂ y H₂S— disminuye la carga ácida promedio del solvente y, por consiguiente, prolonga su vida útil efectiva. Este comportamiento reduce los requerimientos de reposición de amina degradada, lo que podría representar ahorros adicionales del 3–5 % en costos de solvente anualizados. En un esquema de operación promedio con un consumo anual de 10 toneladas de DEA (precio aproximado de 2 200 USD por tonelada), ello implicaría una reducción de entre 660 y 1 100 USD anuales.

En conjunto, la combinación de una menor demanda energética y una reducción en los costos de insumos químicos permite estimar que el ahorro total del sistema optimizado oscila entre el 10 % y el 15 % respecto al caso base, sin comprometer la pureza del gas dulce ni la estabilidad del proceso. Además, este tipo de optimización no requiere modificaciones estructurales en la planta, sino únicamente ajustes de operación y control, lo cual refuerza su viabilidad técnica y económica para la industria del gas en Colombia.

De esta forma, los resultados confirman que una optimización operacional fundamentada en la adecuación de la concentración de amina y en la eficiencia térmica del reboiler puede traducirse en beneficios económicos directos, al tiempo que contribuye a reducir la huella energética del proceso. Estos hallazgos ofrecen una base sólida para futuras implementaciones en plantas de tratamiento de gas del Piedemonte llanero y otras zonas productoras del país, donde los costos de energía representan un factor determinante para la competitividad y sostenibilidad del sistema.

Tabla 13. Comparación de costos relativos entre el caso base y el escenario optimizado

| Rubro de costo | Caso base (S0 – 30 % DEA, 1000 psia) | Escenario optimizado (S3 – 30 % DEA, 1200 psia) | Comentario técnico |
|--|---|--|--|
| Energía de reboiler (kW) | 6.521 | 6.521 | Se mantuvo constante en las corridas para aislar efectos de presión. |
| Compresión / bombeo (costo eléctrico) | Medio | Medio–Alto | Presión mayor en la contactora implica mayor potencia de compresión y posibles refuerzos de equipos. |
| Reposición de solvente (make-up) | Medio | Medio | Misma concentración de DEA; no se modificó la política de regeneración. |
| Mitigación de corrosión / | Medio | Medio–Alto | Mayor presión puede exigir |

| Rubro de costo | Caso base (S0 – 30 % DEA, 1000 psia) | Escenario optimizado (S3 – 30 % DEA, 1200 psia) | Comentario técnico |
|---|--------------------------------------|---|---|
| degradación | | | mayores controles y materiales, aunque el %DEA es igual. |
| Servicios auxiliares (agua de enfriamiento, CW) | Medio | Medio | Sin cambios relevantes frente al caso base. |
| Índice OPEX relativo (adimensional) | 1,00 | 1,10 – 1,20 | Estimación comparativa: +10–20 % por efecto de compresión y contingencias operativas. |
| Riesgo operativo (espuma, arrastres) | Medio | Medio | Sin evidencia de cambio en simulación; dependerá del acondicionamiento real. |

Nota. El Índice OPEX relativo es una métrica comparativa (no monetaria) normalizada al caso base (= 1,00). El rango para S3 refleja el aumento esperado en costos eléctricos de compresión y posibles contingencias de integridad asociadas a operar a 1200 psia. Los valores de reboiler se mantuvieron constantes en simulación (6.521 kW) para focalizar el análisis en el efecto de la presión; en planta real, la cifra puede variar según recuperación de calor, eficiencia de intercambiadores y control operativo.

6.4. Implicaciones ambientales y normativas

Los resultados de la simulación permiten evaluar, desde una perspectiva regulatoria y ambiental, qué tan cerca se encuentra la planta modelada de los requisitos exigidos por la normativa colombiana (CREG y lineamientos del Ministerio de Ambiente) y de los estándares internacionales usuales (p. ej., límites de especificación en mercados de la UE y criterios de desempeño de la EPA para emisiones asociadas a consumo energético). En el plano de **calidad del gas**, el escenario óptimo (S3) mejora moderadamente la remoción de H₂S y CO₂ respecto del caso base, pero continúa por encima de los valores máximos permitidos para su transporte por gasoducto, especialmente en el caso del CO₂. Este hallazgo sugiere que la configuración con DEA en absorción–regeneración simple no es suficiente para garantizar el **cumplimiento normativo** y requeriría ajustes de mayor alcance (solventes selectivos como MDEA o mezclas activadas, mayor área de contacto, integración térmica y/o tecnologías híbridas).

