



# Variations in the Concentration of CO<sub>2</sub> in Associated Gases: Evaluation of the Performance of a Conditioning Process with Turboexpander

By Leandro Vargas, Andrea Gonzalez & Giovanni Morales

**Abstract-** Herein we disclose an evaluation of the performance of a Turboexpander unit for the conditioning of associated gasses with different CO<sub>2</sub> contents. The performance evaluation was carried out by the comparison of the results from a simulation in Aspen Hysys v10 with 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 prospects of the Mining and Energy Planning Unit (UPME). The conditioning unit considered the sections: stabilization, sweetening, dehydration, and separation by distillation. Similarly, the range for CO<sub>2</sub> content variation was defined between 3 - 12% mol, based on enhanced recovery (EOR) pilots of air injection and CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> contents, fulfilling the quality parameters of the RUT.

**Keywords:** turboexpander, gas transportation policy, associated gas, carbon dioxide, valle medio del magdalena, Aspen Hysys.

**GJRE-C Classification:** LCC: TP761, TP359



*Strictly as per the compliance and regulations of:*



# Variations in the Concentration of CO<sub>2</sub> in Associated Gases: Evaluation of the Performance of a Conditioning Process with Turboexpander

Variaciones en la concentración de CO<sub>2</sub> en gases asociados: Evaluación del desempeño de un proceso de acondicionamiento con Turboexpander

Leandro Vargas <sup>α</sup>, Andrea Gonzalez <sup>σ</sup> & Giovanni Morales <sup>ρ</sup>

**Resumen-** Este documento presenta una evaluación de los desempeños de una unidad con Turboexpander, en el acondicionamiento de gases asociados con diferentes contenidos de CO<sub>2</sub>. La evaluación de los desempeños fue efectuada por comparación de 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>. Los resultados de las simulaciones mostraron un desempeño adecuado de la unidad con Turboexpander, en el acondicionamiento de gases asociados con concentraciones de CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>. Esta alteración del perfil de temperatura en la torre de absorción conduciría al bajo desempeño en el retiro de CO<sub>2</sub>. 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.

**Abstract-** Herein we disclose an evaluation of the performance of a Turboexpander unit for the conditioning of associated gasses with different CO<sub>2</sub> contents. The performance evaluation was carried out by the comparison of the results from a simulation in Aspen Hysys v10 with 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 prospects of the Mining and Energy Planning Unit (UPME). The conditioning unit considered the sections: stabilization, sweetening, dehydration, and separation by distillation. Similarly, the range for CO<sub>2</sub> content variation was defined between 3 - 12% mol, based on enhanced recovery (EOR) pilots of air injection and CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> contents greater than 6% mol were treated. This temperature profile change appeared to be responsible for poor CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>. Este gas es conocido por su participación en el cambio climático. El accionar del CO<sub>2</sub> en el aire impide la salida de calor de las capas

Author <sup>α</sup>: e-mail: leandro2165631@correo.uis.edu.co

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 CO<sub>2</sub>. En Colombia, el sector minero energético ha propuesto una meta de disminución en emisiones de 11,2 millones de toneladas de CO<sub>2</sub> equivalentes para el año 2030.

El retiro del contenido de CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>, 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 CO<sub>2</sub> (Díaz *et al.*, 2018). Este aumento en el contenido de CO<sub>2</sub>, 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> pueden afectar el equilibrio de fases en la etapa de separación de los hidrocarburos líquidos (Rufford *et al.*, 2012). Además, la presencia de CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>, la mayoría de la literatura consultada dirige la atención en la proposición de alternativas de retiro simultáneo de líquidos condensables junto con el CO<sub>2</sub> (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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>. De igual manera, El-Husseiny *et al.* (2021) analizaron las variaciones energéticas del acondicionamiento con Turboexpander para gases asociados con concentraciones de CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>; sin embargo, en unidades Turboexpander instaladas, esta condición de bajas concentraciones de CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>.

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 CO<sub>2</sub>. El análisis fue desarrollado considerando las proyecciones de producción de la UPME (2018) y los resultados de una simulación en Aspen Hysys v10.

## II. 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 H<sub>2</sub>S (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 CO<sub>2</sub>, 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)

<b>Flujo, MMSCFD</b>	<b>11,8</b>
<b>Temperatura, °F</b>	<b>99,8</b>
<b>Presión, psi</b>	<b>500</b>
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 <sub>2</sub> O, % mol	0,21
Oxígeno, % mol	0,03
Nitrógeno, % mol	1,66
CO <sub>2</sub> , % 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 <sub>2</sub> O, mg/m <sup>3</sup>	58669,5 (<97)
O <sub>2</sub> , % vol.	0,03 (<0,1)
N <sub>2</sub> , % vol.	1,66 (<3)
Inertes, % vol.	5,60 (<5)
CO <sub>2</sub> , % vol.	3,91 (<2)
H <sub>2</sub> S, mg/m <sup>3</sup>	0,00 (<6)
Poder calorífico, MJ/m <sup>3</sup>	41,02 (35,4 – 42,8)
<i>Cricondentherm</i> , °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 como 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 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) simulaciones fueron ejecutadas, considerando

diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub> en el gas asociado. La Tabla 3 presenta las concentraciones del gas asociado para cada 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 CO<sub>2</sub> 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 simulación fue ejecutada, considerando las mismas especificaciones y condiciones de operación de los equipos, definidas anteriormente.

