

Modeling and Simulation of Dehydration Technologies to treat a wet CO₂ stream at a natural gas liquefaction facility in Peru

Camila Manrique¹; Williams Ramos, MSc.¹; Francisco Tarazona-Vásquez, PhD.¹

¹Department of Bioengineering and Chemical Engineering, Universidad de Ingeniería y Tecnología - UTEC, Peru, camila.manrique@utec.edu.pe, wramosv@utec.edu.pe, ftarazona@utec.edu.pe

Abstract– This study evaluates the technical feasibility of three dehydration technologies applied to a saturated CO₂ stream from the natural gas sweetening process at a natural gas liquefaction facility in Peru: chemical absorption with triethylene glycol (TEG), physical adsorption using molecular sieves (zeolite 3A), and permeation through polymeric membranes (SPEEK). Through process simulation, the performance of each technology was analyzed to meet moisture specifications for pipeline transport, Enhanced Oil Recovery (EOR), and aquifer storage. Results indicate that molecular sieves offer superior performance for deep dehydration, achieving residual contents below 0.5 ppmv with a CO₂ recovery of 99.95%, and so was the only viable option for strict water content standards (<50 ppmv). TEG absorption presented a practical operating limit of 60 ppmv, being an efficient alternative for moderate water content specifications (<500 ppmv), although limited by flash gas emissions. Meanwhile, SPEEK membranes showed a dehydration performance limitation at 32 ppmv, exhibiting exponential energy consumption associated with sweep gas recirculation to achieve a CO₂ recovery of 98.87%. It is concluded that technology selection critically depends on the CO₂ end-use. The need for pre-treatment for hydrocarbon removal is also identified.

Keywords– CO₂ Dehydration, Process Simulation, TEG Absorption, Molecular Sieves, Polymeric Membranes

Modelamiento y Simulación de Tecnologías de Deshidratación para una Corriente Húmeda de CO₂ en una Planta de Licuefacción de Gas Natural en Perú

Camila Manrique¹; Williams Ramos, MSc.¹; Francisco Tarazona-Vásquez, PhD.¹

¹Department of Bioengineering and Chemical Engineering, Universidad de Ingeniería y Tecnología - UTEC, Peru, camila.manrique@utec.edu.pe, wramosv@utec.edu.pe, ftarazona@utec.edu.pe

Resumen– El presente estudio evalúa la viabilidad técnica de tres tecnologías de deshidratación aplicadas a una corriente de CO₂ saturada proveniente del proceso de endulzamiento de una planta de gas natural: absorción química con trietilenglicol (TEG), adsorción física mediante tamices moleculares (Zeolita 3A) y permeación a través de membranas poliméricas (SPEEK). Mediante simulación de procesos, se analizó el desempeño de cada alternativa para cumplir con especificaciones del contenido de agua para transporte de CO₂ por tuberías; recuperación mejorada de petróleo, por sus siglas en inglés EOR; y almacenamiento en acuíferos. Los resultados indican que los tamices moleculares ofrecen el rendimiento superior para deshidratación profunda, logrando contenidos residuales de agua menores a 0.5 ppmv con una recuperación de CO₂ del 99.95% y por ende es la única opción viable para estándares estrictos (<50 ppmv). La absorción con TEG presentó un límite operativo práctico de 60 ppmv, siendo una alternativa eficiente para especificaciones moderadas (<500 ppmv), aunque limitada por las emisiones de CO₂ del gas flash. Por su parte, las membranas SPEEK mostraron una limitación en su rendimiento de deshidratación a los 32 ppmv, exhibiendo un consumo energético exponencial asociado a la recirculación del gas de barrido para alcanzar una recuperación de CO₂ del 98.87%. Se concluye que la selección tecnológica depende críticamente del uso final del CO₂. Se identifica la necesidad de un pre-tratamiento para la remoción de hidrocarburos.

Palabras clave– Deshidratación de CO₂, Simulación de Procesos, Absorción con TEG, Tamices moleculares, Membranas Poliméricas

I. INTRODUCCIÓN

El proceso de endulzamiento del gas natural, esencial para la remoción de compuestos ácidos como el H₂S y el CO₂, genera como subproducto emisiones significativas de CO₂ [1]. Esta también es una problemática importante en el Perú en plantas de licuefacción de gas natural, dado que el CO₂ es uno de los principales gases de efecto invernadero asociados al cambio climático. La recuperación del CO₂ residual y su transformación en productos útiles es una oportunidad que se viene considerando recientemente [2]. No obstante, la implementación de una alternativa tecnológica requiere un control de impurezas en la corriente de CO₂ para evitar fallas operativas. Particularmente, la presencia de agua representa un riesgo mayor, dado que promueve la corrosión en los ductos de acero al carbono mediante la formación de ácido carbónico [3]. Debido a esto, reducir el contenido de agua por debajo de los

límites normativos según la aplicación final es un requisito ineludible.

En el presente estudio, se modela y simula un proceso de endulzamiento de gas natural seco a fin de estimar la composición de la corriente residual rica en CO₂ generada durante este proceso. A partir de esta composición base, se modelaron y simularon tres alternativas de deshidratación: absorción con glicoles, adsorción con tamices moleculares y permeación a través de membranas. Finalmente, se llevó a cabo una evaluación comparativa desde una perspectiva técnica para determinar la viabilidad de cada alternativa.

II. MATERIALES Y MÉTODOS

A. Simulador ProMax Simulation 6.0

Para el modelamiento de los procesos analizados en el presente trabajo, se empleó el simulador de procesos Promax 6.0. La selección de este software se fundamenta en su conjunto de modelos “TSWEET” para procesos de endulzamiento con aminas, el cual aplica modelos cinéticos de etapas de no equilibrio que mejoran la predicción de la carga térmica del rehervidor frente a otros simuladores comerciales [4].

B. Descripción del proceso de endulzamiento de Gas Natural seco de Camisea

Con base en la referencia [5], se modeló un proceso de endulzamiento de gas natural seco de Camisea, un pretratamiento típicamente empleado en plantas de licuefacción de gas natural en Perú. Para la simulación de este proceso, se utilizó el paquete termodinámico de Promax “Endulzamiento con aminas - SRK”, el cual emplea el modelo Soave-Redlich-Kwong (SRK) para la fase vapor y el modelo electrolítico Extended Long Range (ELR) para la fase líquida, dada su precisión en sistemas de aminas y gases ácidos [6].

Para la corriente de alimentación, se asumió la composición del gas natural seco de Camisea reportada por [7], la cual se detalla en la Tabla I.

TABLA I
COMPOSICIÓN (EN FRACCIÓN MOLAR) DEL GAS DE ALIMENTACIÓN AL PROCESO DE ENDULZAMIENTO

Compuesto	Composición molar (%)
N ₂	0.54
CO ₂	0.58
CH ₄	88.54
C ₂ H ₆	10.32
C ₃ H ₈	0.02
H ₂ O	0.00

El esquema del proceso se muestra en la Fig. 1. Para la absorción de los gases ácidos, se configuró un ciclo regenerativo con solución acuosa de metildietanolamina (MDEA) activada con piperazina (PZ). Esta mezcla de solventes fue seleccionada debido a su alta capacidad de carga y selectividad hacia el CO₂ en comparación otras soluciones acuosas de otras aminas, lo cual permitió alcanzar las especificaciones de pureza de CO₂ altas [8]. El proceso incluye una columna absorbidora de alta presión, un separador *flash* para la recuperación de hidrocarburos y una columna regeneradora donde se libera el CO₂. Adicionalmente, la simulación integró una etapa de deshidratación parcial de gas natural dulce (post-endulzamiento) con el objetivo de cerrar el balance de masa global del agua en la planta de endulzamiento modelada. Esto permitió obtener una composición para la corriente de CO₂ húmedo saliente del sistema de regeneración, y que será alimentada a los tres procesos de deshidratación que se describirán y evaluarán a continuación.

