

VARIACIONES EN LA CONCENTRACIÓN DE CO₂ EN GASES ASOCIADOS: EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE UN PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO CON TURBOEXPANDER

VARIATIONS IN ASSOCIATED GAS CO₂ CONCENTRATION: EVALUATION OF THE PERFORMANCE OF A TURBOEXPANDER GAS CONDITIONING UNIT

Leandro Sebastian Vargas Reyes¹; Andrea Carolina González Martínez²;
Giovanni Morales Medina³

¹ Universidad Industrial de Santander, Colombia. Correo electrónico: leandro2165631@correo.uis.edu.co

² Universidad Industrial de Santander, Colombia. Correo electrónico: andrea.gonzalez14@correo.uis.edu.co


³ Universidad Industrial de Santander, Colombia. Correo electrónico: gmorales@uis.edu.co

Recibido: 17 de abril, 2023 **Aceptado:** 28 de abril, 2023 **Versión final:** 01 de diciembre, 2023

Resumen

Este documento presenta una evaluación de los desempeños de una unidad con Turboexpander, en el acondicionamiento de gases asociados con diferentes contenidos de CO₂. La evaluación de los desempeños fue efectuada por comparación entre los resultados de una simulación desarrollada en Aspen Hysys v10 y las especificaciones establecidas en el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT). Para esto, la unidad fue diseñada para el acondicionamiento del gas asociado definido por el escenario medio de producción de la cuenca del Valle Medio del Magdalena, según prospectivas de la Unidad de Planeación Minero-Energética; la unidad de acondicionamiento consideró las secciones: estabilización, endulzamiento, deshidratación y separación por destilación. De igual manera, el intervalo de variación de contenido de CO₂ entre 3 y 12 %mol fue establecido, con base en reportes de literatura de pilotos de recobro mejorado (EOR) por inyección de aire e inyección de CO₂. Los resultados de las simulaciones mostraron un desempeño adecuado de la unidad con Turboexpander, en el acondicionamiento de gases asociados con concentraciones de CO₂ de máximo 6%mol, cumpliendo los parámetros de calidad estipulados en el RUT. Asimismo, los resultados de las simulaciones muestran que el perfil de temperatura en la torre de absorción, de la sección de endulzamiento, es alterado cuando se tratan gases con mayor contenido de CO₂. Esta alteración del perfil de temperatura en la torre de absorción conduciría al bajo desempeño en el retiro de CO₂. Lo anterior sugiere rediseños en la sección de endulzamiento o cambio de la respectiva tecnología, con lo cual, los gases tratados puedan cumplir los parámetros de calidad especificados en el RUT.

Palabras claves: Turboexpander, RUT, gas asociado, dióxido de carbono, Valle Medio del Magdalena, Aspen Hysys.

Cómo citar: Vargas-Reyes, L., González-Martínez, A. & Morales-Medina, G. (2023). Variaciones en la concentración de CO₂ en gases asociados: Evaluación del desempeño de un proceso de acondicionamiento con Turboexpander. *Fuentes, El reventón energético*, 21(2). 103-119. <https://doi.org/10.18273/revfue.v21n2-2023007> 

Abstract

Herein we disclose an evaluation of the performance of a Turboexpander unit for the conditioning of associated gasses with different CO₂ contents. The performance evaluation was carried out by the comparison between the results from a simulation in Aspen Hysys v10 and the specifications established in the national gas transportation policy for natural gas (RUT). The Turboexpander unit was designed for the conditioning of an associated gas defined by the scenario of medium production for the Valle Medio del Magdalena, according to the Mining and Energy Planning Unit (UPME) prospects. The conditioning unit considered the sections: stabilization, sweetening, dehydration, and separation by distillation. Similarly, the range for CO₂ content variation was defined between 3 - 12 %mol, based on enhanced recovery (EOR) pilots of air injection and CO₂ injection. The results of the simulations showed an adequate performance of the Turboexpander unit for the conditioning of associated gasses with up to 6% mol of CO₂ contents, fulfilling the quality parameters of the RUT. Likewise, the simulation results showed that the temperature profile in the absorption tower (sweetening section) changed when gasses with CO₂ contents greater than 6%mol were treated. This temperature profile change appeared to be responsible for poor CO₂ removal performance. The foregoing would suggest adjustments for the sweetening section or a shift of the respective technology in order to fulfill the quality parameters specified in the RUT.

Keywords: Turboexpander, Gas Transportation Policy, Associated gas, Carbon dioxide, Valle Medio del Magdalena, Aspen Hysys.

1. Introducción

El gas natural y la gasolina son productos de importancia en la canasta energética nacional, utilizados en diferentes sectores como el residencial, industrial, transporte y electricidad. El gas asociado de los yacimientos de crudo puede ser acondicionado para su uso como gas natural; adicionalmente, un flujo de gasolina natural es derivado como un subproducto. El acondicionamiento del gas asociado permite la disminución de contaminantes y líquidos condensables, a niveles adecuados para su aprovechamiento como fuente de energía térmica. Estos niveles están definidos en el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (Resolución CREG-071 de 1999 y su modificación posterior del año 2019).

Dentro de los contaminantes a retirar del gas asociado se encuentra el CO₂. Este gas es conocido por su participación en el cambio climático. El accionar del CO₂ en el aire impide la salida de calor de las capas bajas de la atmósfera (efecto invernadero), lo cual ha generado un aumento progresivo en la temperatura promedio de la superficie del planeta (Osborn *et al.*, 2021). Debido a esta problemática, los gobiernos se han comprometido con la disminución en las emisiones de CO₂. En Colombia, el sector minero energético ha propuesto una meta de disminución en emisiones de 11,2 millones de toneladas de CO₂ equivalentes para el año 2030.

El retiro del contenido de CO₂ en los procesos de acondicionamiento de gas (endulzamiento), es usualmente realizado por absorción con monoetanolamina (MEA) (Elbashir *et al.*, 2019; Mokhatab & Poe, 2012); la MEA gastada es

regenerada por calentamiento para su recirculación en el proceso. Posteriormente, el gas endulzado es sometido a un enfriamiento, que puede ser aplicado con un Turboexpander, para una posterior separación de los líquidos condensables, por medio de destilación fraccionada a baja temperatura (Mokhatab & Poe, 2012). Es importante anotar que, Colombia tiene instalada una importante cantidad de unidades de acondicionamiento de gases con Turboexpander (Martínez, 2018). Recientemente, Camacho (2021) desarrolló un análisis técnico-económico para la implementación de una unidad Turboexpander de acondicionamiento del gas asociado generado en el Valle Medio del Magdalena, considerando las proyecciones de producción definidas por la UPME (2018). Los resultados reportados por este autor indican factibilidad técnico-económica en la implementación de la unidad Turboexpander. Lo anterior manifiesta posibilidades futuras en el país, de nuevas unidades de acondicionamiento, basadas en Turboexpander.

Por otra parte, la aplicación de métodos de recobro mejorado (EOR, *enhanced oil recovering*) ha aumentado la producción de crudo (Jiang *et al.*, 2022; Mokheimer *et al.*, 2019), principal contribuyente del mercado energético mundial actual (Baumeister *et al.*, 2020). Uno de estos métodos EOR, basado en inyección de gases, ha conducido al aumento de la concentración de CO₂ en el gas asociado (Barbosa *et al.*, 2012; Escobar, 2006; Jiang *et al.*, 2022). Por consiguiente, se han realizado seguimientos a pilotos EOR de inyección de gases, implementados en diferentes yacimientos del país. Análisis cromatográfico de gases han reportado aumentos en los niveles de CO₂, hasta 12% mol en el gas asociado del campo Chichimene, por aplicación de EOR con inyección de aire (Díaz Molina *et al.*, 2019),

y hasta 19% mol en el gas asociado del campo San Fernando, por aplicación de EOR por inyección de CO₂ (Diaz *et al.*, 2018). Este aumento en el contenido de CO₂, en gases asociados de pozos sujetos a EOR, puede ser progresivo en la respectiva ventana de operación (Marinov, 2015).

Este incremento en los contenidos de CO₂ afecta los desempeños resultantes de un proceso de acondicionamiento de gas, especialmente en las etapas de endulzamiento y de recuperación de líquidos (Langé & Pellegrini, 2016; Rufford *et al.*, 2012). En la etapa de endulzamiento, una elevación en el contenido de CO₂ conduciría a un aumento en los requerimientos energéticos de la regeneración del absorbente (Langé & Pellegrini, 2016; Rufford *et al.*, 2012). Por su parte, los contenidos de CO₂ pueden afectar el equilibrio de fases en la etapa de separación de los hidrocarburos líquidos (Rufford *et al.*, 2012). Además, la presencia de CO₂ puede conducir a la formación de hidratos, a ciertas condiciones de presión y temperatura, ocasionando taponamiento en las líneas de flujo (Carroll, 2003).