Tabla 3: Variación del contenido de CO<sub>2</sub> 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
C <sub>3</sub> + % mol	9,9	9,9	9,9	9,9	9,9
H <sub>2</sub> O % mol	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
O <sub>2</sub> % mol	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
N <sub>2</sub> % mol	1,66	1,66	1,66	1,66	1,66
CO <sub>2</sub> % mol	3,91	5,79	7,68	9,58	11,4

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



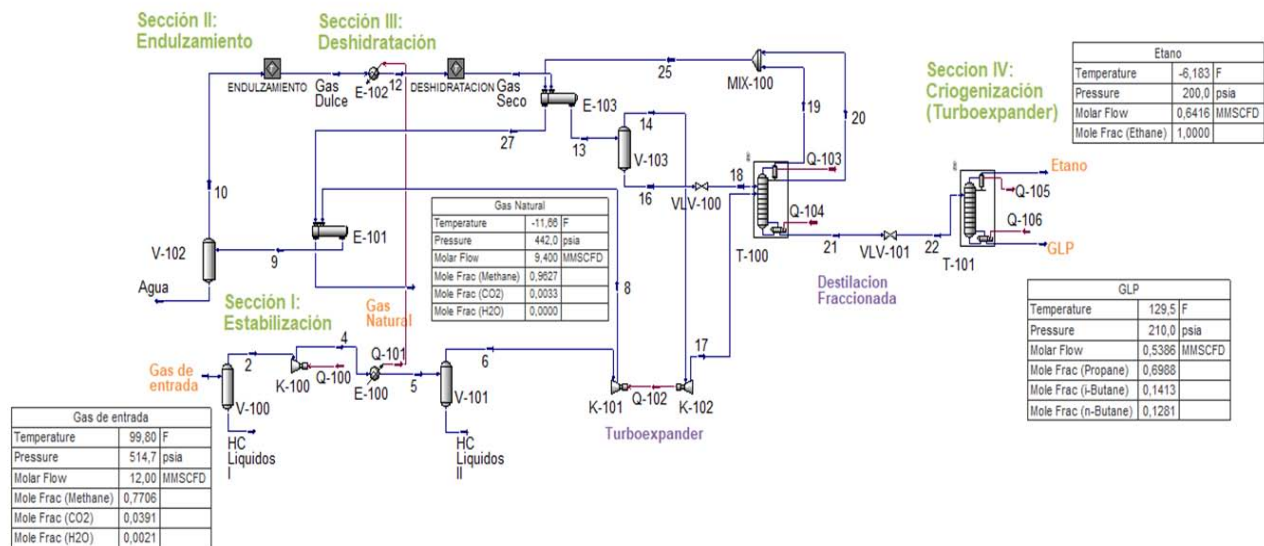


Figura 1: Diagrama de flujo en Aspen HYSYS del proceso de tratamiento de gas asociado

### III. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### a) 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 CO<sub>2</sub> 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/m<sup>3</sup>. La Tabla 4 resume las propiedades del gas de salida, reportadas por la simulación, en cada una de las secciones de la unidad. Según esta tabla, los valores obtenidos por la simulación presentan los mismos órdenes de magnitud que los resultados de Camacho (2021). 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, con una unidad Turboexpander.

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 <sub>2</sub> , %vol	3,91	3,90
	H <sub>2</sub> O, mg/m <sup>3</sup>	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 <sub>2</sub> , %vol	0,41	0,28
	H <sub>2</sub> O, mg/m <sup>3</sup>	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 <sub>2</sub> , %vol	0,41	0,29
	H <sub>2</sub> O, mg/m <sup>3</sup>	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 <sub>2</sub> , %vol	0,45	0,33
	H <sub>2</sub> O, mg/m <sup>3</sup>	73,9	46,3
	Cricon., °F	-80,8	-112,2

b) 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 CO<sub>2</sub> reportaron fallas de convergencia en las torres de la sección de endulzamiento. Lo anterior sugiere modificaciones en los diseños de las torres en esta sección, en unidades convencionales, para el tratamiento de gases ácidos con contenidos molares de CO<sub>2</sub> superiores a 11,4%.

c) 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 CO<sub>2</sub>. 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 CO<sub>2</sub> en MEA. Posteriormente, los perfiles muestran una disminución monótonica de la temperatura de los platos superiores, hasta el valor de 112°F (plato 10), debido a la evaporación de agua (Bilyok 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 es consistente con el estudio de Giri et al. (2011) y con las mediciones experimentales de Rashid et al. (2014).