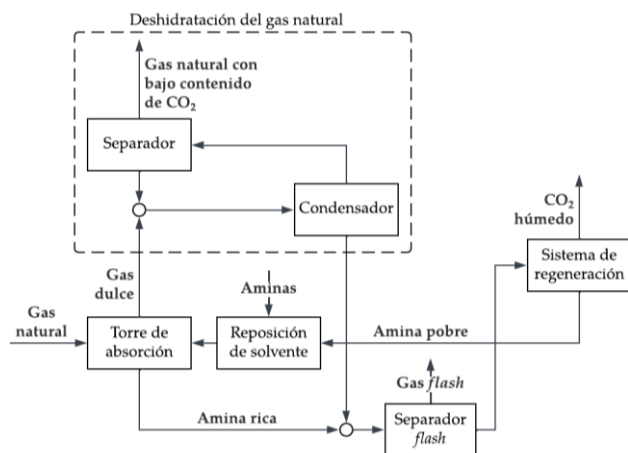


Fig. 1 Diagrama de flujo de un proceso de endulzamiento de Gas Natural seco de Camisea con deshidratación parcial del gas natural.

C. Descripción de los procesos de deshidratación de CO₂

Posteriormente, se modelaron y compararon tres alternativas de deshidratación: absorción con glicoles, adsorción con tamices moleculares y permeación a través de membranas. Esto permitió generar corrientes alternativas del CO₂ saliente del endulzamiento con menores contenidos de agua. Para la simulación de estas tres tecnologías, se seleccionó el modelo termodinámico Peng-Robinson, en base al algoritmo de decisión heurística de Carlson [9]. Esta elección se basó principalmente

en la naturaleza química de los componentes presentes y las condiciones operativas. La corriente de entrada de los tres procesos se caracteriza por ser una mezcla multicomponente heterogénea conformada mayormente por gases ligeros no polares junto con componentes polares como el agua y glicoles. Al tratarse de procesos a alta presión, se optó por la ecuación de estado de Peng Robinson para predecir adecuadamente las fugacidades de la fase gas dominante, simplificando el tratamiento de las trazas de MDEA y PZ que carecen de impacto significativo en el equilibrio de fases.

1) Acondicionamiento de CO₂ post-endulzamiento

El CO₂ capturado tras el proceso de endulzamiento requiere un tratamiento adicional antes de su transporte, debido a la presencia de impurezas residuales y, principalmente, el contenido de agua, que afectan las propiedades fisicoquímicas del fluido e integridad de los equipos [10]. Por ello, es fundamental reducir el contenido de agua a niveles que mitiguen el riesgo de corrosión y la formación de hidratos en las deshidrataciones subsiguientes.

Para este acondicionamiento, se seleccionó un esquema de compresión de 4 etapas con enfriamiento intermedio y separación de fases posterior a cada enfriamiento. Este método aprovecha la relación termodinámica en la que el contenido de agua de saturación disminuye al aumentar la presión y reducir la temperatura [10]. De esta manera, el sistema de compresión actúa como un pretratamiento para reducir la carga al inducir la condensación de una parte significativa del agua, la cual es drenada mediante separadores antes de la siguiente etapa.

Con el fin de establecer una base comparativa equitativa que respete las limitaciones operativas de cada tecnología, se utilizó las mismas configuraciones con una temperatura final de 27°C para todos los escenarios. Sin embargo, la presión final se ajustó según los requerimientos de cada proceso. Para la absorción con glicoles y la permeación por membranas, se fijó una presión de salida de 60 bar, mientras que, para la adsorción con tamices moleculares, la presión fue limitada a 40 bar debido a que presiones superiores a este valor impactan negativamente el rendimiento de deshidratación. De esta forma, esta estrategia de acondicionamiento asegura que cada tecnología reciba el gas en condiciones termodinámicas favorables para su funcionamiento.

2) Deshidratación con glicoles

Como primera tecnología de deshidratación de la corriente de CO₂, se seleccionó el trietilenglicol (TEG) como agente desecante, debido a que la literatura reporta al proceso con TEG como una tecnología de operación continua y económicamente competitiva para alcanzar los requerimientos estándar para transporte por tuberías [11]. Entre sus ventajas operativas, el TEG destaca por su alta estabilidad térmica, baja presión de vapor y excelentes propiedades higroscópicas, lo que minimiza las pérdidas por vaporización y degradación química durante la regeneración [10]. El proceso de deshidratación simulado se basa en la absorción del agua presente en la corriente de CO₂ húmedo mediante el uso de TEG como solvente en un ciclo con

regeneración continua. El esquema del proceso se muestra en la Fig. 2.

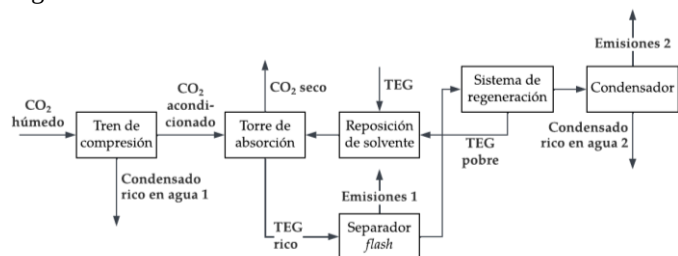


Fig. 2 Diagrama de flujo del proceso para la deshidratación de CO₂ mediante absorción con TEG.

El proceso inicia en la etapa de absorción. La corriente de CO₂ húmedo ingresa por la parte inferior de la columna absorbidora a 60 bar y 27°C. Si bien la literatura sugiere temperaturas menores [10], se estableció 27°C para garantizar la estabilidad de fase ante la presencia de hidrocarburos en la corriente de alimentación. Respecto a la presión, se seleccionó un valor superior a los rangos típicos entre 30 y 50 bar [10] para mejorar la transferencia de masa y mejorar la eficiencia de deshidratación. El gas opera en contracorriente con el TEG pobre que ingresa por la parte superior, y sale deshidratado por el tope dirigido hacia un intercambiador de calor para su acondicionamiento final y recuperación de energía antes del transporte. Por otra parte, la corriente de TEG rico sale por el fondo de la columna absorbidora y, tras precalentarse en un serpentín de reflujo, atraviesa una válvula donde la presión se reduce drásticamente hasta 5 bar para ingresar al separador flash. Esta presión permite liberar la mayor parte del CO₂ disuelto para su recuperación, con el fin de minimizar las pérdidas de solvente [12]. Posteriormente, el solvente pasa por un precalentador antes de ingresar al regenerador. En el rehervidor, se suministra la energía necesaria para elevar la temperatura del glicol hasta los 204°C y de esta forma asegurar la pureza del glicol sin exceder su temperatura de degradación térmica [10]. Finalmente, el TEG pobre regenerado es enfriado hasta los 95°C y luego dirigido a la bomba de recirculación, la cual eleva la presión del fluido hasta 61 bar para reingresar a la columna absorbidora. Antes de cerrar el ciclo, el solvente atraviesa un enfriador para reducir la temperatura hasta aproximadamente 32°C, con el fin de mantener una diferencia de 5°C con el gas de tope que sale del absorbedor. De esta manera, se busca prevenir la condensación de hidrocarburos líquidos en el tope de la columna, lo cual puede derivar en problemas operativos como la formación de espuma y reducción de la capacidad de absorción [11]. Las condiciones operativas de este proceso se resumen en la Tabla II.

