

Modelo matemático para el cálculo de emisiones de gases de efecto invernadero en plantas de deshidratación de gas natural

Autor(es): M. Cabarcas UIS, A. Castilla UIS, O. Ortiz UIS

Categoría: Marque con una "X"

- Artículo Técnico
- Tesis Pregrado
- Tesis Posgrado

Derechos de Autor 2022, ACIPET

Este artículo técnico fue preparado para presentación en el XIX Congreso Regional Colombiano de Petróleo, Gas y Energía organizado por ACIPET en Cartagena, Colombia.
Este artículo fue seleccionado para presentación por el comité técnico de ACIPET, basado en información contenida en un resumen enviado por el autor(es).

Resumen

Durante el proceso de deshidratación del gas natural, parte de los componentes del gas absorbidos por el glicol son venteados con el vapor de agua por la cima de la unidad regeneradora. Gran cantidad de estos componentes forman parte del grupo de gases efecto invernadero; y no solo eso, sino que, además pueden ocasionar graves problemas de salud. Por tal motivo dichas emisiones están estrictamente reguladas en la mayoría de los países. Calcular con exactitud el flujo de dichas emisiones y conocer los factores que afectan su absorción, es un factor esencial para la selección y operación de las plantas de deshidratación de gas natural. Los métodos actuales para su cuantificación carecen de precisión y/o son muy complejos de realizar. El propósito de este estudio es desarrollar un modelo matemático sencillo para el cálculo de dichas emisiones basado en datos obtenidos mediante simulación numérica de procesos. Las estimaciones realizadas mediante la utilización del modelo propuesto presentan porcentajes de error absolutos bastante bajos al ser comparados con los datos de base para el desarrollo del modelo.

Introducción

Uno de los retos más desafiantes enfrentados por la humanidad, es frenar el incremento de la temperatura global producto de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) provenientes de distintas fuentes. Según un estudio de la Global Carbon Project (GCP), en 2021 se emitieron cerca de 36.4 Gt CO₂ eq; solo un 0.8% por debajo de su máximo previo a la pandemia de 36.7 Gt CO₂ eq en 2019 [1].

En 2020, las emisiones producto de la extracción, procesamiento y transporte de hidrocarburos, estuvieron en el orden de las 5.4 Gt CO₂ eq; cerca del 15% de las emisiones de GEI del sector energético mundial [2]. Sin embargo, según un estudio realizado en 2018 por la International Energy Agency (IEA), los combustibles fósiles deben seguir utilizándose en los próximos años, si se quiere satisfacer la creciente demanda de energía; a fin de lograr los objetivos socioeconómicos y las metas de sostenibilidad en la economía mundial [3]. Esto sugiere el desarrollo e implementación de nuevas tecnologías, a fin de reducir las emisiones en dicho sector; y de esa forma contribuir con el cumplimiento de la meta del acuerdo de París, de lograr un incremento de la temperatura global menor a 2 °C con relación a los niveles preindustriales.

Prueba de ello, fue la necesidad de presentar por parte de las distintas naciones, contribuciones determinadas a nivel nacional (CDN) nuevas o actualizadas en la COP 26 celebrada entre el 31 de octubre y el 12 de noviembre de 2021, en la ciudad de Glasgow; puesto que las anunciadas en 2015, tenían un impacto insuficiente en el alcance de dicho objetivo.

El Gobierno de Colombia se comprometió a emitir como máximo 169.44 Mt CO₂ eq en 2030; lo que equivale a una reducción del 51% del total de las emisiones, respecto a la proyección en el escenario de referencia. De esas, 44.8 Mt CO₂ eq pertenecen al sector minero energético.

Un subsector representativo del minero energético colombiano es el del gas natural. En diciembre de 2021, la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) reportó una producción comercializada de gas de 1128 MMSCFD.

Para cumplir con las especificaciones de comercialización y evitar problemas operacionales, el gas natural debe ser sometido a diferentes procesos. Uno de los procesos más comunes y necesarios es la deshidratación; la cual consiste en retirar el agua presente en el gas. Los métodos más empleados para realizar este proceso son: absorción, adsorción y condensación. El más común de todos es la absorción; la cual se realiza utilizando glicol.