Ante esta situación de incremento en los contenidos de CO₂, la mayoría de la literatura consultada dirige la atención en la proposición de alternativas de retiro simultáneo de líquidos condensables junto con el CO₂ (Arinelli *et al.*, 2019; Luyben, 2013; Maqsood *et al.*, 2014). Sorpresivamente, un número escaso de documentos reportaron análisis de los desempeños de las plantas con Turboexpander ante aumentos en el contenido de CO₂ en el gas asociado. Getu *et al.* (2013) compararon, por simulación con Aspen Hysys, los desempeños de diferentes procesos de separación de líquidos condensables en gases asociados con concentraciones de CO₂ de hasta 3.65% mol. Los autores mostraron factibilidad técnica en los procesos de retiro de líquidos (incluyendo Turboexpander) para las diferentes concentraciones analizadas, mencionando que las mayores recuperaciones de etano fueron obtenidas en los gases con menores concentraciones de CO₂. De igual manera, El-Husseiny *et al.* (2021) analizaron las variaciones energéticas del acondicionamiento con Turboexpander para gases asociados con concentraciones de CO₂ hasta 3.91% mol. Los autores reportaron factibilidad en el proceso de acondicionamiento para las diferentes concentraciones. Los trabajos de Getu *et al.* (2013) y El-Husseiny *et al.* (2021) presentan la característica de análisis para bajas concentraciones de CO₂; sin embargo, en unidades Turboexpander instaladas, esta condición de bajas concentraciones de CO₂ puede cambiar con los requerimientos de aplicación de

EOR por inyección de gases. Asimismo, estos autores omiten los análisis de los perfiles de temperatura en las torres de endulzamiento y de separación de líquido. Estos análisis pueden ayudar en la explicación de los desempeños del proceso de acondicionamiento.

Las variaciones en los contenidos de CO₂ pueden conducir al incumplimiento de los requisitos mínimos para el transporte y la venta del gas, acondicionado en una determinada unidad. Un gas que no cumple con el RUT conlleva a pérdidas económicas y a contaminación ambiental; usualmente este gas es quemado en teas (Elehinafe *et al.*, 2022; Petri *et al.*, 2018). Lo anterior podría ser evitado con la predicción de los desempeños de las unidades de acondicionamiento, previo al tratamiento de los gases asociados. Una predicción de los desempeños de las unidades instaladas conduciría a la selección de la unidad con mayor efectividad, en el acondicionamiento de un gas con determinado contenido de CO₂.

Considerando la problemática planteada, el presente documento expone un análisis sobre el desempeño de una unidad Turboexpander en el acondicionamiento de gases asociados con diferentes contenidos de CO₂. El análisis fue desarrollado considerando las proyecciones de producción de la UPME (2018) y los resultados de una simulación en Aspen Hysys v10.

2. Metodología

El flujo de gas asociado correspondió al definido en el escenario medio de producción para la Cuenca del Valle Medio del Magdalena, según las proyecciones de la UPME (2018). Este escenario estableció un flujo promedio de 11,8 MMSCFD al año 2044. Por su parte, la composición de los gases en este escenario fue asumida como la típica de los gases producidos en los campos Bonanza y Lisama de ECOPETROL S.A (Camacho, 2021); una característica de los gases en estos campos es la ausencia de H₂S (Camacho, 2021; SÁCHICA, 2012), lo cual facilita el respectivo proceso de endulzamiento. La Tabla 1 resume las condiciones de entrada y la composición del gas asociado.

La Tabla 2 compara la composición y las propiedades del gas asociado con los requisitos solicitados por el RUT. Según esta tabla, la composición de agua y de CO₂, así como el contenido de líquidos condensables (definido por el punto *Cricondentherm*) se encuentran fuera de especificación para el transporte y la comercialización del gas asociado; con lo anterior, el gas asociado requiere del respectivo acondicionamiento.

Las secciones consideradas en el diseño estándar y en la simulación del proceso de acondicionamiento fueron: estabilización, endulzamiento, deshidratación y enfriamiento con Turboexpander, con una posterior separación por destilación.

Tabla 1. Condiciones y composición del gas asociado (Camacho, 2021).

Flujo, MMSCFD	11,8
Temperatura, °F	99,8
Presión, psi	500
Poder calorífico, MJ/m³	41,0
Cricodentherm, °F	114,0
Metano, %mol	77,06
Etano, %mol	7,20
Propano, %mol	4,87
n-butano, %mol	1,78
i-butano, %mol	1,59
n-Pentano, %mol	0,41
i-Pentano, %mol	0,57
2,2-Mpropano, %mol	0,03
n-Hexano, %mol	0,50
n-Heptano, %mol	0,12
n-Octano, %mol	0,04
n-Nonano, %mol	0,01
n-Decano, %mol	0,01
H ₂ O, %mol	0,21
Oxígeno, %mol	0,03
Nitrógeno, %mol	1,66
CO ₂ , %mol	3,91

Tabla 2. Verificación de la composición y las propiedades del gas asociado con los requerimientos del RUT (en paréntesis).

Componente	Gas de entrada (RUT)	
H ₂ O, mg/m ³	58669,5 (<97)	✘
O ₂ , % vol.	0,03 (<0,1)	✔
N ₂ , % vol.	1,66 (<3)	✔
Inertes, % vol.	5,60 (<5)	✘
CO ₂ , % vol.	3,91 (<2)	✘
H ₂ S, mg/m ³	0,00 (<6)	✔
Poder calorífico, MJ/m ³	41,02 (35,4 – 42,8)	✔
Cricodentherm, °F	114,0 (<45)	✘

El paquete termodinámico Peng-Robinson fue utilizado para la mayoría de las corrientes y equipos en la simulación; este paquete ha reportado resultados concordantes con diferentes datos de procesamiento de hidrocarburos simples (Poe & Mokhatab, 2017). Por su parte, el paquete termodinámico “Acid Gas – Chemical Solvents” fue

seleccionado para la sección de endulzamiento; este paquete aplica cálculos basados en el modelo NRTL en reacciones en fase acuosa, necesarias para el cálculo riguroso del proceso de absorción con MEA (Irina & Watanasiri, 2015). También, el paquete termodinámico “Glycol Package” fue definido para la sección de deshidratación; el “Glycol Package” aplica la ecuación de estado TST (Twu-Sim-Tassone) en la determinación del equilibrio de fases, con resultados consistentes para la mezcla agua-TEG (trietilenglicol) (Hasan *et al.*, 2020).

Por otro lado, los equipos de proceso estándar fueron especificados con base en los trabajos de Benitez *et al.* (2015), Camacho (2021), Elbashir *et al.* (2019), Kherbeck & Chebbi (2015), Mokhatab *et al.* (2019), Mokhatab & Poe (2012) y Tristancho (2017). Para la etapa de estabilización, donde se aplica un tratamiento inicial, los equipos definidos fueron dos separadores *flash*, un compresor y un calentador. La sección de endulzamiento considera una absorción con MEA al 20% molar a 120 °F y 847 psi, en una torre de 10 platos y de diámetro de 2,3 ft; es importante mencionar que la temperatura fue definida para una mayor absorción, a partir de pruebas con la simulación. También, la sección de endulzamiento considera una recuperación de MEA gastada, en una torre de destilación de 5 platos y diámetro de 3,9 ft.

La sección de deshidratación utiliza una solución de TEG al 99% p/p, en una torre de absorción con 20 platos y diámetro de 4,9 ft. El TEG gastado es recuperado en una torre de destilación de 5 platos, operando a presión atmosférica. El gas dulce y seco es enviado a la sección de enfriamiento con Turboexpander (criogenización). En esta sección, el gas es recibido por un enfriador, disminuyendo su temperatura hasta -31 °F; el enfriamiento a esta temperatura conduce a una mayor recuperación de etano. Después del enfriador, la sección consideró dos torres de destilación para la generación del gas acondicionado, un flujo de etano y un flujo de GLP. La primera torre es llamada demetanizadora, la cual es definida a una presión de 450 psia y temperaturas de -139°F en el tope hasta 85°F en el fondo de la torre, con un diseño de 17 platos y un diámetro de 4,9 ft. La segunda torre se denomina desetanizadora y es configurada con 28 platos, diámetro de 4,9 ft y operada a presiones en el rango de 200 a 210 psi y temperaturas desde -11°F en el tope hasta 130°F en el fondo de la torre. El diagrama de proceso (PFD)

diseñado en Aspen Hysys v10 es presentado en la Figura 1. En esta figura se definen las propiedades de los flujos principales de entrada y salida de la unidad, así como las secciones codificadas en el PFD.

Con el PFD desarrollado, un total de cinco (5) casos o simulaciones fueron ejecutadas, considerando diferentes concentraciones de CO₂ en el gas asociado de entrada (Figura 1). La Tabla 3 presenta las concentraciones del gas asociado para cada caso o simulación; la simulación No 1 corresponde al caso base, con la composición de la Tabla 1. Las concentraciones de metano, del gas asociado del caso base, fueron ajustadas para la consecución de las composiciones mostradas en la Tabla 3. El gas de la simulación No 5 presenta una composición de CO₂ cercana a la máxima del gas asociado del campo Chichimene (EOR por inyección de aire), reportada

por Díaz Molina *et al.* (2019). Por otro lado, cada caso o simulación fue ejecutada, considerando las composiciones de la Tabla 3 para el gas de entrada, así como las dimensiones y las condiciones de operación de los equipos, definidas anteriormente; es decir, las simulaciones fueron ejecutadas de manera secuencial, iniciando con el gas de menor concentración de CO₂ (Tabla 3, columna 2). Después de la convergencia de la simulación No 1, los resultados fueron analizados determinando los parámetros relevantes a la salida de cada sección. Posteriormente, la composición del caso No 2 (Tabla 3, columna 3) fue definida en la corriente Gas de entrada, antes de la nueva simulación; los resultados de cada sección fueron leídos y analizados, después de convergencia de este caso. Los anteriores pasos fueron repetidos para los casos o simulaciones No 3, 4 y 5.