TABLA II
PARÁMETROS DE DISEÑO Y CONDICIONES OPERATIVAS CONSTANTES EN LA SIMULACIÓN CON TEG

Parámetro	Valor
Temperatura de gas de entrada	27°C
Columna absorbidora - Presión de operación	60 bar
Temperatura de TEG pobre	32°C
Columna absorbidora - Número de etapas teóricas	12
Separador flash - Presión	5 bar
Columna regeneradora - Presión de operación	1 bar
Columna regeneradora - Temperatura del rehervidor	204°C
Columna regeneradora - Número de etapas teóricas	3

3) Deshidratación con tamiz molecular

La segunda tecnología de deshidratación evaluada consiste en un proceso de adsorción física mediante tamices moleculares de zeolita tipo 3A. Este material, con estructura cristalina de aluminosilicato potásico, es descrito como ideal para esta aplicación debido a su alta selectividad y gran capacidad de adsorción de agua, por lo que ofrece un desempeño global superior al minimizar la co-adsorción de CO₂ frente a otros materiales como el carbón activado, alúmina activada y zeolita 13X [12]. A diferencia de los glicoles, esta tecnología es capaz de alcanzar especificaciones de contenido de agua extremadamente bajas, logrando contenidos de agua menores a 1 ppmv [11]. El proceso simulado opera bajo un esquema de adsorción por cambio de temperatura (TSA) configurado con dos lechos empacados que alternan cíclicamente entre etapas de adsorción y regeneración. El diagrama del proceso se muestra en la Fig. 3.

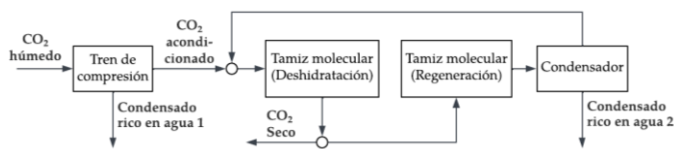


Fig. 3 Diagrama de flujo del proceso para la deshidratación de CO₂ mediante TSA con tamices moleculares.

La corriente de CO₂ acondicionado se mezcla con la corriente de reciclo proveniente de la regeneración para luego dirigirse a la columna de adsorción, donde ingresa por el tope del lecho activo a 40 bar y 27°C. El gas desciende a través del material adsorbente donde el agua es retenida selectivamente en los microporos de la zeolita. El CO₂ deshidratado abandona la columna por el fondo y se deriva el 72% de esta corriente principal para ser utilizada como producto del proceso, mientras que el resto continúa hacia la etapa de regeneración. Esta corriente es calentada hasta alcanzar los 230 °C, conforme a los parámetros de diseño para la regeneración a alta presión reportados por [11]. En la etapa de regeneración, este gas caliente se introduce en el lecho saturado en modo contracorriente para maximizar la eficiencia de desorción y barrer la humedad acumulada hacia la salida superior. El gas de salida de regeneración, ahora cargado de agua, pasa por un

intercambiador de calor para reducir su temperatura hasta los 27°C y condensar el agua removida, la cual es separada de la fase gas en un tanque separador bifásico. Finalmente, el CO₂ recuperado es comprimido y reciclado a la corriente de alimentación principal, cerrando el ciclo para minimizar las pérdidas del producto. Las condiciones operativas de este proceso se resumen en la Tabla III.

TABLA III
PARÁMETROS DE DISEÑO Y CONFIGURACIÓN DEL SISTEMA DE TAMICES MOLECULARES

Parámetro	Valor
Temperatura de gas de entrada	27°C
Presión de entrada al proceso	40 bar
Diámetro de partícula del adsorbente	3.2 mm
Número de columnas de adsorción	1
Número de columnas de regeneración	1
Adsorción - Tiempo de ciclo	24 h
Adsorción - Temperatura de gas de entrada	27°C
Regeneración - Temperatura de entrada	230°C
Regeneración - Fracción de gas	28%

4) Deshidratación con membranas

Para la tercera tecnología, se seleccionó un sistema de permeación de gases con membranas densas de polieterecetona sulfonada (SPEEK). Este material fue elegido por su desempeño superior para la separación H₂O/CO₂, presentando una selectividad ideal de 500 y una alta permeabilidad al agua, lo que permite una deshidratación eficiente minimizando las pérdidas de CO₂ [13], [14]. Para la simulación, se partió de la Configuración 3 propuesta por [14], un esquema de doble etapa con recirculación que ha demostrado mejores resultados en comparación con un esquema de etapa simple. El esquema del proceso simulado se muestra en la Fig. 4.

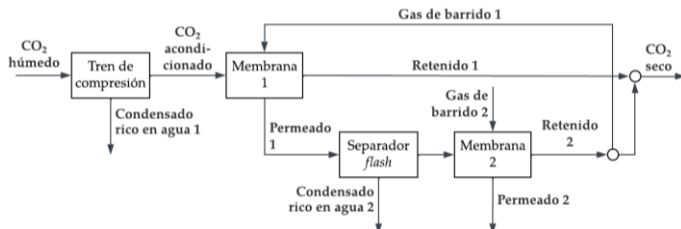


Fig. 4 Diagrama de flujo del proceso de deshidratación de CO₂ con membranas de SPEEK en configuración de doble etapa con recirculación de gas de barrido.

El proceso comienza con una primera etapa de deshidratación principal, donde la corriente de CO₂ húmedo acondicionado a 60 bar y 27°C alimenta al primer módulo de membrana. Para maximizar la fuerza impulsora de la transferencia de masa, se utiliza una corriente de gas de barrido (*sweep gas*) en el lado del permeado. Esto reduce la presión parcial del agua en el lado de baja presión, facilitando su transporte a través de la membrana [15]. Se opera en régimen de flujo cruzado para mitigar la resistencia de la capa límite en la alimentación, factor que domina la transferencia de masa en la

deshidratación de CO₂ [15]. Posteriormente, el permeado de la primera etapa es comprimido y enfriado para condensar la mayor parte del agua en un separador. La fase gaseosa resultante pasa a una segunda membrana que purifica el gas. El retenido de esta segunda etapa, ahora seco, se recicla parcialmente como gas de barrido para la primera etapa, mientras que el resto se une al producto final. De esta forma, se minimizan las emisiones de CO₂ a la atmósfera. Las condiciones operativas de este proceso se resumen en la Tabla IV.

TABLA IV
PARÁMETROS DE DISEÑO Y PROPIEDADES DE TRANSPORTE PARA LA SIMULACIÓN CON MEMBRANAS

Parámetro	Valor
Temperatura de gas de entrada	27°C
Presión de entrada a la membrana 1	60 bar
Espesor de membrana	0.04 micron
Permeancia del CO ₂	500 GPU
Permeancia del H ₂ O	2.5×10 ⁶ GPU
Permeancia del CH ₄	14.28 GPU
Configuración de flujo	Flujo cruzado
Membrana 1 - Presión del permeado	2.4 bar
Membrana 2 - Presión del permeado	1.0 bar
Perfil de temperatura	Isotérmico

III. RESULTADOS

A. Simulación del proceso de endulzamiento de Gas Natural

Los resultados obtenidos para la corriente de CO₂ húmedo se presentan en la Tabla V. Estos valores definen la corriente de alimentación base para la evaluación comparativa de las tecnologías de deshidratación en las secciones subsiguientes.

TABLA V
PARÁMETROS DE SALIDA DEL CO₂ POST-ENDULZAMIENTO OBTENIDOS POR MEDIO DEL SIMULADOR PROMAX 6.0.