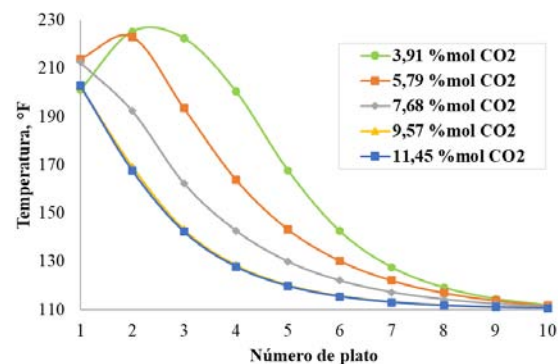


Figura 2: Perfiles de temperatura en la torre de absorción con MEA (20%) para diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>

Asimismo, la Figura 2 manifiesta que, a mayores concentraciones de CO<sub>2</sub> en el gas de entrada

(i.e. 7,68%, 9,57% y 11,54%), el perfil de temperatura presenta un decrecimiento monotónico desde el primer plato. Esta tendencia se debe a la variación del calor de absorción con la carga de CO<sub>2</sub>. 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 CO<sub>2</sub>/mol MEA. Precisamente, la operación de la torre con gases de contenido 7,68%, 9,57% y 11,54% exhibe una relación mol CO<sub>2</sub>/mol MEA superior a 0,4 en la solución de fondo (bajo calor de absorción). 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 CO<sub>2</sub>/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 CO<sub>2</sub>, 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; 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. 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 CO<sub>2</sub>. Según la Figura 3, el perfil presenta un desplazamiento vertical hacia abajo (menores valores de temperatura) con el aumento en la concentración de CO<sub>2</sub>. Este desplazamiento se debe a la disminución en la capacidad calorífica del gas, con el aumento en el contenido de CO<sub>2</sub> ( $C_{p_{CO_2}}=0,19$  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 Garmendia (2019), con base en una simulación en PROII/PROVISION de una planta de deshidratación con TEG.

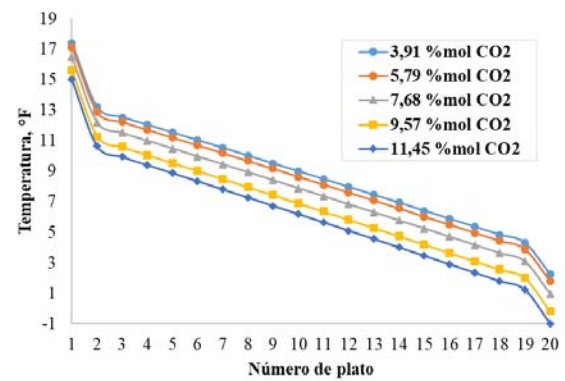


Figura 3: Perfil de temperatura torre deshidratadora con TEG

Por su parte, los perfiles de las Figuras 4 y 5 corresponden a las variaciones 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 CO<sub>2</sub> del gas

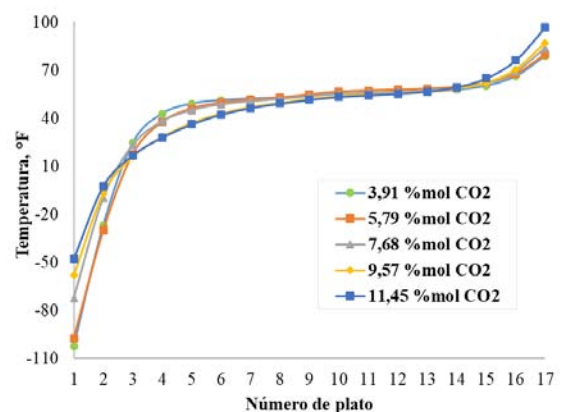


Figura 4: Perfil de temperatura torre demetanizadora



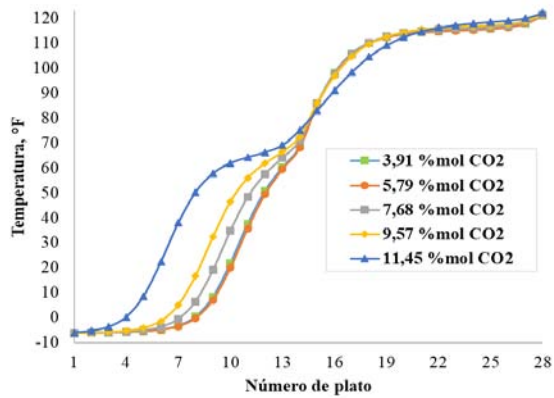


Figura 5: Perfil de temperatura torre desetanizadora

de alimentación. Los perfiles en estas zonas presentan menores temperaturas para menores contenidos de CO<sub>2</sub> (mayores contenidos de CH<sub>4</sub>); lo anterior se debe a la diferencia entre las capacidades caloríficas del CO<sub>2</sub> (0,18 BTU/lb/°F a -55°F) y el CH<sub>4</sub> (0,50 BTU/lb/°F a -55°F); a mayor contenido de CO<sub>2</sub> menor requerimiento de flujo calorífico para el aumento en las temperaturas de cima. Las tendencias de los perfiles mostrados en la Figura 4 coinciden con lo mostrado 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).