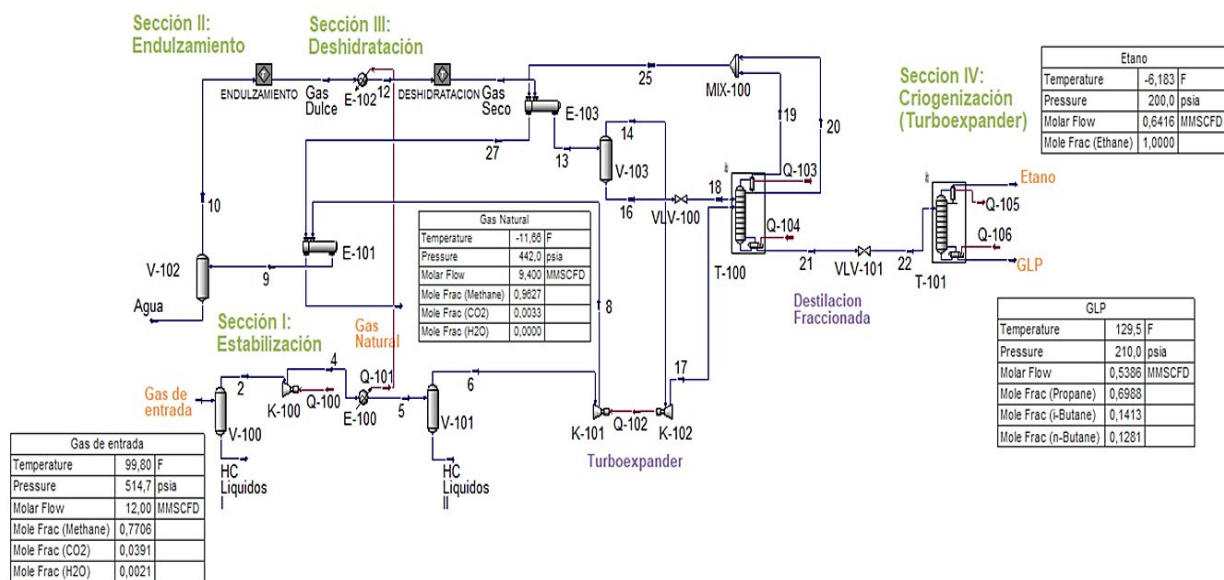


Figura 1. Diagrama de flujo en Aspen HYSYS del proceso de tratamiento de gas asociado.

Tabla 3. Variación del contenido de CO₂ en el gas de entrada

No. Simulación	1	2	3	4	5
Metano %mol	77,0	75,1	73,3	71,4	69,5
Etano %mol	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2
C₃₊ %mol	9,9	9,9	9,9	9,9	9,9
H₂O %mol	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
O₂ %mol	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
N₂ %mol	1,66	1,66	1,66	1,66	1,66
CO₂ %mol	3,91	5,79	7,68	9,58	11,4

Nota. La simulación No 1 corresponde al caso base (Tabla 1).

3. Resultados y Discusión

3.1. Validación Simulación Para el Caso Base

El PFD de la simulación desarrollada en Aspen Hysys v10 es mostrado en la Figura 1. La simulación reportó convergencia con las composiciones del caso base. La Tabla 4 reporta las características del gas de salida de cada sección de la simulación. Según esta tabla, el proceso diseñado alcanza una disminución en el contenido de CO₂ al valor de 0,28 %mol, en el gas de salida de la sección de endulzamiento. Para la sección de deshidratación, la simulación muestra una disminución en la concentración de agua, en el gas de salida, al valor de 53,8 mg/m³. Así mismo, se resume las propiedades del gas de salida, reportadas por la simulación. Los valores obtenidos por la simulación presentan los mismos órdenes de magnitud que los resultados de Camacho (2021); las pequeñas disimilitudes entre algunos valores (*e.g.* contenido de agua y temperatura) pueden deberse a las diferentes opciones de convergencia en las torres de las secciones, así como en las versiones de Aspen Hysys utilizadas en cada trabajo. De igual manera, las variables operacionales obtenidas por la simulación, para las diferentes secciones, (Tabla 4) coinciden con diferentes reportes de literatura (ver Chebbi *et al.*, 2010; Getu *et al.*, 2013; Swaidan, 2016; Tristancho, 2017).

Asimismo, una de las variables más importantes dentro del proceso criogénico con un Turboexpander corresponde a la recuperación de etano. El proceso Turboexpander de una sola etapa está diseñado para obtener recuperaciones en el rango 70-80% (Bogoya & Díaz, 2014; Chebbi *et al.*, 2010); el proceso exhibe posibilidades de maximización, según el caso, a valores por encima del 90% (Chebbi *et al.*, 2010; Kherbeck & Chebbi, 2015). Los resultados de la simulación con el caso base, de producción de gas asociado de la cuenca del Valle medio del Magdalena, indican una

recuperación de etano del 74,3%, lo cual se encuentra dentro del rango reportado anteriormente.

Con base en la coincidencia entre los valores de la simulación con lo reportado en la literatura y con la recuperación de etano, es posible afirmar que la simulación desarrollada reproduce los valores de operación industrial para el proceso de acondicionamiento de gases asociados diseñado en el presente documento.

Tabla 4. Comparación de los resultados de la simulación con la literatura

		Camacho (2021)	Este Trabajo
Sección I: Estabilización	T, °F	120,0	120,0
	P, psi	748,0	762,7
	F, MMSCFD	11,98	11,98
	CO ₂ , %vol	3,91	3,90
	H ₂ O, mg/m ³	49611,1	49542,4
	Cricon., °F	103,2	102,5
Sección II: Endulzamiento	T, °F	111,2	85,0
	P, psi	847,0	900
	F, MMSCFD	11,55	11,51
	CO ₂ , %vol	0,41	0,28
	H ₂ O, mg/m ³	49000,7	49189,8
	Cricon., °F	105,4	104,6
Sección III: Deshidratación	T, °F	22,1	28,55
	P, psi	590,0	597,8
	F, MMSCFD	11,53	10,58
	CO ₂ , %vol	0,41	0,29
	H ₂ O, mg/m ³	65,5	53,8
	Cricon., °F	11,2	6,7
Sección IV: Gas de Salida	T, °F	-13,5	-11,66
	P, psi	445,0	442,0
	F, MMSCFD	10,36	9,40
	CO ₂ , %vol	0,45	0,33
	H ₂ O, mg/m ³	73,9	46,3
	Cricon., °F	-80,8	-112,2

3.2. Simulaciones con los otros Casos

La convergencia en las simulaciones con los demás casos fue conseguida por aumento en el flujo de solución acuosa de MEA en un 17%. Este aumento no afecta el diámetro de la torre de endulzamiento; el diámetro se encuentra en función del flujo de gas y la presión de la torre (Elbashir *et al.*, 2019; Kolmetz, 2020; Mitra, 2015). Además, Kolmetz (2020) sugiere que, la relación entre el flujo de gas a flujo de MEA sea fijada entre 0,3 y 0,4 mol/mol, relación cumplida en todos los casos. Las otras secciones de deshidratación

y criogenización no reportaron inconvenientes de convergencia con lo especificado para el caso base. Por otra parte, pruebas en la simulación especificando gases asociados con concentraciones superiores de 11,4% mol de CO₂ reportaron fallas de convergencia en las torres de la sección de endulzamiento. Con esto, los resultados de simulación sugieren modificaciones en los diseños de las torres de esta sección, en unidades convencionales, para el tratamiento de gases ácidos con contenidos molares de CO₂ superiores a 11,4%.

3.3. Perfiles en las Torres

La Figura 2 expone los perfiles de temperatura de la torre de absorción, sección de endulzamiento, obtenidos por la simulación para los gases con diferentes contenidos de CO₂. Según esta figura, para los gases con contenidos de 3,91%mol y 5,79%mol, los perfiles de temperatura presentan un máximo en el plato número dos (numeración desde el plato de fondo); el gas ingresa por el fondo, mientras la solución de MEA ingresa por la cima), con valores de 225°F y 223°F, respectivamente. Este máximo se debe al comportamiento exotérmico de la absorción de CO₂ en MEA. Posteriormente, los perfiles muestran una disminución monotonía de la temperatura de los platos superiores, hasta el valor de 112°F (plato 10), debido a la evaporación de agua (Biliyok *et al.*, 2012; Mores *et al.*, 2012; Rashid *et al.*, 2014) y a la temperatura de entrada de la solución de MEA. El comportamiento de estos perfiles de temperatura, según simulación, es consistente con el estudio de Giri *et al.* (2011) y con las mediciones experimentales de Rashid *et al.* (2014).