Propiedades	Valores
Temperatura (°C)	50
Presión (bar)	0.8698
Flujo molar (kg/h)	256.837 kmol/h
Composición (% molar)	
CO ₂	81.2566
H ₂ O	14.2848
CH ₄	3.1475
C ₂ H ₆	1.3085
C ₃ H ₈	1.6337×10 ⁻³
N ₂	1.0658×10 ⁻³
MDEA	2.5037×10 ⁻¹²
Piperazina	2.8787×10 ⁻¹²

B. Resultados del acondicionamiento y compresión de CO₂ post-endulzamiento

La simulación de los trenes de compresión permitió reducir significativamente el contenido de agua de la corriente de CO₂ proveniente del endulzamiento, actuando como una etapa de deshidratación preliminar. Para los escenarios correspondientes a la absorción con glicoles y membranas poliméricas, se obtuvo

una concentración final de agua de 1206.6 ppmv. Por otra parte, en el escenario de deshidratación con tamices moleculares, se registró una concentración de agua de 1358.4 ppmv. En cuanto a la recuperación global de CO₂, se tuvo un valor de 99.97% en los 3 casos simulados, siendo el 0.03% restante correspondiente a la fracción de CO₂ disuelto removido junto con el agua condensada en los separadores entre etapas. Los resultados de esta etapa que constituyen las condiciones de alimentación para las tres tecnologías de deshidratación específicas se resumen en la Tabla VI.

TABLA VI
RESULTADOS TRAS CADA TREN DE COMPRESIÓN

Tecnología	Concentración final de agua (ppmv)	Recuperación de CO ₂ (%)
Absorción con glicoles (TEG)	1206.6	99.97
Tamices moleculares (Zeolita 3A)	1358.4	
Membranas poliméricas (SPEEK)	1206.6	

C. Resultados del proceso de deshidratación por absorción con glicoles (TEG)

La simulación del proceso de deshidratación mediante TEG se realizó variando el flujo másico de solvente pobre ingresado a la columna absorbidora, manteniendo constantes las condiciones de operación indicadas en la Tabla II.

1) Eficiencia de remoción de agua y comportamiento del solvente

Se evaluó el contenido residual de agua en la corriente de CO₂ seco abarcando un rango objetivo desde 500 ppmv hasta 60 ppmv. Tal como se ilustra en la Fig. 5, existe un comportamiento de decaimiento exponencial entre la tasa de circulación del solvente y el contenido de agua final alcanzada. Específicamente, se determinó que, para lograr el contenido mínimo simulado de 60 ppmv, es necesario suministrar un flujo de solvente de 71.84 kg/h. Asimismo, la curva de deshidratación denota un comportamiento asintótico hacia un límite termodinámico al aproximarse a concentraciones ligeramente menores a 60 ppmv. En esta región, incrementos significativos en el flujo de TEG resultan en reducciones marginales del contenido de agua. Este fenómeno se corrobora con las dificultades de convergencia presentadas por el simulador para valores inferiores a 60 ppmv, impidiendo una deshidratación más profunda sin modificar otras variables del sistema que permanecieron constantes (véase Tabla II).

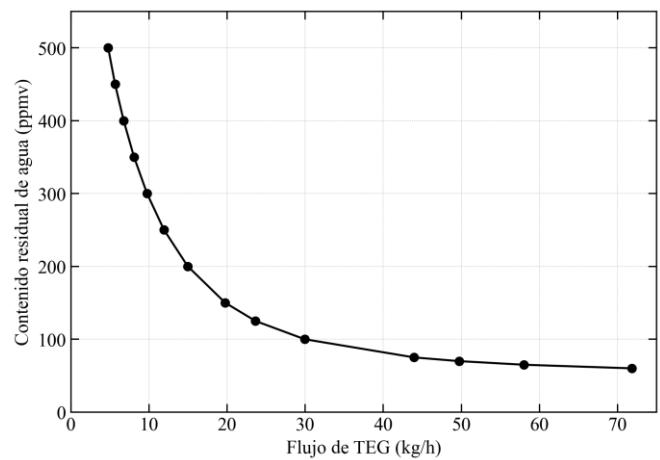


Fig. 5 Tendencia de flujo de solvente (TEG) necesario para alcanzar diferentes contenidos residuales de agua.

2) Recuperación de CO₂ y emisiones

La eficiencia de recuperación de CO₂ del proceso se mantuvo alta en todos los escenarios evaluados, variando mínimamente desde 99.96% (para 500 ppmv de agua) hasta 99.82% (para 60 ppmv). Esto indica que la intensificación del proceso para obtener un gas más seco no compromete significativamente el volumen de producción.

Las pérdidas de CO₂ se concentran en dos corrientes de venteo: las emisiones el gas *flash* (Emisiones 1) y las emisiones del tope del regenerador (Emisiones 2). La Fig. 6 muestra que el flujo másico de estas emisiones aumenta de manera acelerada a medida que se reduce el contenido residual de agua. Específicamente, la corriente de Emisiones 1 es la más sensible, incrementando sus emisiones hasta 12.31 kg/h en el escenario más estricto. Los resultados mostraron que ambas corrientes poseen una alta pureza de CO₂ (99 % vol en emisiones 1 y 88 %vol en emisiones 2) con variación despreciable de esta composición para los escenarios evaluados.

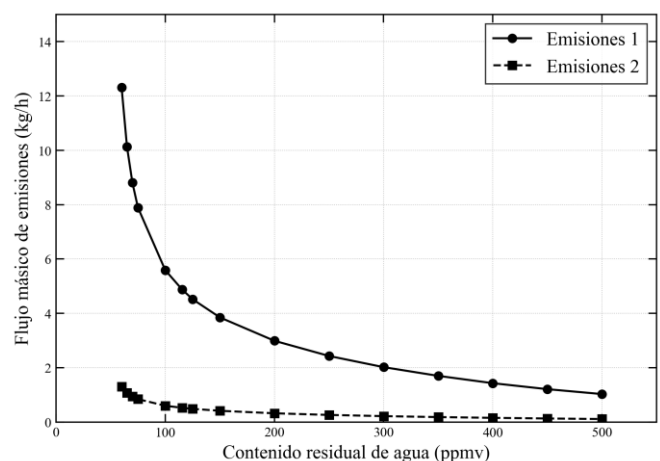


Fig. 6 Variación de los flujos másicos (kg/h) de las emisiones de CO₂ del proceso a diferentes contenidos residuales de agua (ppmv)

3) Demanda energética

La potencia térmica del rehervidor conectado a la columna de regeneración fue registrada como el indicador principal del consumo energético del proceso de regeneración, dado que constituye la carga térmica mayoritaria necesaria para la desorción del agua y la reconcentración del solvente. El análisis de los resultados evidencia una relación inversamente proporcional no lineal entre contenido de agua y potencia térmica del rehervidor. Asimismo, se observa un incremento exponencial en el requerimiento de la potencia térmica una vez que el contenido residual de agua desciende del umbral de las 100 ppm. De esta manera, para un contenido residual de 500 ppmv, la potencia requerida es de apenas 1.84 kW, este valor llega a los 3.64 kW al alcanzar 125 ppmv de agua residual, y escala hasta los 5.88 kW para lograr la especificación mínima de 60 ppmv.