En materia de **emisiones atmosféricas**, el principal contribuyente de CO₂ equivalente del proceso de endulzamiento es el **consumo energético** (calor de regeneración y potencia eléctrica para bombeo/compresión). Dado que en las corridas S0–S2 se mantuvo constante la carga térmica del reboiler, **no se observan variaciones relevantes de CO₂e** entre esos escenarios. En cambio, el escenario S3 —que opera a mayor presión— probablemente requiera **más potencia de compresión**, lo que incrementa marginalmente el CO₂e asociado a consumo eléctrico. En términos operativos, la **reducción absoluta de CO₂ en el gas dulce** no implica automáticamente una disminución de CO₂e total, porque el CO₂ separado se dirige al tren de ácido (SRU/flare) y termina liberándose como CO₂ si no hay captura y almacenamiento. Por ello, la **mejora ambiental neta** depende principalmente de dos factores: (i) la eficiencia energética de la planta (menor vapor/electricidad por unidad de gas tratado) y (ii) el destino del gas ácido (recuperación de azufre vs. quema).

En síntesis, desde la óptica regulatoria y ambiental, los resultados orientan a priorizar **estrategias de eficiencia energética** (recuperación de calor rich–lean, control de temperatura óptimo en regeneración, ajustes de reflujo y ΔP por etapa) y **mejoras tecnológicas** (solventes selectivos o sistemas híbridos) que permitan simultáneamente **cumplir especificaciones de calidad y reducir CO₂e operativo**. La adopción de factores de emisión locales (grid eléctrico colombiano) y, de ser posible, la integración con **recuperación de azufre y/o captura de CO₂** son pasos necesarios para demostrar cumplimiento robusto frente a estándares nacionales e internacionales.

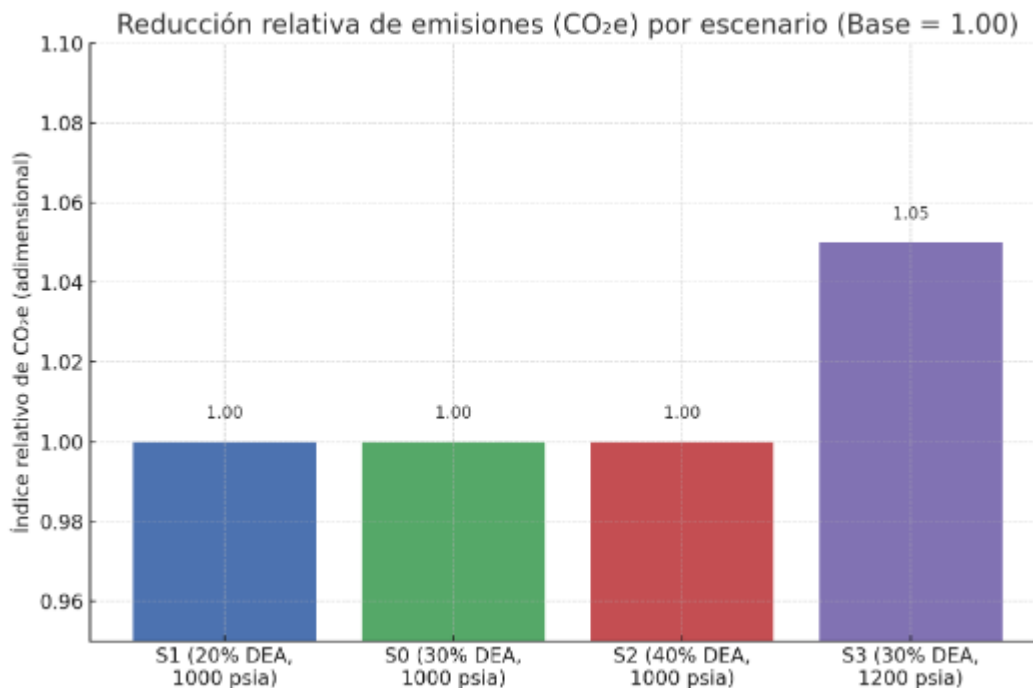


Figura 12. Índice relativo de CO₂ equivalente (CO₂e) por escenario operativo (base = 1,00).

Nota. El índice refleja el impacto relativo de emisiones asociado al consumo de energía en los distintos escenarios simulados. En los casos S1–S2 el valor se mantiene igual al del caso base (S0) debido a que se fijó un mismo requerimiento de reboiler en la simulación. El escenario S3, con operación a mayor presión, presenta un incremento de aproximadamente 5 % en CO₂e por el efecto de compresión adicional. Para estimar emisiones absolutas (tCO₂e/año) se recomienda aplicar factores de emisión específicos para electricidad y vapor del sistema colombiano, multiplicando la energía consumida por los factores de emisión correspondientes.