d) Consumos energéticos

Según los resultados de las simulaciones, un aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> del gas asociado conduce a una disminución en la potencia generada por el Turboexpander, debido a 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 obtenida en la etapa de expansión del Turboexpander es inversamente proporcional con respecto al incremento en la concentración de CO<sub>2</sub>. Según esta figura, un aumento en el 1% en el contenido de CO<sub>2</sub> conduce a una disminución de 0,1 hp de potencia generada en el Turboexpander.

Asimismo, y en contraste, la Figura 6 expone también un aumento en el requerimiento calórico del proceso, con el aumento en el contenido de CO<sub>2</sub>. 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).

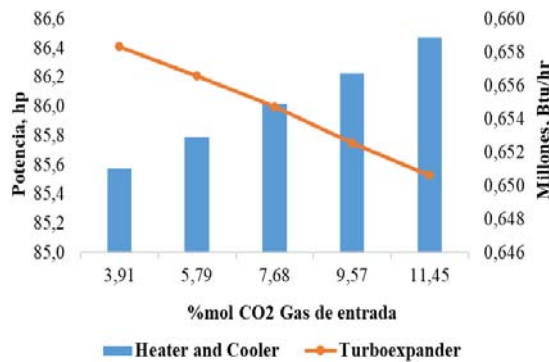


Figura 6: Variación en el requerimiento calórico y de potencia

e) 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 CO<sub>2</sub> de la sección de Endulzamiento y el agua de la

Tabla 5: Calidad del Gas natural obtenido a diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>

Componente	% mol CO <sub>2</sub> gas asociado de entrada					RUT*
	3,91	5,79	7,68	9,57	11,45	
H <sub>2</sub> O, mg/m <sup>3</sup>	46,27	44,62	40,73	36,40	33,68	<97
O <sub>2</sub> % vol	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	<0,1
N <sub>2</sub> % 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 <sub>2</sub> % vol	0,33	1,74	3,96	6,66	8,68	<2
H <sub>2</sub> S, mg/m <sup>3</sup>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	<6
Poder calorífico bruto, MJ/m <sup>3</sup>	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).

sección de Deshidratación. La Tabla 5 compara los parámetros de calidad del Gas Natural predicho por simulación, según el contenido de CO<sub>2</sub> del gas asociado de entrada. De esta tabla es posible mencionar que, el contenido de agua (humedad) disminuye en el Gas Natural, con el aumento en el contenido de CO<sub>2</sub> del gas asociado de entrada. Es decir, un aumento en el CO<sub>2</sub> desplaza favorablemente el equilibrio termodinámico en el proceso de deshidratación del gas asociado. Azmi *et al.* (2011) también reportan un desplazamiento favorable en el equilibrio termodinámico, en su estudio sobre la formación de hidratos en gases con diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>. De igual manera, el desplazamiento del equilibrio afecta la propiedad *Cricondentherm* (punto de rocío), aumentando su valor por un incremento en el contenido de CO<sub>2</sub> del gas asociado. El aumento en el contenido de CO<sub>2</sub> desplaza el equilibrio, aumentando los niveles de etano en el Gas Natural, con el consecuente aumento en el *Cricondentherm*. El aumento de etano en el gas natural sintético con contenidos de CO<sub>2</sub> ha sido también reportado por Davalos *et al.* (1976) y Mørch *et al.* (2006); por su parte, el incremento en el *Cricondentherm* ha sido reportado por Brown *et al.* (2009), El-Maghraby *et al.* (2022), Louli *et al.* (2012) y Mørch *et al.* (2006), entre otros.

Asimismo, de la Tabla 5 es posible mencionar que, la disminución en la humedad del Gas Natural corresponde con un aumento en su poder calorífico bruto. Por otro lado, el contenido de O<sub>2</sub> en el Gas Natural resultó constante con la variación de CO<sub>2</sub> en el gas asociado de entrada.

Según la Tabla 5, las propiedades del Gas Natural resultante del tratamiento con la unidad Turboexpander, simulada en Aspen Hysys, cumple con los requisitos del RUT, cuando el gas asociado de entrada presenta concentraciones de CO<sub>2</sub> inferiores del 6% mol. Para contenidos superiores, el Gas Natural resultante se encuentra fuera de especificaciones de contenido de Inertes y contenido de CO<sub>2</sub>. Según la Sección 3.3., los perfiles de temperatura en la torre de absorción con MEA (Figura 2) presentan diferencias, según el contenido de CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub>/mol MEA superior a 0,4 en los platos de fondo. Según esto y la Tabla 5, la relación mol CO<sub>2</sub>/mol MEA define el cumplimiento en las especificaciones del Gas Natural tratado.