4) Calidad del producto

La composición final de la corriente de CO₂ deshidratado mostró una variación marginal en la fracción molar de CO₂ frente a variaciones en el contenido de agua residual. Dentro del rango de 500 ppmv y 60 ppmv, la concentración de CO₂ se mantuvo entre 94.77% y 94.79%. En cuanto a las impurezas remanentes, el contenido final de hidrocarburos presentó una variación mínima entre 5.20% y 5.21% a lo largo de todo el espectro de contenidos de agua evaluados, mientras que la presencia de N₂ se mantuvo en niveles de trazas con una concentración de $1.24 \times 10^{-3}\%$.

D. Resultados del proceso de deshidratación por adsorción con tamices moleculares

La simulación del proceso de adsorción en lecho fijo utilizando zeolita 3A se realizó variando la masa de adsorbente disponible en las torres, manteniendo constante el tiempo de adsorción en 24 horas.

1) Eficiencia de remoción de agua y capacidad de adsorción

Se evaluó un rango operativo de contenido residual de agua desde 500 ppmv hasta 0.01 ppmv. El análisis de los datos reveló una relación lineal inversamente proporcional entre la masa de adsorbente requerida y el contenido de agua final obtenida. Se requirió 979.13 kg de zeolita para obtener un contenido de agua de 500 ppmv, mientras que, para lograr la especificación más estricta de 0.01 ppmv, fue necesaria una carga de 1540.28 kg de adsorbente.

2) Recuperación de CO₂ y emisiones

Esta tecnología mostró una alta eficiencia de retención de producto. La recuperación global de CO₂ se mantuvo constante en 99.95% para todos los escenarios evaluados, independientemente del grado de deshidratación objetivo. Esto se debe a la naturaleza del proceso, que no genera corrientes de venteo ricas en CO₂ y las únicas salidas secundarias del sistema consisten mayoritariamente en agua condensada durante la regeneración.

3) Demanda energética

El consumo energético del proceso está dominado por la regeneración cíclica del lecho adsorbente. Se registró la potencia del compresor de regeneración como el indicador principal, oscilando entre 71.77 kW y 74.91 kW dentro del rango evaluado. Por su parte, la carga térmica del horno calentador de la corriente a regenerar se mantuvo prácticamente constante, con una variación marginal alrededor de los 112 kW.

Para una evaluación integral de la demanda energética del proceso, se calculó la demanda energética anual (considerando un año de 330 días de operación) en base a la operación cíclica del compresor. La Fig. 7 presenta la energía anual en función del logaritmo del contenido residual de agua en ppmv, la cual revela una tendencia creciente en el consumo energético conforme se incrementa la exigencia de deshidratación. Específicamente, para alcanzar concentraciones residuales ultra bajas, el sistema demanda la mayor cantidad de energía anual, la cual disminuye progresivamente a medida que se disminuye el nivel de especificaciones de contenido de agua hacia los 500 ppmv.

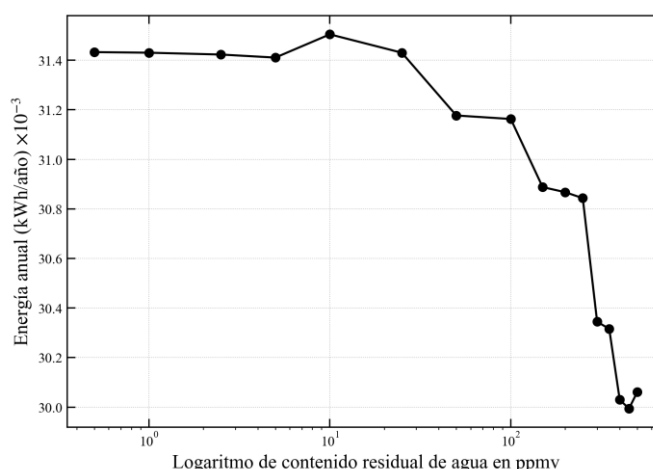


Fig. 7 Energía anual en función del logaritmo del contenido residual de agua en el proceso de deshidratación con tamices moleculares.

4) Calidad del producto

El uso de tamices moleculares para la deshidratación de la corriente de CO₂ permitió alcanzar niveles de contenido de agua de hasta 0.01 ppm. Bajo estas condiciones, la concentración del CO₂ mostró una tendencia a estabilizarse en niveles superiores, oscilando entre un 94.75% para mayores concentraciones de agua y un valor máximo de 94.80%, el cual se mantuvo constante una vez el contenido de agua descendió por debajo de las 10 ppmv. Por otro lado, el contenido final de hidrocarburos se mantuvo en un 5.20% en todo el rango de deshidratación evaluado. De igual manera, la concentración de N₂ permaneció prácticamente invariable en un valor de $1.24 \times 10^{-3}\%$.

E. Resultados del proceso de deshidratación con membranas

1) Eficiencia de remoción de agua y requerimientos de área

El sistema demostró capacidad para deshidratar la corriente hasta un límite operativo de 32 ppmv. La Fig. 8 muestra un comportamiento asintótico marcado al aproximarse a los 30 ppmv. Mientras que reducir la humedad de 500 a 100 ppmv requirió un incremento del área (de 2.48 m² a 6.82 m²), el paso final de 100 a 30 ppmv demandó una expansión acelerada hasta 11.40 m². El simulador presentó limitaciones de convergencia para valores inferiores a 30 ppmv, sugiriendo que, bajo las condiciones de presión y temperatura establecidas, el sistema alcanza un límite termodinámico práctico.

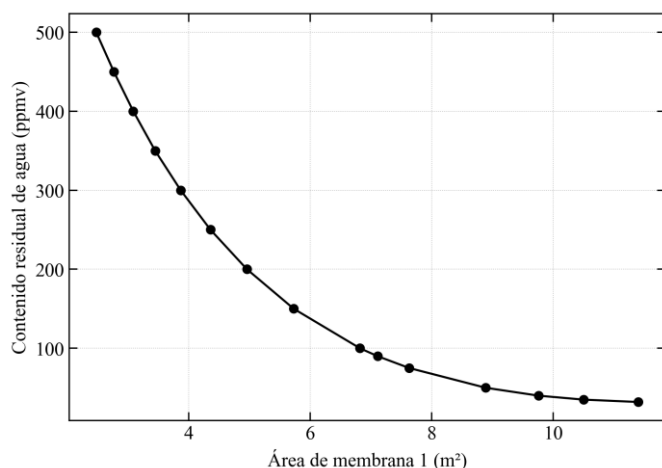


Fig. 8 Contenido residual de agua objetivo en función del área de membrana requerida en la Etapa 1.

2) Recuperación de CO₂ y emisiones

El sistema mantuvo una recuperación global de CO₂ estable, con un valor promedio de 98.87%. Las pérdidas de producto se cuantificaron en la corriente de permeado final (Permeado 2), la cual registró un flujo másico constante en el rango de 106-107 kg/h con una pureza de CO₂ mayor a 99%. Cabe destacar que la estabilidad de estas emisiones se debe a que el flujo del gas de barrido se mantuvo fijo (5 kg/h) durante el estudio, por lo que variaciones en este parámetro de barrido final alterarían directamente el volumen de CO₂ perdido.

3) Comportamiento del gas de barrido y demanda energética

La deshidratación profunda mostró una fuerte dependencia del flujo de gas de barrido recirculado. Como se observa en la Fig. 9, existe una correlación inversa exponencial: para alcanzar la especificación más estricta de 32 ppmv, fue necesario recircular 837.22 kg/h de gas, casi el doble de lo requerido para 150 ppmv (392.56 kg/h). Este aumento en la recirculación impacta directamente en la carga energética. La potencia del compresor de reciclo se incrementó drásticamente de 48.77 kW (a 500 ppmv) hasta 242.52 kW (a 32 ppmv).