El glicol más comúnmente utilizado en sistemas de absorción es el trietilenglicol (TEG), el cual, además de agua, absorbe cantidades significativas de componentes aromáticos presentes en el gas natural. Parte de los componentes absorbidos se ventean con el vapor de agua por la cima de la unidad regeneradora de glicol (URG) [4].

Los componentes aromáticos más comunes son: benceno, tolueno, etilbenceno y xileno (BTEX). Estos componentes además de pertenecer al grupo de los gases de efecto invernadero (GEI), pueden ocasionar graves problemas de salud. El benceno es un cancerígeno

conocido. También se ha demostrado que causa trastornos en la sangre; afecta el sistema nervioso central y el sistema reproductivo. El tolueno puede afectar el sistema nervioso central y el sistema reproductivo. El etilbenceno y el xileno pueden ocasionar efectos respiratorios y neurológicos [5].

Por tales razones, las emisiones de BTEX en plantas deshidratadoras con glicol, están estrictamente reguladas en la mayoría de los países. La mitigación de dichas emisiones es entonces, un componente importante en el diseño de los sistemas de deshidratación. Por lo tanto, estimar correctamente las cantidades absorbidas de BTEX y entender los factores que afectan los niveles de absorción, es crucial [6].

Varios autores han propuesto diferentes métodos, modelos, e incluso software; para el cálculo de dichas emisiones. P.L. Grizzle and Oryx Energy Co (1993) [7] propusieron distintos métodos, entre los que destacan: balance de masa a las corrientes de glicol rico/glicol pobre, medidas directas en el tope de la URG, entre otros. Para la obtención de resultados en dichos métodos, se hace necesario el análisis de muestras.

P.A. Thompson et al. (1993) [8] desarrollaron un software llamado GRI-DEHY, para estimar las emisiones de BTEX y otros compuestos orgánicos volátiles (COV), en unidades de deshidratación con glicol; utilizando termodinámica de ingeniería química fundamental.

Mahmood Moshfeghian and Robert A. Hubbarg (2012) [9] evaluaron la precisión de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong con el software comercial ProMax, versus los datos experimentales reportados en GPA RR-131, The Solubility of Selected Aromatic Hydrocarbons in Triethylene Glycol. Presentando como resultado final dos diagramas para el cálculo de la absorción de BTEX.

En vista de la urgencia de reducción de emisiones de GEI a nivel mundial, los estrictos niveles de control para las emisiones de BTEX y la falta de protocolos existentes para su cuantificación; se ha desarrollado un modelo matemático con el propósito de facilitar dichos cálculos en plantas de tratamiento de gas natural con TEG.

Deshidratación de gas natural con glicoles. La presencia de agua en el gas natural puede causar problemas operacionales significativos. Uno de los más serios y comunes es el taponamiento de válvulas, accesorios, incluso tuberías producto de la formación de hidratos [10]. Los hidratos son sólidos cristalinos similares al hielo, que se producen cuando las moléculas de agua forman una estructura tipo jaula alrededor de pequeñas moléculas de hidrocarburos presentes en el gas, a ciertas condiciones de presión y temperatura [11]. Además, el agua que se condensa puede causar problemas de erosión y corrosión en gasoductos.

Las especificaciones de venta y transporte también son un aspecto de gran importancia. Usualmente, la cantidad máxima de agua permitida en el gas es de 7 lb/MMSCF. Sin embargo, dicho valor puede disminuir considerablemente para zonas con temperatura ambiente muy bajas. Por ejemplo, en el caso de Alaska, los valores máximos permitidos están entre 1 - 2 lb/MMSCF. En la tabla 1 se muestran valores de referencia para distintas regiones del mundo.

Región	Contenido de Agua (lb/MMSCF)
Mayor parte de Estados Unidos	7
Alaska	1-2
Canadá	4
Reino Unido	3.1
Australia	4.5
Colombia	6

Tabla 1. Contenido de agua en el gas para diferentes regiones del mundo.

El proceso de deshidratación por absorción se lleva a cabo mediante el uso de glicoles, los cuales son solventes altamente higroscópicos, estables al calor y a la descomposición química [12]. Los glicoles empleados para la deshidratación del gas natural son: etilenglicol, dietilenglicol, trietilenglicol y tetraetilenglicol (EG, DEG, TEG, TREG).