Con lo anterior, 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 CO<sub>2</sub> por debajo del 6% mol, obteniendo un gas con calidad adecuada para su transporte y comercialización. Para contenidos

superiores, las limitaciones en el calor de absorción (relación mol CO<sub>2</sub>/mol MEA superior a 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 CO<sub>2</sub>/mol MEA inferior a 0,4 para un tratamiento adecuado de gases con contenidos de CO<sub>2</sub> superiores del 6% mol. Asimismo, los avances en el área de captura de CO<sub>2</sub> 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 resultados 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 CO<sub>2</sub> de hasta 4% mol. Por otro lado, las propiedades del flujo de Etano no presentan cambios significativos con la composición de CO<sub>2</sub> en el gas asociado. Según la Tabla 6, para todos los casos, el flujo de Etano cumple las especificaciones de calidad dispuestos por DOF (2016). Sin embargo, el aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas asociado impacta en la producción de Etano, según lo mostrado en la Figura 7. La disminución del flujo 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 <sub>2</sub> 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	99,99	99,95
CO <sub>2</sub> , % mol	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
Propano, % mol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04

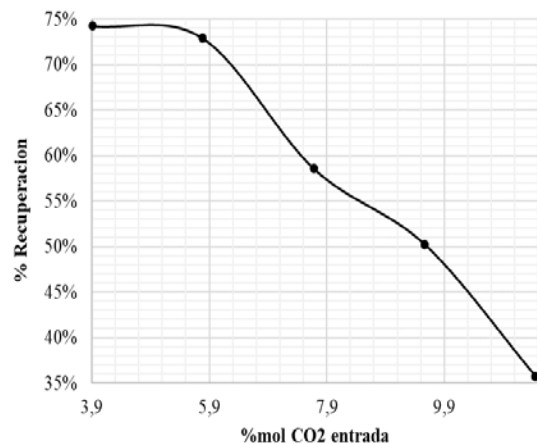


Figura 7: Recuperación de etano en el proceso para diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>

Otro subproducto resultante del proceso 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 fracciones pesadas (C<sub>5+</sub>) del GLP presenten 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 del tratamiento del gas asociado, con la unidad Turboexpander.

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

GLP	% mol CO <sub>2</sub> 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	0,539	0,528	0,515	0,500	0,487
Etano % mol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
Propano % mol	69,88	70,16	70,48	70,84	71,14
n-Butano % mol	12,81	12,69	12,54	12,36	12,21
i-Butano % mol	14,13	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

Según esta tabla, el contenido de hidrocarburos pesados (C<sub>5+</sub>) 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.

#### f) 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 (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; esto acontece en los cinco escenarios de evaluación de contenido de CO<sub>2</sub>. El tipo de hidratos que potencialmente puede ser formado corresponde al tipo II, el cual envuelve el encapsulamiento de nitrógeno y CO<sub>2</sub> a las condiciones de salida del gas (Abdulmutalib & Abdulmalik, 2022; Carroll, 2003).

A pesar de esta detección de hidratos, por parte de Aspen Hysys (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 m<sup>3</sup> de gas, como contenido ideal para el transporte de

gas. La Tabla 5 muestra que la mayoría de los Gases Naturales generados cumplen esta regla heurística. Para el caso de gases con concentraciones un poco más elevadas de 35 mg de agua por m<sup>3</sup> de gas, el contenido bajo de CO<sub>2</sub> 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).