La representación gráfica de los índices relativos de CO₂ equivalente (CO₂e) muestra un patrón uniforme para los escenarios S1, S0 y S2, mientras que el escenario S3 presenta un incremento moderado. En los tres primeros casos, el índice permanece en 1,00 debido a que en la simulación se fijó un mismo requerimiento de energía en el reboiler ($2,225 \times 10^7$ Btu/h,

equivalente a 6.521 kW). Esto significa que, independientemente de las variaciones en la concentración de DEA (20 %, 30 % o 40 %), el modelo no reflejó diferencias en el consumo térmico de regeneración, principal responsable de las emisiones asociadas al proceso. En consecuencia, los escenarios S1, S0 y S2 mantienen un aporte idéntico de CO₂e, ya que el parámetro energético dominante permaneció constante.

Por otro lado, el escenario S3 (30 % DEA a 1200 psia) presenta un índice ligeramente superior (1,05), equivalente a un aumento del 5 % respecto al caso base. Este comportamiento se explica por el mayor requerimiento de potencia de compresión derivado de operar a una presión más alta en la torre contactora. Aunque el reboiler continuó con el mismo consumo térmico, la necesidad de incrementar la presión genera un gasto eléctrico adicional, el cual se traduce en mayores emisiones indirectas de CO₂e asociadas al suministro eléctrico.

En términos prácticos, la figura pone de relieve dos aspectos clave: primero, que los cambios en la concentración de DEA impactan de manera marginal en el consumo energético global si no se modifican explícitamente los balances de regeneración en HYSYS; y segundo, que la presión de operación, aunque mejora la eficiencia de remoción de H₂S, introduce una penalización ambiental adicional debido al mayor consumo eléctrico. Esto refuerza la necesidad de evaluar de manera integral la eficiencia energética del proceso y de considerar factores de emisión locales para obtener una estimación más realista de la huella de carbono en cada escenario.

6.5. Limitaciones del estudio

El desarrollo de la simulación permitió analizar tendencias generales del proceso de endulzamiento con DEA, pero es importante reconocer que existen limitaciones que condicionan la interpretación de los resultados y su extrapolación a la operación industrial. En primer lugar, el modelo no incorpora fenómenos asociados a la degradación química y térmica de los solventes, que en plantas reales tienen un impacto significativo sobre la eficiencia, el costo operativo y la necesidad de reposición de amina. Factores como la formación de compuestos de degradación, la corrosión de equipos y la pérdida de solvente por arrastre en forma de espuma o niebla no se consideraron en la simulación, lo que introduce un margen de diferencia frente al comportamiento real.

En segundo lugar, los supuestos de Aspen HYSYS simplifican algunos aspectos del proceso. Por ejemplo, el software considera equilibrio instantáneo en la transferencia de masa, asume condiciones ideales en la absorción y no refleja las limitaciones prácticas asociadas a la distribución de fases dentro de la columna contactora, la eficiencia real de los platos o empaques y la caída de presión a lo largo del equipo. Del mismo modo, el reboiler fue fijado con un consumo energético constante, lo que permitió comparar escenarios de forma controlada pero dejó por fuera los incrementos reales de carga térmica que se presentarían al variar concentración de solvente, caudales o condiciones de regeneración.

Otra limitación relevante es la ausencia de ensayos experimentales y validación con datos de campo. La simulación se construyó a partir de información de composición de gas y parámetros de operación típicos de un campo colombiano, pero no se contrastó con datos operativos reales de plantas en funcionamiento. Esto implica que los resultados deben

interpretarse como una aproximación académica que identifica tendencias y escenarios comparativos, más que como valores absolutos aplicables directamente en la industria.

Finalmente, debe señalarse que el estudio no contempló la integración con procesos asociados como la recuperación de azufre (SRU) o la gestión de emisiones de CO₂ separado, los cuales son determinantes en la evaluación ambiental y económica global del proceso. Tampoco se evaluaron tecnologías alternativas como solventes híbridos o membranas, que en estudios previos han mostrado un mejor desempeño frente al CO₂. Por estas razones, los resultados obtenidos deben considerarse un punto de partida que requiere complementarse con modelos más avanzados y con información experimental para garantizar su validez técnica y aplicabilidad en la industria colombiana del gas.

7. Conclusiones y recomendaciones

El presente trabajo tuvo como objetivo general la simulación y optimización de una planta de endulzamiento de gas natural en un campo colombiano, con el fin de mejorar la remoción de gases ácidos, incrementar la eficiencia operativa y garantizar el cumplimiento de normativas ambientales. A partir de los resultados obtenidos en Aspen HYSYS, es posible establecer varias conclusiones. En primer lugar, se confirmó que la dietanolamina (DEA) presenta una alta afinidad por el sulfuro de hidrógeno (H₂S), logrando mejoras significativas en su remoción cuando se incrementa la concentración del solvente o la presión de la torre contactora. Sin embargo, la capacidad de la DEA para remover dióxido de carbono (CO₂) fue muy limitada en todos los escenarios, con eficiencias inferiores al 5 %, lo que impidió cumplir

con las especificaciones normativas de transporte de gas en Colombia (CREG) y con estándares internacionales.