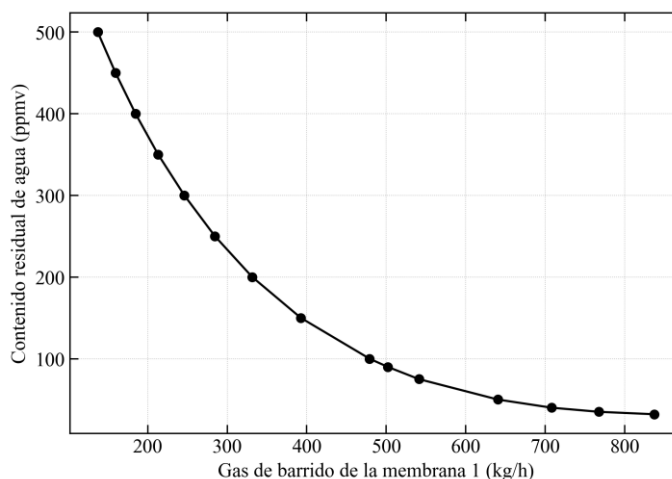


Fig. 9 Demanda de caudal de recirculación de gas de barrido en la membrana 1 para alcanzar distintos niveles de deshidratación profunda.

4) Calidad del producto

La deshidratación de CO₂ con membranas permitió alcanzar un contenido de agua residual mínimo de 32 ppmv. En el intervalo de estudio comprendido entre 500 ppmv y 32 ppmv, la concentración de CO₂ en la corriente de producto mostró un incremento gradual y sostenido desde 94.69% hasta alcanzar un pico de 94.74% para concentraciones de agua inferiores a 40 ppm. Respecto a la fracción de impurezas, el contenido de hidrocarburos se mantuvo estable entre 5.25% y 5.26% en el rango evaluado. Por su parte, la concentración de N₂ se reportó como un valor constante de 1.26×10⁻³%.

F. Resultados de contenido de agua tras los procesos de deshidratación

Se analizaron tres tecnologías de deshidratación del CO₂ (glicoles, tamices moleculares y membranas). La tabla VII resume los resultados obtenidos de estos tres escenarios respecto a la eficiencia de recuperación de CO₂ y el contenido residual de agua en la corriente de CO₂ seco. Se observa que, a porcentajes de recuperación comparables, la deshidratación con tamiz molecular mostró remover la mayor cantidad de agua.

TABLA VII
DESEMPEÑO DE TECNOLOGÍAS DE DESHIDRATACIÓN DEL CO₂

Tecnología	Límite de contenido de agua alcanzado (ppmv)	Recuperación de CO ₂ en dicho punto (%)	Naturaleza de las pérdidas
Absorción con glicoles (TEG)	60	99.82	Emisiones en el regenerador y separador <i>flash</i>
Tamices moleculares (Zeolita 3A)	0.5	99.95	Mínimas, provenientes de agua condensada en regeneración
Membranas poliméricas (SPEEK)	32	98.87	Emisiones en la corriente de permeado

IV. DISCUSIONES

A. Análisis de resultados de acondicionamiento preliminar

Los resultados del acondicionamiento y compresión preliminar a las tecnologías de deshidratación demuestran que el esquema de compresión de 4 etapas con enfriamiento intermedio actúa como una barrera de deshidratación primaria altamente efectiva, lo que permite que las tecnologías de absorción, adsorción y membranas operen sobre una corriente refinada con concentraciones manejables de humedad de 1206.6 ppmv y 1358.4 ppmv. Esta estrategia se alinea con la configuración comercial descrita en [16], donde se demuestra que separar condensados a alta presión reduce la humedad preliminar a 710 ppmv, lo que alivia drásticamente la carga operativa de las unidades de deshidratación posteriores. Es notable que este pre-tratamiento físico logra una recuperación alta de CO₂ de 99.97%, lo que indica que la pérdida de producto de disolución en los condensados drenados es marginal (0.03%) en comparación con el beneficio de reducir la demanda de solvente o adsorbente en las etapas posteriores. La diferencia en los niveles de humedad residual tras la compresión confirma que la selección de la presión operativa final condiciona directamente la eficiencia de este acondicionamiento previo.

B. Criterios para la composición final objetivo de CO₂

Con el fin de validar la calidad del producto obtenido en las tres simulaciones de deshidratación, se establecieron límites máximos de concentración para las impurezas críticas presentes en la corriente de endulzamiento. Estos límites se basaron en estándares internacionales recomendados para tres aplicaciones finales: transporte por tubería de acero al carbono, recuperación mejorada de petróleo (EOR) y almacenamiento geológico en acuíferos salinos (Tabla VIII).

TABLA VIII
ESPECIFICACIONES DE CALIDAD RECOMENDABLES PARA LA CORRIENTE DE CO₂

Componente	Unidades	Transporte por tubería	EOR	Almacenam. acuífero
H ₂ O	ppmv	<50	<50	<500
Hidrocarburos	% vol	<2	<2	< 4
N ₂	% vol	< 4	<4	< 4
CO ₂	% vol	> 95	>95	-

La justificación técnica de los valores en la tabla anterior responde a criterios operativos y de integridad de la infraestructura. Respecto al agua, si bien un límite estricto de 50 ppmv es habitual para prevenir corrosión severa [10], el proyecto Dynamis indica que un límite de 500 ppmv es suficiente para evitar la formación de hidratos bajo condiciones normales de transporte, reduciendo así los costos operativos asociados a una deshidratación excesiva [17]. En cuanto a los hidrocarburos, se adoptó un límite crítico del 2% para aplicaciones EOR, dado que el metano incrementa la presión mínima de miscibilidad, lo cual afecta la eficiencia de recuperación del crudo [17]. Finalmente, el contenido de gases incondensables como el N₂ se limita al 4% vol. para minimizar

el trabajo de compresión adicional y evitar la pérdida de capacidad efectiva de almacenamiento [17].

C. Análisis de contenidos residuales de agua finales

La simulación de deshidratación con glicoles identificó un límite operativo práctico de 60 ppmv de agua, resultado que contrasta con los 26.6 ppmv reportados por [10] utilizando el mismo paquete termodinámico. Esta discrepancia se atribuye a la composición de la alimentación: a diferencia de la corriente pura del estudio referencial, el gas rico en CO₂ húmedo contiene >5.2% vol de hidrocarburos. Para superar esto, se sugiere implementar una remoción previa de hidrocarburos, lo cual permitiría operar a temperaturas menores y reduciría el consumo energético global al disminuir el flujo másico tratado. Adicionalmente, se detectó que la corriente de Emisiones 1 representa una pérdida crítica de CO₂ de alta pureza (>99.4%). Para mitigar estas emisiones, se propone la recirculación de dicha corriente hacia la etapa de compresión, una estrategia validada en el procesamiento de gas natural que incrementaría la recuperación total del sistema, sujeta a una evaluación de viabilidad [18].

Por otra parte, los resultados de la simulación de deshidratación con tamices moleculares confirman la conveniencia de esta tecnología para escenarios de deshidratación profunda. La capacidad del sistema simulado para alcanzar concentraciones de agua inferiores a 0.5 ppmv es consistente con el límite típico de 1 ppmv reportado por [11]. Más aún, este resultado converge rigurosamente con operaciones comerciales recientes de acondicionamiento de CO₂ [19], los cuales reportan humedades de 0.5 ppmv a condiciones operativas comparables.