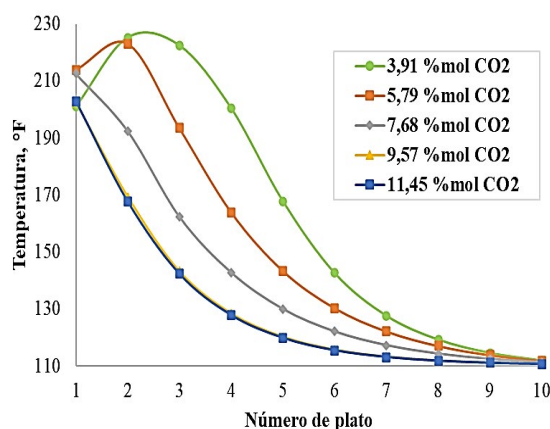


Figura 2. Perfiles de temperatura en la torre de absorción con MEA (20%) para diferentes concentraciones de CO₂.

Asimismo, la Figura 2 manifiesta que, a mayores

concentraciones de CO₂ en el gas de entrada (*i.e.* 7,68%, 9,57% y 11,54%), el perfil de temperatura presenta un decrecimiento monotonía desde el primer plato. Esta tendencia reportada por simulación se debe a la variación del calor de absorción con la carga de CO₂. Reportes experimentales de Kim *et al.* (2014) y Kothandaraman (2010) indican que el calor de absorción disminuye drásticamente en soluciones con cargas superiores a 0,4 mol CO₂/mol MEA. Precisamente, las simulaciones con gases de contenido 7,68%, 9,57% y 11,54% exhiben una relación mol CO₂/mol MEA superior a 0,4 en la solución de fondo (bajo calor de absorción), explicando el decrecimiento monotonía predicho. De otro lado, la simulación reporta que, en la operación de la torre con gases de contenido 3,91% y 5,79%, la solución acuosa en los platos de fondo muestra una relación mol CO₂/mol MEA inferior a 0,4 (elevado calor de absorción). Con lo anterior, el calor de absorción liberado es menor en la operación con mayores contenidos de CO₂, conduciendo al perfil de temperatura sin punto máximo en los platos de fondo.

Por su parte, la Figura 3 presenta los perfiles de temperatura en la torre deshidratadora reportados por simulación; la numeración inicia en el plato de cima. Según esta figura, la temperatura del gas experimenta un aumento en su recorrido, desde el fondo a la cima de la torre, debido a la disminución en su contenido de humedad. El flujo de TEG pobre ingresa en contracorriente a 120°F al plato 1, mientras el flujo de gas ingresa al plato 20, en promedio a 90°F. Según la simulación, la condensación del agua contenida en el gas envuelve un enfriamiento en el respectivo plato de contacto, por lo cual, el TEG disminuye su temperatura en su recorrido (de arriba hacia abajo), mientras el gas aumenta su temperatura (de abajo hacia arriba). El incremento de temperatura del plato 19 al plato 2 es de tipo lineal, a razón de 1°F/plato. Del plato 2 al plato de cima, el gas experimenta un calentamiento brusco, con un incremento de 4°F debido a la temperatura del flujo de TEG pobre. Este perfil es característico para las diferentes concentraciones de CO₂. Según la Figura 3, el perfil presenta un desplazamiento vertical hacia abajo (menores valores de temperatura) con el aumento en la concentración de CO₂. Este desplazamiento reportado por simulación se debe a la disminución en la capacidad calorífica del gas, con el aumento en el contenido de CO₂ ($C_{p_{CO_2}}=0,19$ BTU/lb/°F a 35°F; $C_{p_{CH_4}}=0,52$ BTU/lb/°F a 35°F). Los perfiles de la Figura 3 coinciden con lo reportado por Zambrano *et al.* (2019), con base en una simulación en PROII/PROVISION de una planta de deshidratación con TEG.

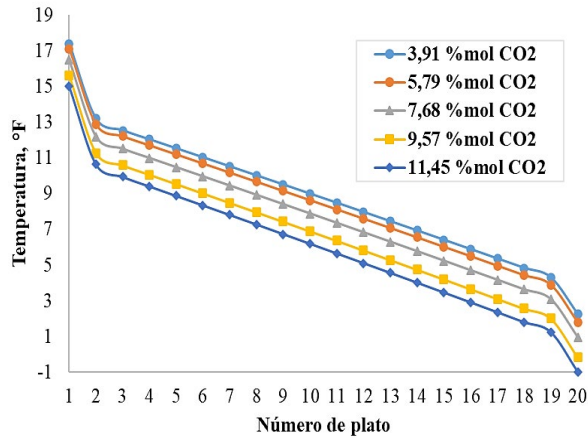


Figura 3. Perfil de temperatura torre deshidratadora con TEG.

Por su parte, los perfiles de las Figuras 4 y 5 corresponden a predicciones de las tendencias en las temperaturas en las torres demetanizadora (Figura 1, T100) y desetanizadora (Figura 1, T101), respectivamente. La numeración en estas torres inicia en el plato de cima; el plato de alimentación en la demetanizadora corresponde al 17, mientras en la desetanizadora, el flujo es alimentado al plato 14. Según las Figuras 4 y 5, la temperatura de cima, como se esperaba, resulta menor en la demetanizadora debido a su mayor presión de operación (450 psia, comparado con 200 psia en la desetanizadora). Asimismo, es posible apreciar que, en cada figura, los perfiles varían en los platos de cima, debido al cambio en el contenido de CO₂ del gas de alimentación.

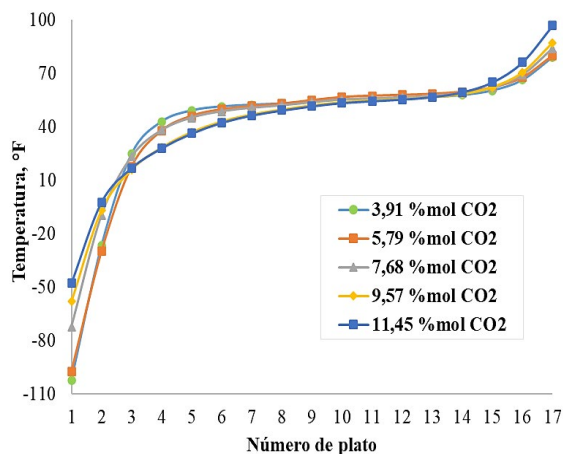


Figura 4. Perfil de temperatura torre demetanizadora.

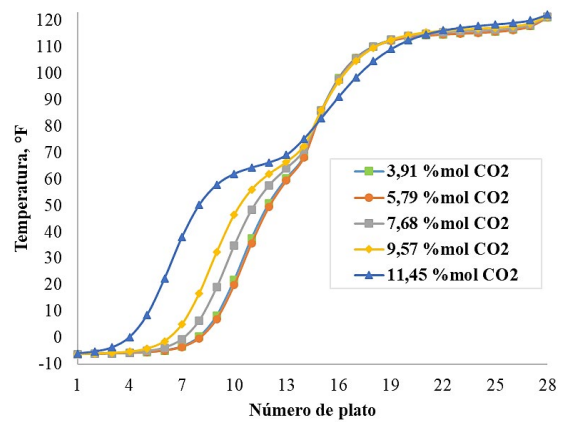


Figura 5. Perfil de temperatura torre desetanizadora.

Según simulación, los perfiles en estas zonas presentan menores temperaturas para menores contenidos de CO₂ (mayores contenidos de CH₄); lo anterior se debe a la diferencia entre las capacidades caloríficas del CO₂ (0,18 BTU/lb/°F a -55°F) y el CH₄ (0,50 BTU/lb/°F a -55°F); a mayor contenido de CO₂ menor requerimiento de flujo calórico para el aumento en las temperaturas de cima. Las tendencias de los perfiles mostrados en la Figura 4 coinciden con lo reportado por ZareNezhad & Eggeman (2006), autores que analizaron los resultados de la aplicación de la ecuación de estado Peng-Robinson en procesos de recuperación de NGL de mezcla de hidrocarburos. De igual manera, los perfiles presentados en la Figura 5 coinciden con lo obtenido por Binous & Bellagi (2013).

3.4. Consumos Energéticos

Según los resultados de las simulaciones, un aumento en la concentración de CO₂ del gas asociado conduce a una disminución en la potencia generada por el Turboexpander, como consecuencia de la respectiva disminución en el flujo de metano (Tabla 3); un menor flujo disminuye la energía disponible en la expansión del gas de entrada. La Figura 6 muestra que la potencia predicha por simulación para la etapa de expansión del Turboexpander es inversamente proporcional al incremento en la concentración de CO₂. Según esta figura, un aumento en el 1% en el contenido de CO₂ conduce a una disminución de 0,1 hp en la potencia generada por el Turboexpander.

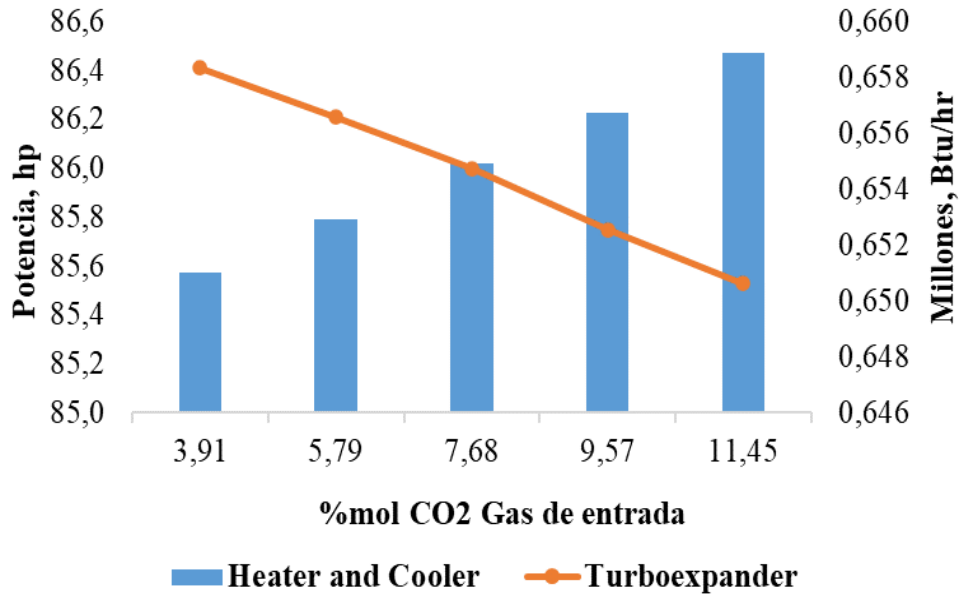


Figura 6. Variación en el requerimiento calórico y de potencia.