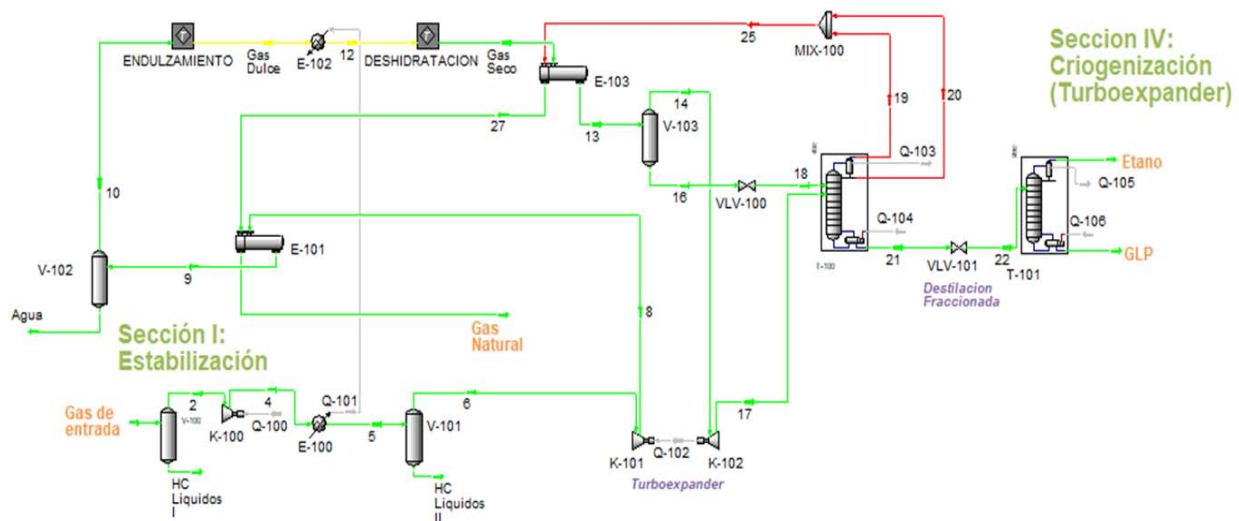


Figura 8: Estado de formación de hidratos a una concentración de 7,68% mol de CO<sub>2</sub> en el gas de entrada. Las corrientes en color verde indican que no hay formación de hidratos. En color rojo advierten que hay formación de hidratos y las corrientes en color amarillo indican que el modelo seleccionado no calculó la formación de hidratos

#### IV. CONCLUSIONES

El acondicionamiento de gases asociados está condicionado por la normativa del Reglamento Único de Transporte (RUT). Las unidades de acondicionamiento con Turboexpander pueden recibir gases asociados con incrementos en las condiciones de diseño, que superan los respectivos contenidos de CO<sub>2</sub>. Estos incrementos pueden conllevar a un acondicionamiento parcial, generando gases por fuera de especificaciones del RUT. Según los resultados del presente documento, una unidad Turboexpander estándar conduciría a un acondicionamiento satisfactorio del gas asociado, supuesto por el escenario medio de proyección para la Cuenca del Valle Medio del Magdalena. Asimismo, los resultados de las simulaciones con Aspen Hysys indican que, la secuencia de etapas de la unidad con Turboexpander podría acondicionar el respectivo gas asociado con contenidos de CO<sub>2</sub> de hasta 6% mol, cumpliendo lo requerido para su comercialización. Un aumento adicional del contenido de CO<sub>2</sub> en el gas asociado afectaría el desempeño del proceso de endulzamiento, generando un gas fuera de especificaciones, en lo referente al contenido de CO<sub>2</sub> e inertes. Por último, la comercialización de los flujos de GLP generados con la unidad requeriría de una torre de destilación adicional, logrando los límites de C<sub>5+</sub>, según la respectiva norma.

#### Aportes

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.

#### REFERENCES RÉFÉRENCES 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](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., & 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. <https://doi.org/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](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(Special Issue 1), 83–97. [http://www.pertanika.upm.edu.my/resources/files/PertanikaPAPERS/JST Vol. 28 \(S1\) 2020/06 JST\(S\)-0545-2020.pdf](http://www.pertanika.upm.edu.my/resources/files/PertanikaPAPERS/JST Vol. 28 (S1) 2020/06 JST(S)-0545-2020.pdf)
5. Arinelli, L. de O., de Medeiros, J. L., de Melo, D. C., Teixeira, A. M., Brigagão, G. V., Passarelli, F. M., Grava, W. M., & Araújo, O. de Q. F. (2019). Carbon capture and high-capacity supercritical fluid processing with supersonic separator: Natural gas with ultra-high CO<sub>2</sub> content. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 66(November 2018), 265–283. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2019.04.004>