Esta característica posiciona a esta tecnología como la opción preferente para aplicaciones que involucren procesos criogénicos o transporte marítimo, donde los límites de humedad son críticos para evitar la formación de hidratos y hielo [17]. Energéticamente, se observó que la demanda de potencia no es lineal, ya que alcanzar niveles de ultra-pureza menores a 10 ppmv incrementa el consumo del compresor de regeneración debido a la necesidad de asegurar una fuerza impulsora suficiente durante la desorción. Esto sugiere que, si el destino final del CO₂ tolera hasta 500 ppmv, operar el tamiz molecular para obtener 0.5 ppmv resultaría en un gasto energético operativo innecesario.

Asimismo, la simulación de membranas SPEEK reveló un comportamiento asintótico marcado al intentar reducir la humedad por debajo de 100 ppmv, encontrando un límite práctico operativo en 32 ppmv. Además, la deshidratación profunda con membranas conlleva una penalización energética exponencial. Específicamente, para bajar de 100 ppmv a 32 ppmv, fue necesario incrementar el flujo de gas de barrido recirculado en un 47%, lo que cuadruplicó la potencia del compresor de la primera etapa. Este hallazgo posiciona a las membranas como una tecnología altamente sensible a la especificación de salida. De esta forma, su viabilidad económica se ve comprometida si se exigen especificaciones estrictas (<50

ppmv), debido al costo energético asociado a la recompresión de grandes volúmenes de gas de barrido.

D. Cumplimiento normativo de N_2 y CO_2

Los límites recomendados para las impurezas como el N_2 y CO_2 permitieron contrastar los resultados para evaluar el cumplimiento normativo de calidad para cada uno de los 3 escenarios de deshidratación. Respecto al N_2 , todas las tecnologías mostraron un cumplimiento satisfactorio, manteniendo concentraciones holgadamente por debajo del límite del 4%, facilitado por la baja presencia de este componente en la corriente de alimentación proveniente del endulzamiento ($7.6 \times 10^{-4}\%$ másico). Por ejemplo, con tamices moleculares, el N_2 se mantuvo en un nivel despreciable de $1.24 \times 10^{-3}\%$. Sin embargo, la presencia de hidrocarburos representó una limitación transversal, ya que en todos los escenarios su concentración excedió los umbrales recomendados tanto para recuperación mejorada de petróleo, EOR ($<2\%$), como para almacenamiento en acuíferos ($<4\%$). En la absorción con TEG, los hidrocarburos se situaron por encima del 5.2%. Es importante destacar que esta alta carga restringió la temperatura mínima operativa de ingreso a la columna absorbidora, limitando el rendimiento del proceso para evitar la condensación de fases líquidas no deseadas. Por su parte, la deshidratación con tamices moleculares mantuvo la presencia de hidrocarburos constante en 5.20%. Finalmente, las membranas SPEEK mostraron una alta selectividad hacia el agua, pero una permeabilidad insuficiente para los hidrocarburos, reteniendo un 5.26% molar. Consecuentemente, esta carga de contaminantes orgánicos diluyó la corriente final, estancando la pureza del CO_2 ligeramente por debajo del estándar típico del 95% en todas las tecnologías evaluadas (94.79% con TEG, 94.75%-94.80% con zeolita, y un máximo de 94.74% con SPEEK). La representatividad de esta pureza máxima alcanzada y de la alta fracción de hidrocarburos remanentes se corrobora al contrastar el modelo con datos operativos a escala comercial. Específicamente, en procesamiento de corrientes de reciclo de CO_2 para EOR, se reportan composiciones reales de operación equivalentes con un 94.0% de CO_2 y fracciones molares acumuladas de metano, etano y propano del 4.91% [20], lo cual demuestra que la dilución por hidrocarburos observada en la simulación refleja el comportamiento termodinámico y las limitaciones operativas reales de las corrientes post-endulzamiento en la industria.

Por lo tanto, respecto a la selección tecnológica y viabilidad por aplicación, se establece que la selección del método de deshidratación depende estrictamente del uso final del CO_2 y de las restricciones de impurezas asociadas. Para escenarios de almacenamiento en acuíferos salinos, donde el límite de humedad recomendado para evitar la formación de hidratos se sitúa en 500 ppmv, la absorción con TEG se presenta como la opción más balanceada en términos de costo-efectividad. Si bien los tamices moleculares cumplen técnicamente con este requisito, su implementación representaría una solución sobredimensionada operativamente para este propósito. En contraste, para aplicaciones de recuperación mejorada de petróleo (EOR) y

transporte por tubería, que demandan contenidos de agua estrictamente menores a 50 ppmv para prevenir la corrosión severa en acero al carbono, los tamices moleculares constituyen la única alternativa técnicamente robusta. Los resultados obtenidos evidencian que el TEG encuentra un límite termodinámico práctico alrededor de los 60 ppmv, insuficiente para garantizar la integridad de la infraestructura bajo estos estándares, mientras que la zeolita logra alcanzar holgadamente valores de 0.5 ppmv.

Finalmente, respecto a la gestión de hidrocarburos, el análisis reveló una limitación transversal en las tres tecnologías evaluadas, ya que ninguna logró remover estos contaminantes de la corriente de alimentación. La concentración de metano se mantuvo constante por encima del 2% vol., límite crítico para operaciones EOR debido al impacto negativo de este componente en el incremento de la presión mínima de miscibilidad [17]. Este hallazgo evidencia que el cumplimiento integral de la normativa de inyección requiere obligatoriamente la integración de una etapa de pre-tratamiento independiente y previa a la unidad de deshidratación, tales como las columnas de recuperación NGL validadas industrialmente para purificar estas corrientes [20].

V. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO

El estudio comparativo de las tecnologías de deshidratación aplicadas a la corriente de CO_2 residual de una planta de endulzamiento de gas natural de Camisea permite concluir que la adsorción con tamices moleculares de zeolita 3A constituye la alternativa técnicamente superior para escenarios de alta exigencia, logrando reducir el contenido de humedad hasta 0.5 ppmv con una recuperación de CO_2 del 99.95%. Por el contrario, la absorción con TEG y la permeación mediante membranas exhibieron límites operativos asintóticos en 60 ppmv y 32 ppmv, respectivamente, siendo la tecnología de membranas particularmente sensible al consumo energético exponencial en rangos de baja humedad (<100 ppmv) debido a la alta recirculación de gas de barrido. En consecuencia, se determina que para aplicaciones de transporte por tubería y EOR ($H_2O < 50$ ppmv), los tamices moleculares representan la única opción robusta, mientras que para almacenamiento en acuíferos ($H_2O < 500$ ppmv), el proceso con TEG ofrece un balance operativo adecuado. Además, se determinó que el esquema de compresión de 4 etapas con enfriamiento intermedio previo a las tecnologías de deshidratación es fundamental para mitigar la carga operativa de cada unidad de deshidratación profunda al funcionar como barrera de deshidratación de alta eficiencia con una recuperación alta de CO_2 . No obstante, se identificó la limitación crítica de que ninguna tecnología removió los hidrocarburos presentes ($>5.2\%$), lo que impide alcanzar la pureza requerida para EOR ($>95\%$). Adicionalmente, es importante señalar que la validación cuantitativa absoluta de las simulaciones constituye un desafío inherente al presente estudio debido a la limitada disponibilidad de datos operativos a escala comercial en la literatura especializada y a la estricta confidencialidad de la industria del gas natural. En consecuencia, al ser un área de investigación emergente, estos resultados constituyen una aproximación cuantitativa preliminar. Si bien los paquetes de simulación

empleados cuentan con una amplia validación teórica, se identifica la falta de calibración del modelo frente a valores empíricos medidos en planta como una limitación para asegurar la representatividad comercial de los resultados.