El glicol más utilizado de todos es el TEG. Esto se debe a que logra una aceptable depresión del punto de rocío del agua en el gas, a bajos costos de operación. En las tablas 2 y 3 se muestran las principales propiedades físicas, ventajas y desventajas de los glicoles utilizados para el proceso de deshidratación.

	Etilenglicol (EG)	Dietilenglicol (DEG)	Trietilenglicol (TEG)	Tetraetilenglicol (TREG)
Densidad @ 77 °F (g/cc)	1.110	1.111	1.120	1.123
Viscosidad @ 77 °F (cp)	16.9	25.3	39.4	43.0
Presión de Vapor @ 77 °F (mm Hg)	<0.1	<0.01	<0.01	<0.01
Temperatura de descomposición (°F)	329	328	404	460
Punto de rocío del agua en equilibrio @ 100°F	37	37	18	0

Tabla 2. Propiedades físicas de los glicoles.

	Etilenglicol (EG)	Dietilenglicol (DEG)	Trietilenglicol (TEG)	Tetraetilenglicol (TREG)
Ventajas	Es usado como inhibidor de hidratos del gas natural.	Más económico que el TEG.	Puede ser regenerado con facilidad.	Baja presión de vapor que reduce las pérdidas por arrastre en el absorbedor.
	Tiene la más baja solubilidad en los condensados.	No solidifica en soluciones concentradas.	Menores pérdidas por vaporización.	Se emplea en la deshidratación de gases con temperaturas altas.
Desventajas	Alta pérdida por vaporización.	Es difícil la regeneración a altas concentraciones.	No es apto para procesos criogénicos.	Es más viscoso y costoso que los otros glicoles.
		Menor depresión en el punto de rocío.	Es corrosivo si se contamina con H ₂ S.	

Tabla 3. Ventajas y desventajas de los diferentes glicoles.

Básicamente, una unidad de deshidratación con glicol se subdivide en dos procesos: absorción y regeneración. La figura 1 muestra un diagrama de flujo de un proceso convencional de deshidratación con TEG.