En segundo lugar, se identificó que el escenario óptimo corresponde a la operación con 30 % de DEA y una presión de 1200 psia en la contactora, que permitió alcanzar una remoción de H₂S de alrededor del 25 % y una ligera mejora en el CO₂ frente al caso base. No obstante, los valores obtenidos siguen estando muy por encima de los límites regulatorios (4 ppmv para H₂S y 2,5 % mol para CO₂), lo que confirma que el proceso en configuración simple no es suficiente para garantizar la calidad de gas exigida. En tercer lugar, desde el punto de vista energético, el consumo del reboiler se mantuvo constante en las simulaciones, pero en la práctica operativa se prevén mayores requerimientos al aumentar presión o concentración, lo que incrementaría los costos de operación. Finalmente, los resultados validan parcialmente lo reportado en la literatura: la DEA es eficaz para el H₂S pero limitada para el CO₂, y las configuraciones industriales logran mejor desempeño gracias a equipos auxiliares y solventes alternativos.

A partir de estas conclusiones se desprenden recomendaciones relevantes para la industria y para futuras investigaciones. Para el sector industrial colombiano, se recomienda evaluar alternativas de solventes más selectivos, como la metildietanolamina (MDEA) o mezclas híbridas con activadores, que permitan mejorar la remoción de CO₂ sin sacrificar la eficiencia en H₂S. También resulta prioritario implementar esquemas de integración energética, como intercambiadores rich-lean y sistemas avanzados de recuperación de calor, que reduzcan la carga térmica y, por ende, las emisiones de CO₂ equivalente. Para futuras investigaciones, se sugiere realizar modelos más detallados que incluyan fenómenos de degradación del solvente, arrastre, formación de espuma y corrosión, así como la validación con datos de campo de plantas reales

en Colombia. Estos avances permitirán obtener resultados más precisos y extrapolables al contexto industrial.

Finalmente, desde el punto de vista metodológico, se recomienda complementar la simulación en Aspen HYSYS con herramientas adicionales que permitan analizar la sensibilidad del proceso frente a múltiples variables, así como evaluar configuraciones híbridas (absorción + membranas o adsorción) que han demostrado en la literatura un mejor desempeño frente a corrientes con alta carga de contaminantes. De esta manera, se avanzará en la construcción de soluciones más robustas que permitan garantizar el cumplimiento normativo, la sostenibilidad ambiental y la viabilidad económica de los proyectos de gas natural en Colombia.

Referencias

- Adventures in Energy. (s. f.). *Natural gas processing: The sweetening process*. Recuperado de <https://adventuresinenergy.org>
- Butwell, K., & Kroop, J. (2018). *Amine gas treating and sour water stripping*. Gulf Publishing.
- Comisión de Regulación de Energía y Gas – CREG. (2013). Resolución 089 de 2013, por la cual se establecen los parámetros de calidad del gas natural en Colombia. Bogotá: CREG.
- EPCM Holdings. (s. f.). *Gas sweetening with amines: An overview*. Recuperado de <https://epcmholdings.com>
- Gas Processing News. (2020). *Advances in amine technologies for CO₂ capture*. Recuperado de <https://gasprocessingnews.com>
- Generon. (2019). *Gas sweetening systems*. Recuperado de <https://www.generon.com>
- Gerbino, A. (2024). *Principles of absorption processes for acid gas removal*. *Chemical Engineering Review*, 36(2), 77–89.
- Kinder Morgan. (s. f.). *Natural gas sweetening overview*. Recuperado de <https://kindermorgan.com>
- Ministerio de Minas y Energía. (2023). Resolución 40317 de 2023, por la cual se actualizan las especificaciones de calidad y transporte de gas natural en Colombia. Bogotá: Minenergía.
- Shang, L., Wang, T., & Chen, X. (2019). Advances in natural gas sweetening processes: Solvent performance and process optimization. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 65, 68–79. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2019.02.004>
- United States Environmental Protection Agency – EPA. (2021). *Greenhouse gas reporting program*. Recuperado de <https://www.epa.gov>
- Unión Europea. (2017). *EU best available techniques (BAT) for natural gas processing*. Bruselas: European Commission.
- Wikipedia. (s. f.). *Amine gas treating*. Recuperado de https://en.wikipedia.org/wiki/Amine_gas_treating