A la luz de estos hallazgos, se plantean cuatro aspectos prioritarios para trabajos futuros. En primer lugar, se recomienda investigar la optimización de los procesos, con el fin de evaluar el efecto de parámetros que se mantuvieron fijos en este estudio en el rendimiento de deshidratación de CO₂. En segundo lugar, es imperativo abordar la integración de una etapa de pre-tratamiento orientada específicamente a la remoción de hidrocarburos no solo como una unidad adicional, sino como una línea crítica que condiciona la viabilidad del sistema completo para garantizar el cumplimiento integral de la normativa de inyección. En tercer lugar, se plantea la recolección de datos operativos de la industria o de plantas piloto escalables que permitan calibrar y ajustar rigurosamente el modelo de simulación frente a escenarios de operación reales. Finalmente, para complementar la viabilidad técnica demostrada, se recomienda desarrollar un análisis económico comparativo detallado que incluya los costos de capital (CAPEX) y operativos (OPEX), así como una evaluación de impacto ambiental enfocada en cuantificar la huella de carbono asociada a la alta demanda energética de estas tecnologías de separación.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen al Departamento de Bioingeniería e Ingeniería Química de la Universidad de Ingeniería y Tecnología - UTEC por brindar acceso al simulador de procesos ProMax 6.0 para el desarrollo del presente estudio.

REFERENCIAS

- [1] H. Al-Yafei, A. AlNouss, S. Aseel, M. Kucukvar, N. C. Onat, y T. Al-Ansari, «How sustainable is liquefied natural gas supply chain? An integrated life cycle sustainability assessment model», *Energy Conversion and Management: X*, vol. 15, p. 100246, ago. 2022, doi: 10.1016/j.ecmx.2022.100246.
- [2] «PERU LNG anuncia un estudio Preliminar de Diseño de Ingeniería Inicial y Final para la producción de e-metano en el Perú – PERU LNG». Accedido: 8 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://perulng.com/noticias/2023/peru-lng-anuncia-un-estudio-preliminar-de-diseno-de-ingenieria-inicial-y-final-para-la-produccion-de-e-metano-en-el-peru/>
- [3] H. Lu, X. Ma, K. Huang, L. Fu, y M. Azimi, «Carbon dioxide transport via pipelines: A systematic review», *Journal of Cleaner Production*, vol. 266, p. 121994, sep. 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.121994.
- [4] A. Jamekhorshid, Z. Karimi Davani, A. Salehi, y A. Khosravi, «Gas sweetening simulation and its optimization by two typical amine solutions: An industrial case study in Persian Gulf region», *Natural Gas Industry B*, vol. 8, n.º 3, pp. 309-316, jun. 2021, doi: 10.1016/j.ngib.2021.04.006.
- [5] OSINERGMIN, «CONTRATACIÓN DE EMPRESA SUPERVISORA DE NIVEL APARA CERTIFICAR LA CONSTRUCCIÓN DE LA PLANTA DE LICUEFACCIÓN DEL PROYECTO “EXPORTACION DE GNL, PAMPA MELCHORITA, PERU” DE PERÚ LNG», Gerencia de Fiscalización de Gas Natural - OSINERGMIN, Lima, Peru, ago. 2009.
- [6] B. Morero, E. S. Groppelli, y E. A. Campanella, «Evaluation of biogas upgrading technologies using a response surface methodology for process simulation», *Journal of Cleaner Production*, vol. 141, pp. 978-988, ene. 2017, doi: 10.1016/j.jclepro.2016.09.167.
- [7] F. J. Rojas, F. O. Jiménez, y J. Díaz, «Determinación experimental de la velocidad de llama del gas de Camisea-Perú», *Inf. tecnol.*, vol. 31, n.º 4, pp. 99-112, ago. 2020, doi: 10.4067/S0718-07642020000400099.
- [8] A. Aldasabal Arias, A. Castilla Aguirre, F. Tarazona-Vasquez, y W. Ramos, «Modeling and Simulation of a Natural Gas and Alternative Fuels Combined Cycle Power Plant with Amine-Based CO₂ capture in Peru», en *Proceedings of the 23rd LACCEI International Multi-Conference for Engineering, Education and Technology (LACCEI): «Engineering, Artificial Intelligence, and Sustainable Technologies in service of society»*, Latin American and Caribbean Consortium of Engineering Institutions, 2025. doi: 10.18687/LACCEI2025.1.1.2316.
- [9] E. C. Carlson, «Don't Gamble With Physical Properties For Simulations».
- [10] P. Bielka, S. Kuczyński, y S. Nagy, «CO₂ Compression and Dehydration for Transport and Geological Storage», *Energies*, vol. 16, n.º 4, p. 1804, feb. 2023, doi: 10.3390/en16041804.
- [11] J. Kemper, L. Sutherland, J. Watt, y S. Santos, «Evaluation and Analysis of the Performance of Dehydration Units for CO₂ Capture», *Energy Procedia*, vol. 63, pp. 7568-7584, 2014, doi: 10.1016/j.egypro.2014.11.792.
- [12] J. Lu, J. Tang, J. Li, y S. Wang, «The comparison of adsorption characteristics of CO₂/H₂O and N₂/H₂O on activated carbon, activated alumina, zeolite 3A and 13X», *Applied Thermal Engineering*, vol. 213, p. 118746, ago. 2022, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2022.118746.
- [13] A. Shamu, H. Miedema, S. J. Metz, Z. Borneman, y K. Nijmeijer, «Mass transfer studies on the dehydration of supercritical carbon dioxide using dense polymeric membranes», *Separation and Purification Technology*, vol. 209, pp. 229-237, ene. 2019, doi: 10.1016/j.seppur.2018.07.042.
- [14] T. Lohaus, M. Scholz, B. T. Koziara, N. E. Benes, y M. Wessling, «Drying of supercritical carbon dioxide with membrane processes», *The Journal of Supercritical Fluids*, vol. 98, pp. 137-146, mar. 2015, doi: 10.1016/j.supflu.2015.01.009.
- [15] A. Shamu, H. Miedema, Z. Borneman, y K. Nijmeijer, «Dehydration of supercritical carbon dioxide using dense polymeric membranes: A techno-economical evaluation», *Separation and Purification Technology*, vol. 224, pp. 209-218, oct. 2019, doi: 10.1016/j.seppur.2019.05.027.
- [16] P. Higginbotham, D. Wu, G. Krishnamurthy, T. M. Moyle, M. Roaf, and M. A. Zanjani, "Dehydration of carbon dioxide," U.S. Patent 12 280 330 B2, Apr. 22, 2025.
- [17] E. De Visser *et al.*, «Dynamis CO₂ quality recommendations», *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 2, n.º 4, pp. 478-484, oct. 2008, doi: 10.1016/j.ijggc.2008.04.006.
- [18] S. Chen *et al.*, «Feasibility analysis and process simulation of CO₂ dehydration using triethylene glycol for CO₂ pipeline transportation», *Chinese Journal of Chemical Engineering*, vol. 40, pp. 179-186, dic. 2021, doi: 10.1016/j.cjche.2020.12.025.
- [19] S. L. Nauert, C. Dyszkiewicz, A. Ngo, M. Singh, J. Tyska, S. J. Bhadra, and N. Khazeni, "Method for dehydration of a gas stream," U.S. Patent App. Pub. 2026/0091344 A1, Apr. 2, 2026.
- [20] E. Prim and M. Mathias, "Carbon dioxide recycle stream processing with ethylene glycol dehydrating in an enhanced oil recovery process," U.S. Patent 12 234 421 B2, Feb. 25, 2025.