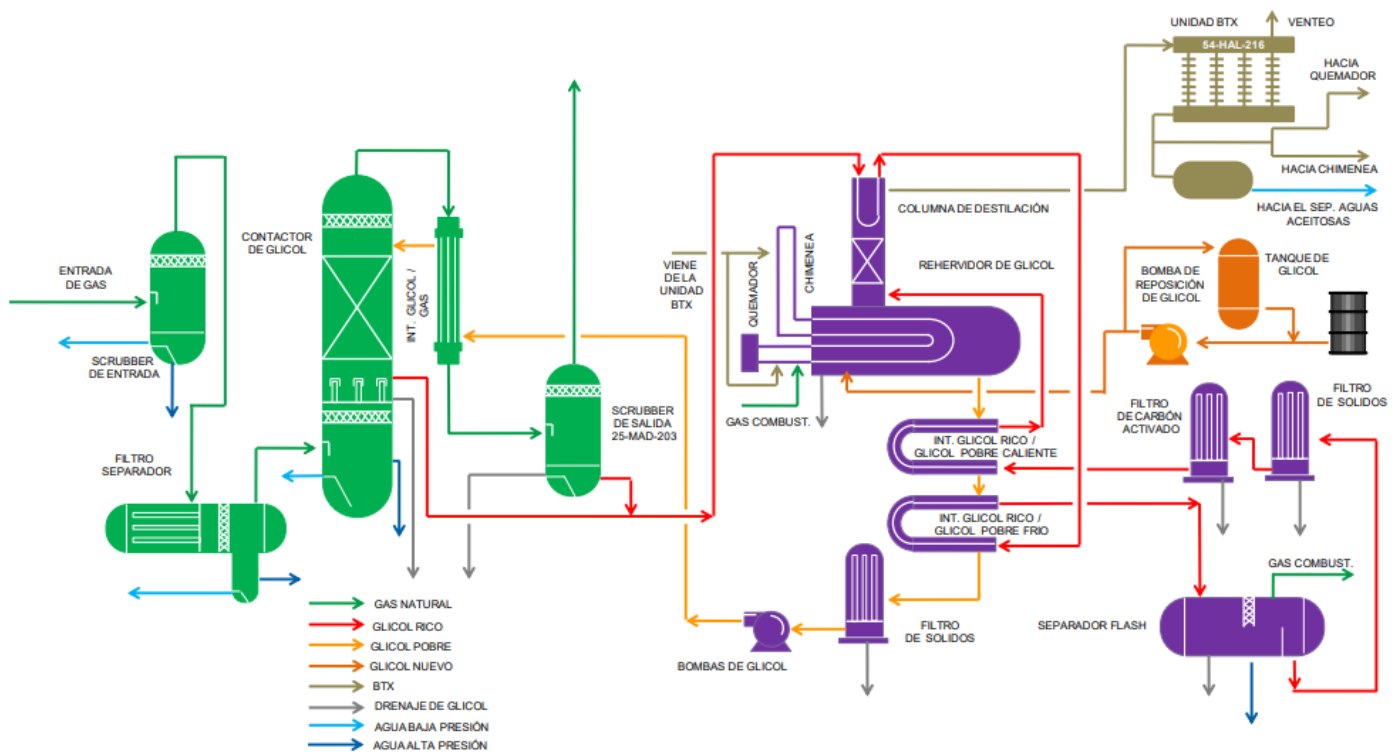


Figura 1. Diagrama de flujo de proceso de una planta convencional de deshidratación de gas natural con TEG.

Proceso de absorción. Al inicio del proceso de deshidratación, el gas natural pasa a través de un “scrubber”, donde las partículas líquidas y/o sólidas son removidas de la corriente. La depuración completa del gas es esencial para un rendimiento satisfactorio aguas abajo. Aproximadamente, la mitad de todos los problemas de deshidratación son causados por una depuración inadecuada del gas de entrada.

Por ejemplo, el agua libre aumenta la recirculación de glicol, la carga térmica del reboilador y los costos en combustible. Los aceites o hidrocarburos disueltos reducen la capacidad de secado del glicol; y en presencia de agua provocan formación de espuma ^[10].

Una vez es retirado del “scrubber”, el gas ingresa al absorbedor (Contactador de TEG) por la parte inferior, en sentido ascendente, haciendo contacto con el glicol pobre.

La eficiencia de operación del contactador depende del caudal, temperatura y presión del gas de entrada; y de la temperatura, concentración y tasa de circulación de glicol pobre ^[10].

La temperatura del glicol que ingresa por la parte superior del contactador debe estar aproximadamente 10 °F por encima de la temperatura del gas de entrada. Esto con el fin de evitar condensación de líquidos por baja temperatura de ingreso o pérdidas de glicol por alta temperatura en la entrada.

Normalmente, la tasa de circulación de glicol para una unidad de deshidratación se encuentra en el rango de 2 a 5 galones de TEG por libra de agua removida. Si se exceden dichos valores, aumenta la carga térmica total en el proceso de regeneración. La razón principal es que se requiere mayor energía para la purificación del glicol ^[13]. Adicionalmente, se incrementan las pérdidas de glicol y los problemas operacionales en la bomba ^[12]. En la tabla 4 se muestran los rangos de operación recomendados para unidades de deshidratación con TEG.

Variable/Equipo	Temperatura o rango de temperatura (°F)	Presión o rango de presiones (psig)
Gas de entrada al contactador	60 - 100	≥ 300
Glicol que ingresa al contactador	70 - 110	≥ 300
Succión de la bomba de glicol	170 - 200	Atmosférica
Separador trifásico	100 - 150	35 - 75
Rehervidor	375 - 400	17 máx
Tope del regenerador	213 máx	Atmosférico

Tabla 4. Rangos de operación recomendados para plantas de deshidratación con TEG.

Antes de su ingreso a la torre contactora, el TEG pobre proveniente de la URG es enfriado en el intercambiador de calor con el gas deshidratado. Una vez ingresa, fluye en forma descendente por la columna sobre platos o a través de empaques, absorbiendo el agua contenida en el gas.

Proceso de regeneración. El TEG rico en agua que es retirado por la parte inferior de la torre contactora, pasa a través de una válvula de expansión para reducir su presión ^[14]. Al reducir la presión, se facilita la liberación de hidrocarburos arrastrados por la corriente.