Tabla 5. Calidad de la corriente Gas natural obtenida a diferentes concentraciones de CO₂.

Componente	%mol CO ₂ gas asociado de entrada					RUT*
	3,91	5,79	7,68	9,57	11,45	
H ₂ O, mg/m ³	46,27 ✓	44,62 ✓	40,73 ✓	36,40 ✓	33,68 ✓	<97
O ₂ % vol	0,04 ✓	0,04 ✓	0,04 ✓	0,04 ✓	0,04 ✓	<0,1
N ₂ % vol	2,10 ✓	2,12 ✓	2,09 ✓	2,07 ✓	2,05 ✓	<3
Inertes % vol	2,47 ✓	3,90 ✓	6,09 ✗	8,77 ✗	10,77 ✗	<5
CO ₂ % vol	0,33 ✓	1,74 ✓	3,96 ✗	6,66 ✗	8,68 ✗	<2
H ₂ S, mg/m ³	0,00 ✓	0,00 ✓	0,00 ✓	0,00 ✓	0,00 ✓	<6
Poder calorífico bruto, MJ/Nm ³	38,2 ✓	37,6 ✓	41,6 ✓	41,8 ✓	40,2 ✓	35,4 – 42,8
Cricodentherm, °F	-112,2 ✓	-175,0 ✓	-98,3 ✓	-89,1 ✓	-79,5 ✓	<45

* Valores límites según el RUT (Resolución CREG-071 de 1999 y su modificación posterior del año 2019).

También, la Figura 6 expone un aumento en el requerimiento calórico predicho para el proceso (eje secundario), con el incremento en el contenido de CO₂. Este aumento se debe principalmente a la etapa de regeneración de la MEA, lo cual es consistente con lo reportado por Feng *et al.* (2010).

3.5. Flujos de Salida del Proceso

Los flujos de salida del proceso comprenden: el gas asociado acondicionado (Gas Natural), los hidrocarburos condensables (GLP), el etano, el agua de la sección de endulzamiento, el CO₂ de la sección de Endulzamiento y el agua de la sección de Deshidratación. La Tabla 5 compara los parámetros de calidad del Gas Natural predichos por simulación para varios contenidos de CO₂ del gas asociado de entrada. De esta tabla es posible mencionar que, según simulación, el contenido de agua (humedad) en la corriente Gas Natural disminuye con el aumento en el contenido de CO₂ del gas de entrada, favoreciendo el respectivo poder calorífico bruto. Es decir, la simulación reporta que un aumento en el CO₂ en el gas de entrada desplaza favorablemente el equilibrio termodinámico en el proceso de deshidratación. Azmi *et al.* (2011) también obtuvieron un desplazamiento favorable en el equilibrio termodinámico, en su estudio sobre la formación de hidratos en gases con diferentes concentraciones de CO₂.

De igual manera, el desplazamiento del equilibrio afecta la propiedad *Cricodentherm* (punto de rocío), aumentando su valor por un incremento en el contenido de CO₂ del gas de entrada. Según las simulaciones, el aumento en el contenido de CO₂ desplaza el equilibrio, aumentando los niveles de etano en la corriente Gas Natural, con el consecuente aumento en el *Cricodentherm*. El aumento de etano en las corrientes de gases de salida del proceso de tratamiento, con aumentos en los contenidos de CO₂ en el gas asociado ha sido también reportado por Davalos *et al.* (1976) y Mørch *et al.* (2006); por su parte, el incremento en el *Cricodentherm* ha sido reportado por Brown *et al.* (2009), El-Maghraby *et al.* (2022), Louli *et al.* (2012) y Mørch *et al.* (2006), entre otros. También, de la Tabla 5 es posible mencionar que, el contenido de O₂ en el Gas Natural resultó constante con la variación de CO₂ en el gas asociado de entrada.

Según los resultados de las simulaciones en Aspen Hysys, las propiedades de la corriente Gas Natural resultante del tratamiento con la unidad Turboexpander (Tabla 5) cumple con los requisitos del RUT, cuando

el gas asociado de entrada presenta concentraciones de CO₂ inferiores de ca. 6%mol. Para contenidos superiores, la corriente Gas Natural resultante se encuentra fuera de especificaciones de contenido de Inertes y contenido de CO₂ (Tabla 5). Según la Sección 3.3., los perfiles de temperatura en la torre de absorción con MEA (Figura 2) presentan diferencias, según el contenido de CO₂ del gas de entrada. Específicamente, si el contenido supera el valor del 6%mol, el perfil muestra valores bajos de temperatura, lo cual resulta como consecuencia de una relación mol CO₂/mol MEA superior a 0,4 en los platos de fondo. Según esto y la Tabla 5, la relación mol CO₂/mol MEA define el cumplimiento en las especificaciones del Gas Natural efluente.

Con lo anterior, según los resultados de simulación, las etapas diseñadas para la unidad Turboexpander estándar (con los parámetros definidos en la Sección 2) permiten el tratamiento de gases asociados con contenidos de CO₂ por debajo del 6%mol, obteniendo una corriente de Gas Natural con calidad adecuada para su transporte y comercialización; *i.e.* la unidad de tratamiento con Turboexpander, según los diseños y las simulaciones desarrolladas, resulta satisfactoria en el acondicionamiento de gases como los generados en los pozos del Valle Medio del Magdalena, cumpliendo los requisitos exigidos por el RUT. Para contenidos superiores de CO₂, las limitaciones en el calor de absorción ([mol CO₂/mol MEA] > 0,4) restringen la obtención de un gas con cumplimiento del RUT. Un rediseño de la torre y de sus condiciones operativas o un aumento en la concentración de MEA podría conllevar al cumplimiento de una relación mol CO₂/mol MEA inferior a 0,4 para un tratamiento adecuado de gases con contenidos de CO₂ superiores del 6%mol. Asimismo, los avances en el área de captura de CO₂ podrían conllevar a la proposición de un absorbente más eficiente para el endulzamiento, por ejemplo, los fluidos iónicos (Hasib-ur-Rahman *et al.*, 2010).

Por otra parte, los desempeños obtenidos con el diseño propuesto en este documento son superiores a los presentados por Tristancho (2017), quien reporta un acondicionamiento adecuado para gases con concentraciones de CO₂ de hasta 4%mol. Lo anterior sugiere que las dimensiones y las condiciones de diseño especificadas en el presente documento conllevan a una operación más robusta para la unidad de acondicionamiento de gases con Turboexpander, que la obtenida por Tristancho (2017). Igualmente, las validaciones de los resultados obtenidos soportan la afirmación de que, la metodología y la simulación en Aspen Hysys v10, desarrolladas en el presente

documento, pueden ser aplicadas en el análisis del acondicionamiento de gases con diferentes condiciones operacionales y composiciones (incluyendo contenidos de H₂S). Lo precedente es recomendado para futuros trabajos en el tema.

Por otro lado, las propiedades de la corriente Etano no presentan cambios significativos con la composición de CO₂ en el gas asociado (Figura 1). Según la Tabla 6, para todos los casos, el flujo de Etano cumple las especificaciones de calidad dispuestos por DOF (2016). Sin embargo, las simulaciones muestran que, el aumento en la concentración de CO₂ en el gas asociado impacta en la producción de Etano, según lo presentado en la Figura 7. La disminución del flujo Etano se deduce del desplazamiento del equilibrio en la torre demetanizadora. Este resultado coincide con lo documentado por Fernandez *et al.* (1991).

Tabla 6. Condiciones de salida del flujo de Etano, según simulación.