6. Azmi, N., Mukhtar, H., & Sabil, K. M. (2011). Purification of Natural Gas with High CO<sub>2</sub> Content by Formation of Gas Hydrates: Thermodynamic Verification. *Journal of Applied Sciences*, 11(21), 3547–3554. <https://doi.org/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 CO<sub>2</sub> - EOR Streams. In *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 31, Issue July). Elsevier Masson SAS. <https://doi.org/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](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*, 0(12), 20–29. [http://dspace.ucuenca.edu.ec/bitstream/123456789/23875/1/3\\_articulo\\_revista\\_12.pdf](http://dspace.ucuenca.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. <https://doi.org/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 CO<sub>2</sub> capture plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 9(2012), 428–445. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.05.001>
12. Binous, H., & Bellagi, A. (2013). *Simulation of the separation of industrially important hydrocarbon mixtures by different distillation techniques using mathematica*. January 2016.
13. Bogoya, S., & 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. <https://doi.org/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. In *Universidad Industrial de Santander* (Vol. 3, Issue 1). <http://journal.unilak.ac.id/index.php/JIEB/article/view/3845%0Ahttp://dspace.uc.ac.id/handle/123456789/1288>
16. Carroll, J. J. (2003). Natural Gas Hydrates: A Guide for Engineers. In *Natural Gas Hydrates: A Guide for Engineers*. <https://doi.org/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. <https://doi.org/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. <https://doi.org/10.1021/je60068a030>
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. del 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. <https://doi.org/10.18273/revion.v32n1-2019006>
21. DOF. (2016). Comisión reguladora de energía. *Diario Oficial de La Federación*, 46, 46–55. [http://www.dof.gob.mx/nota\\_detalle.php?codigo=5432507&fecha=08/04/2016](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. <https://doi.org/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. <https://doi.org/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. <https://doi.org/10.12911/22998993/149822>
26. Escobar, F. H. (2006). Aspectos fundamentales de recobro secundario y terciario. In *Editorial Universidad Surcolombiana*. [http://oilproduction.net/files/Libro Fundamentos de Ing de Yacimientos - Fredy Escobar.pdf](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 CO<sub>2</sub> desorption by adding acid into CO<sub>2</sub>-loaded solvent. *Energy and Fuels*, 24(1), 213–219. <https://doi.org/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. [https://doi.org/10.1016/0950-4214\(91\)80029-5](https://doi.org/10.1016/0950-4214(91)80029-5)
  29. 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).
  30. 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. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.01.015>
  31. Giri, M. S., Akbari, M., & Niasar, M. S.-. (2011). A Comparative Survey of Modeling Absorption Tower Using Mixed Amines. 45(1), 57–70.
  32. 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. <https://doi.org/10.21608/jaet.2020.73332>
  33. Hasib-ur-Rahman, M., Siaj, M., & Larachi, F. (2010). Ionic liquids for CO<sub>2</sub> capture-Development and progress. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 49(4), 313–322. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2010.03.008>
  34. Irina, R., & Watanasiri, S. (2015). Acid Gas Cleaning using Amine Solvents: Validation with Experimental and Plant Data. *Aspen Technology Inc*, 2–10. [https://www.researchgate.net/profile/Isam\\_Eldin\\_Elgailani2/post/Can\\_any\\_one\\_explain\\_the\\_sharp\\_difference\\_between\\_absorption\\_and\\_scrubbing/attachment/59d649da79197b80779a442a/AS%3A472794933796864%401489734504039/download/11-7678-WP-Amine-Solvents-1215-FINA](https://www.researchgate.net/profile/Isam_Eldin_Elgailani2/post/Can_any_one_explain_the_sharp_difference_between_absorption_and_scrubbing/attachment/59d649da79197b80779a442a/AS%3A472794933796864%401489734504039/download/11-7678-WP-Amine-Solvents-1215-FINA)
  35. Jiang, S., Li, Y., Wang, F., Sun, H., Wang, H., & Yao, Z. (2022). A state-of-the-art review of CO<sub>2</sub> enhanced oil recovery as a promising technology to achieve carbon neutrality in China. *Environmental Research*, 210(February), 112986. <https://doi.org/10.1016/j.envres.2022.112986>
  36. Kherbeck, L., & Chebbi, R. (2015). Optimizing ethane recovery in turboexpander processes. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 21, 292–297. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2014.02.035>
  37. Kim, I., Hoff, K. A., & Mejdell, T. (2014). Heat of absorption of CO<sub>2</sub> with aqueous solutions of mea: New experimental data. *Energy Procedia*, 63(1876), 1446–1455. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.154>
  38. 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(July), 237–257. <https://doi.org/10.1146/annurev-chembioeng-061010-114152>
  39. Kolmetz, K. (2020). *Kolmetz Handbook Of Process Equipment Design - Natural Gas Sweetening Systems Selection, Sizing and Troubleshooting* (Issue April). [https://www.researchgate.net/profile/Karl-Kolmetz/publication/340134033\\_Natural\\_Gas\\_Sweetening\\_Systems\\_Selection\\_Sizing\\_and\\_Troubleshooting\\_Kolmetz\\_Handbook\\_Of\\_Process\\_Equipment\\_Design/links/5e7aaa714585152fc0ec7f11/Natural-Gas-Sweetening-Systems-Selectio](https://www.researchgate.net/profile/Karl-Kolmetz/publication/340134033_Natural_Gas_Sweetening_Systems_Selection_Sizing_and_Troubleshooting_Kolmetz_Handbook_Of_Process_Equipment_Design/links/5e7aaa714585152fc0ec7f11/Natural-Gas-Sweetening-Systems-Selectio)
  40. Kothandaraman, A. (2010). Carbon Dioxide Capture by Chemical Absorption: A Solvent Comparison Study [Massachusetts Institute of Technology]. In *Massachusetts Institute of Technology* (Vol. 9, Issue 2). <https://doi.org/10.3138/cbmh.9.2.159>
  41. 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. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.6b00626>
  42. 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. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2012.07.028>
  43. Luyben, W. L. (2013). Control of an extractive distillation system for the separation of CO<sub>2</sub> and ethane in enhanced oil recovery processes. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52(31), 10780–10787. <https://doi.org/10.1021/ie401602c>
  44. 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. <https://doi.org/10.1515/revce-2014-0009>
  45. Marinov, O. (2015). *Separation and Re-Injection of CO<sub>2</sub> in Enhanced Oil Recovery Processes* (Issue January). <https://projekter.aau.dk/projekter/files/207>