Etano	% mol CO ₂ en el Gas de entrada				
	3,91	5,79	7,68	9,57	11,45
Temperatura, °F	-6,2	-6,2	-6,2	-6,2	-6,1
Presión, psia	200	200	200	200	200
Flujo, MMSCFD	0,64	0,63	0,51	0,43	0,31
Etano, % mol	100	100	99,99	99,9	99,95
CO ₂ , %mol	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
Propano, %mol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04

Otro subproducto resultante del proceso de acondicionamiento con Turboexpander es el gas licuado del petróleo (GLP). En su mayor proporción, el GLP se compone de propano y butano. La norma técnica colombiana (Ministerio de minas y energía, 2015), establece que las

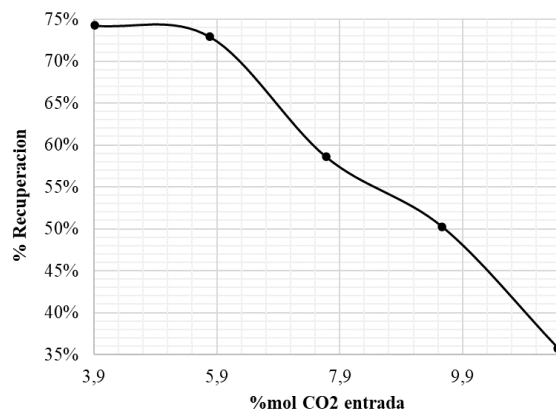


Figura 7. Recuperación de etano en el proceso para diferentes concentraciones de CO₂.

fracciones pesadas (C₅₊) del GLP estén en un contenido máximo de 2%mol; lo anterior conlleva a un almacenamiento eficiente a altas presiones (UPME, 2013). La Tabla 7 presenta las propiedades para el flujo de GLP resultante de las simulaciones del tratamiento del gas asociado, con la unidad Turboexpander. Según esta tabla, el contenido de hidrocarburos pesados (C₅₊) supera el límite de 2%mol, en los cinco casos de simulación. Lo anterior sugiere un tratamiento posterior de la corriente de GLP en una torre de destilación para la síntesis de gasolina natural (Abdel-Aal *et al.*, 2003; Ahmad *et al.*, 2011). El diseño y el análisis del desempeño de esta torre de purificación de gasolina natural son recomendados para trabajos futuros en el tema.

Tabla 7. Condiciones de salida del GLP obtenido en las cinco simulaciones.

GLP	% mol CO ₂ en el Gas de entrada				
	3,91	5,79	7,68	9,57	11,45
Temperatura, °F	129,5	129,3	129,0	128,7	128,4
Presión, psia	210	210	210	210	210
Flujo, MMSCFD	0,54	0,528	0,515	0,500	0,487
Etano %mol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
Propano %mol	69,9	70,16	70,48	70,84	71,14
n-Butano %mol	12,8	12,69	12,54	12,36	12,21
i-Butano %mol	14,1	14,06	13,95	13,83	13,73
n-C5 %mol	0,98	0,96	0,94	0,92	0,9
i-C5 %mol	1,65	1,6	1,57	1,55	1,51
2,2-MC3 %mol	0,16	0,15	0,15	0,15	0,14
n-C6 %mol	0,36	0,35	0,34	0,33	0,32
n-C7 %mol	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02

3.6. Formación de Hidratos

Para finalizar, unos comentarios finales sobre la formación de hidratos, tema de importancia en el aseguramiento de flujo. La Figura 8 presenta los resultados de la herramienta de detección de formación de hidratos, disponible en Aspen Hysys v10 (Abdulmutalib & Abdulmalik, 2022; Alnaimi *et al.*, 2020); la herramienta detalla en rojo aquellas corrientes con un potencial elevado de formación de hidratos. Según esta figura, la formación de hidratos resulta probable en las corrientes del tope de la torre demetanizadora (T-100); esto acontece en los cinco escenarios de evaluación de contenido de CO₂. El tipo de hidratos que potencialmente puede ser formado corresponde al tipo II, el cual envuelve el encapsulamiento de nitrógeno y CO₂ a las condiciones de salida del gas (Abdulmutalib & Abdulmalik, 2022; Carroll, 2003). A pesar de esta detección de hidratos, por parte de Aspen Hysys v10 (Figura 8), las

concentraciones de agua son bajas en todos los casos, con lo cual, la formación de hidratos sería indetectable a nivel industrial, sin consecuencias importantes para el proceso. Abdulmutalib & Abdulmalik (2022) reportan una regla heurística de alrededor de 35 mg de agua por Nm³ de gas, como contenido ideal para el transporte de gas. Para la comparación con las condiciones estándar o normales, según las propiedades de la corriente Gas Natural (Tabla 1), los contenidos de agua de la Tabla 5 deben ser divididos entre *ca.* 36. Con lo anterior, las corrientes Gases Naturales generadas con el proceso de acondicionamiento cumplen esta regla heurística. Adicionalmente, el contenido bajo de CO₂ evitaría la formación apreciable y detectable de hidratos (Van-Denderen *et al.*, 2009). Por otra parte, en caso de una formación importante de hidratos, esta puede ser inhibida por diferente tipo de compuestos como metanol, etanol y glicol (Abdulmutalib & Abdulmalik, 2022; Bharathi *et al.*, 2021; Koh *et al.*, 2011).

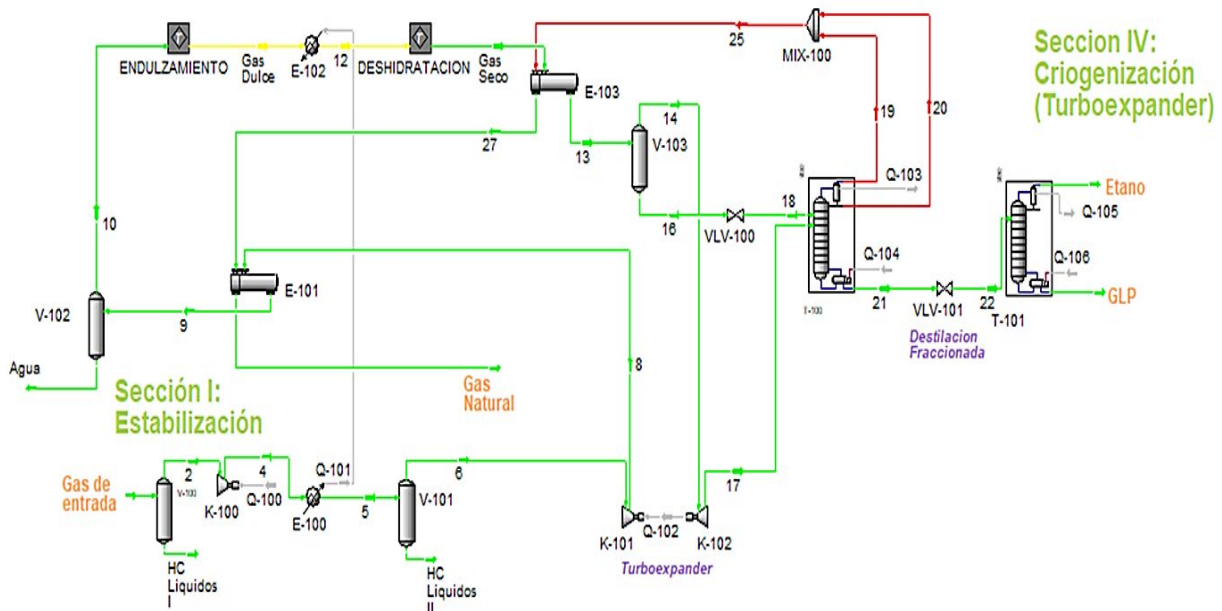


Figura 8. Estado de formación de hidratos a una concentración de 7,68% mol de CO₂ en el gas de entrada. Las corrientes en color verde indican que no hay formación de hidratos. En color

rojo advierten que hay formación de hidratos y las corrientes en color amarillo indican que el modelo seleccionado no calculó la formación de hidratos.

4. Conclusiones

La simulación del acondicionamiento de gases asociados puede generar información sobre los desempeños del proceso Turboexpander, ante fluctuaciones en los contenidos de CO₂ del gas asociado; estas fluctuaciones pueden provenir de flujos de gases de nuevos pozos o por la aplicación del levantamiento artificial por inyección de aire o CO₂. Las simulaciones con las condiciones de diseño de los equipos pueden prever un acondicionamiento parcial, justificando cambios en el proceso para la generación de gases con especificaciones acordes al RUT. Según los resultados obtenidos por simulación con Aspen Hysys v10, una unidad Turboexpander estándar conduciría a un acondicionamiento satisfactorio del gas asociado generado por el escenario medio de proyección para la Cuenca del Valle Medio del Magdalena. Asimismo, los resultados de las simulaciones indican que, la secuencia de etapas de la unidad con Turboexpander podría acondicionar satisfactoriamente el respectivo gas asociado con contenidos de CO₂ de hasta 6%mol, cumpliendo lo estipulado para su comercialización. Un aumento adicional del contenido de CO₂ en el gas asociado afectaría el desempeño del proceso de endulzamiento, generando un gas fuera de especificaciones (RUT), en lo referente al contenido de CO₂ e inertes; esto se debe principalmente a las limitaciones en el calor de absorción en concentraciones de [mol CO₂/mol MEA] > 0,4, encontradas en la literatura. Por último, los resultados de simulación soportan que los flujos de GLP generados con la unidad presentan valores de contenido de C₅₊, por fuera de la respectiva norma.

5. Contribuciones

Vargas-Reyes, L.: Simulación de la sección de deshidratación y destilación. Escritura del artículo.

González-Martínez, A.: Simulación de la sección de endulzamiento y escritura del artículo.

Morales-Medina, G.: Verificación de resultados, escritura y edición del artículo.

Referencias

- [1] Abdel-Aal, H. K., Aggour, M., Fahim, M. A. (2003). Petroleum and Gas Field Processing. *Marcel Dekker, Inc.* https://portal.tpu.ru/SHARED/b/BELINSKAYA/UchWork/PPAYAmaster/abdelaal_h_k_aggour_m_fahim_m_a_petroleum_and_gas_field.pdf
- [2] Abdulmutalib, A. y Abdulmalik, F. (2022). Investigation of Hydrate Formation in Natural Gas Transmission Pipelines. *International Journal of Advances in Engineering and Management (IJAEM)*, 4(5), 2040–2055. DOI:10.35629/5252-040520402055
- [3] Ahmad, R., Hladky, M., Far, A. S., Usman, M. (2011). Fractionation of Natural Gas Liquids to produce LPG. *Norwegian University of Science and Technology*. https://portal.tpu.ru/SHARED/b/BELINSKAYA/UchWork/PPAYAmaster/abdelaal_h_k_aggour_m_fahim_m_a_petroleum_and_gas_field.pdf
- [4] Alnaimi, F. B. I., Lim, H. C. L., Sahed, A., Al Salim, H. S., Nasif, M. S. (2020). Investigation on the suitability of natural gas hydrate formation prediction simulation packages and its implementation conditions. *Pertanika Journal of Science and Technology*, 28(1), 83–97. [http://www.pertanika.upm.edu.my/resources/files/Pertanika_PAPERS/JST_Vol_28_\(S1\)_2020/06_JST\(S\)-0545-2020.pdf](http://www.pertanika.upm.edu.my/resources/files/Pertanika_PAPERS/JST_Vol_28_(S1)_2020/06_JST(S)-0545-2020.pdf)
- [5] Arinelli, L. O., de Medeiros, J. L., de Melo, D. C., Teixeira, A. M., Brigagão, G. V., Passarelli, F. M., Grava, W. M., Araújo, O. Q. F. (2019). Carbon capture and high-capacity supercritical fluid processing with supersonic separator: Natural gas with ultra-high CO₂ content. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 66(11), 265–283. DOI:10.1016/j.jngse.2019.04.004
- [6] Azmi, N., Mukhtar, H., Sabil, K. M. (2011). Purification of Natural Gas with High CO₂ Content by Formation of Gas Hydrates: Thermodynamic Verification. *Journal of Applied Sciences*, 11(21), 3547–3554. DOI:10.3923/jas.2011.3547.3554
- [7] Barbosa, M. C., de Medeiros, J. L., Araújo, O. Q. F., & Nunes, G. C. (2012). NGL Recovery from CO₂ -EOR Streams. *Computer Aided Chemical Engineering* 31(6), 590-594. DOI:10.1016/B978-0-444-59507-2.50110-4
- [8] Baumeister, C., Korobilis, D., Lee, T. K. (2020). Energy Markets and Global Economic Conditions. *National Bureau of Economic Research*, 5(3), 248–253. https://www.nber.org/system/files/working_papers/w27001/w27001.pdf

- [9] Benitez, L., Gutierrez, J., Ale Ruiz, L., Erdmann, E., Tarifa, E. (2015). Análisis de las simulaciones del proceso de deshidratación del gas natural con Aspen Hysys y Aspen Plus. *Revista de La Facultad de Ciencias Químicas*, 12, 20–29. http://dspace.ucaenca.edu.ec/bitstream/123456789/23875/1/3_articulo_revista_12.pdf
- [10] Bharathi, A., Nashed, O., Lal, B., Foo, K. S. (2021). Experimental and modeling studies on enhancing the thermodynamic hydrate inhibition performance of monoethylene glycol via synergistic green material. *Scientific Reports*, 11(1), 1–10. DOI:10.1038/s41598-021-82056-z
- [11] Biliyok, C., Lawal, A., Wang, M., & Seibert, F. (2012). Dynamic modelling, validation and analysis of post-combustion chemical absorption CO₂ capture plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 9, 428–445. DOI:10.1016/j.ijggc.2012.05.001
- [12] Binous, H. y Bellagi, A. (2013). Simulation of the separation of industrially important hydrocarbon mixtures by different distillation techniques using mathematica®. En *Advances in Systems Engineering Research*, Nova Science Publisher Inc.
- [13] Bogoya, S. y Díaz, S. (2014). Comparación del nivel de recuperación de etano de los procesos Turboexpander: GSP, CRR, RSV Y RSVE, por medio del uso de un simulador numérico. *Universidad Industrial de Santander*. <http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2014/155391.pdf>
- [14] Brown, A. S., Milton, M. J. T., Vargha, G. M., Mounce, R., Cowper, C. J., Stokes, A. M. V., Benton, A. J., Lander, D. F., Ridge, A., Laughton, A. P. (2009). Measurement of the hydrocarbon dew point of real and synthetic natural gas mixtures by direct and indirect methods. *Energy and Fuels*, 23(3), 1640–1650. DOI:10.1021/ef8009469
- [15] Camacho, F. (2021). Estudio de viabilidad para la aplicación de una unidad Turboexpander en el acondicionamiento de gases y la recuperación de condensados generados en un campo del Magdalena Medio. *Universidad Industrial de Santander*.
- [16] Carroll, J. J. (2003). Natural Gas Hydrates: A Guide for Engineers. *Natural Gas Hydrates: A Guide for Engineers*. Gulf Professional Publishing. DOI:10.1016/B978-0-7506-7569-7.X5000-0
- [17] Chebbi, R., Al-Amoodi, N. S., Abdel Jabbar, N. M., Hussein, G. A., Al Mazroui, K. A. (2010). Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process. *Chemical Engineering Research and Design*, 88(5–6), 779–787. DOI:10.1016/j.cherd.2009.11.003
- [18] Davalos, J., Anderson, W. R., Phelps, R. E., Kidnay, A. J. (1976). Liquid-Vapor Equilibria at 250.00K for Systems Containing Methane, Ethane, and Carbon Dioxide. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 21(1), 81–84. DOI:10.1021/jc60068a030
- [19] Diaz, J., Gamboa, S., Morales, A., Torres, M., Sánchez, M. (2018). Caracterización de la composición de los gases de pozos petroleros, después de una prueba de conectividad con nitrógeno. Caso de estudio: Piloto de inyección de aire en la formación San Fernando (Meta - Colombia). *Congreso Internacional de Ciencias Básicas e Ingeniería – CICI*, 1–6.
- [20] Díaz-Molina, J. M., Morales-Toscano, A. C., Fernández-Rojas, M., Briceño-Gamba, N., Villalba-Rey, D., Sánchez, M. R. (2019). Determinación y análisis estadístico de la composición de los gases producidos en un piloto de recobro mejorado. *Revista ION*, 32(1), 63–73. DOI:10.18273/revion.v32n1-2019006
- [21] DOF. (2016). Comisión reguladora de energía. *Diario Oficial de La Federación*. http://www.dof.gob.mx/nota_detalle.php?codigo=5432507&fecha=08/04/2016
- [22] El-Husseiny, A., Farouq, R., Farag, H. A., El-Taweel, Y. (2021). Exergy analysis of a turbo expander: Modeling and simulation. *Acta Chimica Slovenica*, 68(2), 304–312. DOI:10.17344/acsi.2020.6047
- [23] El-Maghraby, M. A., El-Moniem, N. A., Abdelghany, A. (2022). Controlling hydrocarbon dew point and water dew point of natural gas using Aspen HYSYS. *Journal of Engineering and Applied Science*, 69(1), 1–10. DOI:10.1186/s44147-022-00126-z
- [24] Elbashir, N. O., El-Halwagi, M. M., Economou, L. G., Hall, K. R. (2019). *Natural Gas Processing from Midstream to Downstream*. J. Wiley & L. Sons (eds.).