- 552853/Separation\_and\_Re\_Injection\_of\_CO2\_in\_Enhanced\_Oil\_Recovery\_Processes\_K10og\_1\_E14.pdf
46. Martínez, A. (2018). *Estudio sobre el impacto de la actividad petrolera en las regiones productoras de Colombia. Caracterización departamental Santander*. [https://www.repository.fedesarrollo.org.co/bitstream/handle/11445/3669/CDF\\_No\\_66\\_Septiembre\\_2018.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://www.repository.fedesarrollo.org.co/bitstream/handle/11445/3669/CDF_No_66_Septiembre_2018.pdf?sequence=1&isAllowed=y)
  47. Mitra, S. (2015). A Technical Report on Gas Sweetening by Amines. *Sr. Process Engineer Petrofac Engineering, June*, 1–58. [https://www.researchgate.net/profile/Subhasish-Mitra-2/publication/279298133\\_A\\_technical\\_report\\_on\\_gas\\_sweetening\\_system/links/5591d11608ae47a34910ba2a/A-technical-report-on-gas-sweetening-system.pdf](https://www.researchgate.net/profile/Subhasish-Mitra-2/publication/279298133_A_technical_report_on_gas_sweetening_system/links/5591d11608ae47a34910ba2a/A-technical-report-on-gas-sweetening-system.pdf)
  48. Mokhatab, S., Mak, J. Y., Valappil, J. V., & Wood, D. A. (2019). *Handbook of Liquefied Natural Gas*.
  49. Mokhatab, S., & Poe, W. (2012). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. <https://doi.org/10.1016/C2010-0-66115-3>
  50. 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). <https://doi.org/10.1115/1.4041096>
  51. 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. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2005.11.010>
  52. Mores, P., Scenna, N., & Mussati, S. (2012). CO<sub>2</sub> capture using monoethanolamine (MEA) aqueous solution: Modeling and optimization of the solvent regeneration and CO<sub>2</sub> desorption process. *Energy, 45*(1), 1042–1058. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.06.038>
  53. 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*(2). <https://doi.org/10.1029/2019JD032352>
  54. 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*(1). <https://doi.org/10.1088/1755-1315/126/1/012132>
  55. Poe, W. A., & Mokhatab, S. (2017). *Modeling, Control, and Optimization of Natural Gas Processing Plants*. Elsevier.
  56. Rashid, H., Hasan, N., & Mohamad Nor, M. I. (2014). Temperature peak analysis and its effect on absorption column for CO<sub>2</sub> capture process at different operating conditions. *Chemical Product and Process Modeling, 9*(2), 105–115. <https://doi.org/10.1515/cppm-2013-0044>
  57. 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 CO<sub>2</sub> and N<sub>2</sub> from natural gas: A review of conventional and emerging process technologies. *Journal of Petroleum Science and Engineering, 94–95*, 123–154. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2012.06.016>
  58. SÁCHICA, J. (2012). *Estudio de prefactibilidad para la recolección de gas de anulares de los pozos de los activos Lisama, Provincia y Llanito de ECOPELROL S.A. Universidad Industrial de Santander*.
  59. Swaidan, B. T. (2016). *Optimization of Natural Gas Liquid (NGL) recovery processes* (Vol. 152, Issue 3) [American University of Sharjah]. file:///Users/andreaquez/Downloads/guia-plan-de-mejora-institucional.pdf%0Ahttp://salud.tabasco.gob.mx/content/revista%0Ahttp://www.revistaalad.com/pdfs/Guias\_AL\_AD\_11\_Nov\_2013.pdf%0Ahttp://dx.doi.org/10.15446/revfacmed.v66n3.60060.%0Ahttp://www.cenetec
  60. Tristancho, 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<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>)* (Vol. 93, Issue 1) [Universidad Nacional de Colombia]. <https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/59909/80076714.2017.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
  61. 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\\_Cosnit\\_detriminacion\\_de\\_potencialidades\\_GLP.pdf](https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/001/1028/1/upme_021_Cosnit_detriminacion_de_potencialidades_GLP.pdf)
  62. UPME. (2018). *Escenarios De Oferta De Hidrocarburos Convencionales y no convencionales. 11*, 1–122. <https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/handle/001/1340/v.2.pdf?sequence=2&isAllowed=y>
  63. Van Denderen, M., Ineke, E., & Golombok, M. (2009). CO<sub>2</sub> removal from contaminated natural gas mixtures by hydrate formation. *Industrial and Engineering Chemistry Research, 48*(12), 5802–5807. <https://doi.org/10.1021/ie8017065>
  64. ZareNezhad, B., & Eggeman, T. (2006). Application of Peng-Rabinson equation of state for CO<sub>2</sub> freezing prediction of hydrocarbon mixtures at cryogenic conditions of gas plants. *Cryogenics, 46*(12), 840–845. <https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2006.07.010>