- [25] Elehinafe, F. B., Nwizu, C. I., Odunlami, O. B., Ibukun, F. D. (2022). Natural Gas Flaring in Nigeria, its Effects and Potential Alternatives – A Review. *Journal of Ecological Engineering*, 23(8), 141–151. DOI:10.12911/22998993/149822
- [26] Escobar, F. H. (2006). Aspectos fundamentales de recobro secundario y terciario. *Editorial Universidad Surcolombiana*. <http://oilproduction.net/files/Libro Fundamentos de Ing de Yacimientos - Fredy Escobar.pdf>
- [27] Feng, B., Du, M., Dennis, T. J., Anthony, K., Perumal, M. J. (2010). Reduction of energy requirement of CO₂ desorption by adding acid into CO₂-loaded solvent. *Energy and Fuels*, 24(1), 213–219. DOI:10.1021/ef900564x
- [28] Fernandez, L., Bandoni, J. A., Eliceche, A. M., Brignole, E. A. (1991). Optimization of ethane extraction plants from natural gas containing carbon dioxide. *Gas Separation and Purification*, 5(4), 229–234. DOI:10.1016/0950-4214(91)80029-5
- [29] Getu, M., Mahadzir, S., Long, N. V. D., Lee, M. (2013). Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(7), 1272–1283. DOI:10.1016/j.cherd.2013.01.015
- [30] Giri, M. S., Akbari, M., Shariaty-Niasar, M., Bakhtiari, A. (2011). A Comparative Survey of Modeling Absorption Tower Using Mixed Amines. *Journal of Chemical and Petroleum Engineering, University of Tehran*, 45(1), 57-70. https://jchpe.ut.ac.ir/article_23482_e88dd81898bb6ff189d3db2e1dad7b05.pdf
- [31] Hasan, S., A.Mohamed, A., Mostafa, M., Gamal, M. (2020). Modeling and Simulation of Gas Dehydration Using Cubic Plus Association Equation of State Model. *Journal of Advanced Engineering Trends*, 39(1), 35–42. DOI:10.21608/jaet.2020.73332
- [32] Hasib-ur-Rahman, M., Siaj, M., & Larachi, F. (2010). Ionic liquids for CO₂ capture-Development and progress. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 49(4), 313–322. DOI:10.1016/j.cep.2010.03.008
- [33] Irina, R. y Watanasiri, S. (2015). Acid Gas Cleaning using Amine Solvents : Validation with Experimental and Plant Data. White Paper, *Aspen Technology Inc*, 11-7678-1215.
- [34] Jiang, S., Li, Y., Wang, F., Sun, H., Wang, H., Yao, Z. (2022). A state-of-the-art review of CO₂ enhanced oil recovery as a promising technology to achieve carbon neutrality in China. *Environmental Research*, 210(2), 112986. DOI:10.1016/j.envres.2022.112986
- [35] Kherbeck, L. y Chebbi, R. (2015). Optimizing ethane recovery in turboexpander processes. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 21, 292–297. DOI:10.1016/j.jiec.2014.02.035
- [36] Kim, I., Hoff, K. A., Mejdell, T. (2014). Heat of absorption of CO₂ with aqueous solutions of mea: New experimental data. *Energy Procedia*, 63, 1446–1455. DOI:10.1016/j.egypro.2014.11.154
- [37] Koh, C.A., Sloan, E.D., Sum, A.K., Wu, D.T. (2011). Fundamentals and applications of gas hydrates. *Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering*, 2(7), 237–257. DOI:10.1146/annurev-chembioeng-061010-114152
- [38] Kolmetz, K. (2020). Kolmetz Handbook Of Process Equipment Design - Natural Gas Sweetening Systems Selection, Sizing and Troubleshooting. *KLM Technology Group*. <https://www.klmtechgroup.com/PDF/EDG-GAS/ENGINEERING-DESIGN-GUIDELINES-natural-gas-liquids-Rev2.2web.pdf>
- [39] Kothandaraman, A. (2010). Carbon Dioxide Capture by Chemical Absorption: A Solvent Comparison Study. *Massachusetts Institute of Technology* https://sequestration.mit.edu/pdf/Anusha_Kothandaraman_thesis_June2010.pdf
- [40] Langé, S., & Pellegrini, L. A. (2016). Energy Analysis of the New Dual-Pressure Low-Temperature Distillation Process for Natural Gas Purification Integrated with Natural Gas Liquids Recovery. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 55(28), 7742–7767. DOI:10.1021/acs.iecr.6b00626
- [41] Louli, V., Pappa, G., Boukouvalas, C., Skouras, S., Solbraa, E., Christensen, K. O., Voutsas, E. (2012). Measurement and prediction of dew point curves of natural gas mixtures. *Fluid Phase Equilibria*, 334, 1–9. DOI:10.1016/j.fluid.2012.07.028

- [42] Luyben, W. L. (2013). Control of an extractive distillation system for the separation of CO₂ and ethane in enhanced oil recovery processes. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52(31), 10780–10787. DOI:10.1021/ie401602c
- [43] Maqsood, K., Mullick, A., Ali, A., Kargupta, K., Ganguly, S. (2014). Cryogenic carbon dioxide separation from natural gas: A review based on conventional and novel emerging technologies. *Reviews in Chemical Engineering*, 30(5), 453–477. DOI:10.1515/revce-2014-0009
- [44] Marinov, O. (2015). Separation and Re-Injection of CO₂ in Enhanced Oil Recovery Processes. *Aalborg University*. https://projekter.aau.dk/projekter/files/207552853/Separation_and_Re_Injection_of_CO2_in_Enhanced_Oil_Recovery_Processes_K10og_1_E14.pdf
- [45] Martínez, A. (2018). Estudio sobre el impacto de la actividad petrolera en las regiones productoras de Colombia. Caracterización departamental Santander. *Cuadernos de Fedesarrollo*. https://www.repository.fedesarrollo.org.co/bitstream/handle/11445/3669/CDF_No_66_Septiembre_2018.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- [46] Mitra, S. (2015). A Technical Report on Gas Sweetening by Amines. DOI:10.13140/RG.2.1.2061.9360
- [47] Mokhatab, S., Mak, J. Y., Valappil, J. V, Wood, D. A. (2019). Gas Conditioning and NGL Recovery Technologies. *Handbook of Liquefied Natural Gas*. Gulf Professional Publishing. DOI:10.1016/C2011-0-07476-8
- [48] Mokhatab, S. y Poe, W. (2012). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publishing. DOI:10.1016/C2010-0-66115-3
- [49] Mokheimer, E. M. A., Hamdy, M., Abubakar, Z., Shakeel, M. R., Habib, M. A., Mahmoud, M. (2019). A comprehensive review of thermal enhanced oil recovery: Techniques evaluation. *Journal of Energy Resources Technology, Transactions of the ASME*, 141(3), 030801. DOI:10.1115/1.4041096
- [50] Mørch, Nasrifar, K., Bolland, O., Solbraa, E., Fredheim, A. O., Gjertsen, L. H. (2006). Measurement and modeling of hydrocarbon dew points for five synthetic natural gas mixtures. *Fluid Phase Equilibria*, 239(2), 138–145. DOI:10.1016/j.fluid.2005.11.010
- [51] Mores, P., Scenna, N., Mussati, S. (2012). CO₂ capture using monoethanolamine (MEA) aqueous solution: Modeling and optimization of the solvent regeneration and CO₂ desorption process. *Energy*, 45(1), 1042–1058. DOI:10.1016/j.energy.2012.06.038
- [52] Osborn, T. J., Jones, P. D., Lister, D. H., Morice, C. P., Simpson, I. R., Winn, J. P., Hogan, E., Harris, I. C. (2021). Land Surface Air Temperature Variations Across the Globe Updated to 2019: The CRUTEM5 Data Set. *Journal of Geophysical Research: Atmospheres*, 126, e2019JD032352. DOI:10.1029/2019JD032352
- [53] Petri, Y., Juliza, H., Humala, N. (2018). Technical and economic analysis use of flare gas into alternative energy as a breakthrough in achieving zero routine flaring. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 126, 012132. DOI:10.1088/1755-1315/126/1/012132
- [54] Poe, W. A. y Mokhatab, S. (2017). Process Modeling and Simulation. *Modeling, Control, and Optimization of Natural Gas Processing Plants*. Gulf Professional Publishing. DOI:10.1016/C2014-0-03765-3
- [55] Rashid, H., Hasan, N., Mohamad Nor, M. I. (2014). Temperature peak analysis and its effect on absorption column for CO₂ capture process at different operating conditions. *Chemical Product and Process Modeling*, 9(2), 105–115. DOI:10.1515/cppm-2013-0044
- [56] Rufford, T. E., Smart, S., Watson, G. C. Y., Graham, B. F., Boxall, J., Diniz da Costa, J. C., May, E. F. (2012). The removal of CO₂ and N₂ from natural gas: A review of conventional and emerging process technologies. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 94–95, 123–154. DOI:10.1016/j.petrol.2012.06.016

- [57] SÁCHICA, J. (2012). Estudio de prefactibilidad para la recolección de gas de anulares de los pozos de los activos Lisama, Provincia y Llanito de ECOPETROL S.A. *Universidad Industrial de Santander*. <http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2012/145251.pdf>
- [58] Swaidan, B. T. (2016). Optimization of Natural Gas Liquid (NGL) recovery processes. *American University of Sharjah*. <https://dspace.aus.edu/xmlui/bitstream/handle/11073/8382/35.232-2016.30%20Balsam%20Tawfiq%20Swaidan.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- [59] Tristanchó, E. (2017). Evaluación de alternativas para el diseño y simulación de plantas de procesamiento de gas natural con variación en el contenido de gas ácido (H_2S y CO_2). *Universidad Nacional de Colombia*. <https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/59909/80076714.2017.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- [60] UPME. (2013). Determinación de potencialidades de uso de las acciones necesarias para activar el subsector del GLP en Colombia. [https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/001/1028/1/upme_021_Cosenit_detrminacion de potencialidades GLP.pdf](https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/001/1028/1/upme_021_Cosenit_detrminacion%20de%20potencialidades%20GLP.pdf)
- [61] UPME. (2018). Escenarios De Oferta De Hidrocarburos Convencionales y no convencionales. <https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/handle/001/1340/v.2.pdf?sequence=2&isAllowed=y>
- [62] Van-Denderen, M., Ineke, E., Golombok, M. (2009). CO_2 removal from contaminated natural gas mixtures by hydrate formation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48(12), 5802–5807. DOI:10.1021/ie8017065
- [63] Zambrano, E., Rivera, Y., Garmendia, H. (2019). Simulación del proceso de deshidratación de gas natural de la planta: Bajo Alto El Oro-Ecuador Simulation of the natural gas dehydration using TEG from the plant: Bajo Alto El Oro-Ecuador. *Ciencia e Ingeniería*, 40(3), 273-297.
- [64] ZareNezhad, B. y Eggeman, T. (2006). Application of Peng-Rabinson equation of state for CO_2 freezing prediction of hydrocarbon mixtures at cryogenic conditions of gas plants. *Cryogenics*, 46(12), 840–845. DOI:10.1016/j.cryogenics.2006.07.010