Posteriormente, atraviesa el condensador de reflujo ubicado en la cima de la columna de despojo, donde el vapor de glicol es enfriado y condensado, regresando al rehervidor, mientras que el agua en forma de vapor sale por la parte superior de la columna ^[2].

La temperatura en el condensador de reflujo debe mantenerse aproximadamente a 212 °F. Al trabajar por debajo de dicho valor, la condensación de vapor de agua se vuelve excesiva, afectando la pureza del glicol pobre; y al trabajar por encima pueden presentarse pérdidas de glicol.

Al salir del condensador de reflujo, el TEG rico ingresa al separador flash, donde los hidrocarburos liberados son retirados. La separación de gas-condensado-glicol tiene mejor desempeño a temperaturas entre 100 - 150 °F y a presiones entre 35 - 75 psig. Dependiendo de la gravedad API de los condensados, los tiempos de retención de líquidos recomendados están entre 20 - 30 minutos ^[12].

Una vez terminado el proceso de separación, el TEG rico circula a través de los filtros de sólidos y de carbón activado para eliminar sólidos y aceites o hidrocarburos respectivamente.

El contenido de sólidos en el glicol debe mantenerse por debajo del 0.01 %W para evitar el desgaste de la bomba, el taponamiento de los intercambiadores de calor, la formación de espuma, el ensuciamiento de los platos o empaques del contactador y la formación de escamas en los tubos de fuego del rehervidor ^[10]. La presencia de aceites o hidrocarburos en el glicol rico también puede causar problemas de espuma en el contactador y costras de aceites en el rehervidor, generando condiciones de alto riesgo de explosión.

Al salir de los filtros, el TEG rico es precalentado en un intercambiador de calor con el TEG pobre regenerado con el fin de reducir la carga térmica del rehervidor.

Al finalizar el proceso de precalentamiento, el TEG rico pasa a través de una segunda válvula para alcanzar una presión aproximada de 1 psig de ingreso a la URG. El ingreso lo realiza por la parte inferior de la columna de despojo en dirección al rehervidor.

El dimensionamiento de la URG está determinado por un equilibrio entre la tasa de circulación del glicol, la cantidad de vapor de agua en la corriente de gas y la temperatura del rehervidor ^[12].

En la URG, ocurre la separación por evaporación del agua y los compuestos orgánicos volátiles que no fueron removidos en el separador flash.

Una reducción de la presión en el rehervidor a temperatura constante da como resultado una mayor pureza del glicol. La mayoría de los rehervidores trabajan a una presión máxima de 1 psig. Si se excede dicho valor, se verá reflejado en una reducción de la concentración de glicol pobre y de la eficiencia de deshidratación.

Las temperaturas del rehervidor normalmente oscilan entre 375 - 400 °F para lograr purezas del glicol entre 98.5 – 99 %. Estos niveles de temperatura minimizan la degradación de TEG (la temperatura de descomposición del TEG es de 404 °F) [12].

El TEG pobre regenerado que sale del rehervidor, llega al tanque de estabilización donde la cantidad de glicol perdida en la corriente de gas deshidratado y en la corriente de gas combustible del separador flash, se repone mediante un flujo de compensación.

Al salir del tanque de estabilización, el TEG pobre regenerado alcanza la presión del contactor con ayuda de la bomba de glicol, antes de intercambiar calor con el glicol rico y posteriormente con el gas deshidratado; para ser recirculado al absorbedor.

Metodología y datos

Para el propósito de este estudio, inicialmente fue simulada una planta de gas natural en el software comercial Aspen Hysys, utilizando la ecuación de estado de Peng Robinson y TEG como desecante. Se proporcionó una composición del gas con cromatografía extendida en base agua-libre; por lo cual fue necesario saturar la corriente con agua antes de entrar a la torre contactora.

Para poder llevar a cabo la simulación, fue necesario calcular inicialmente los valores de flujo de TEG pobre, concentración de TEG pobre y número de platos del contactor, para un contenido de agua a la salida de 4 lb/MMSCF, con los datos de entrada especificados. La simulación realizada, se muestra en la figura 2. Las especificaciones de diseño, condiciones de operación y composición del gas; se muestran en las tablas 5, 6, 7, y 8 respectivamente.

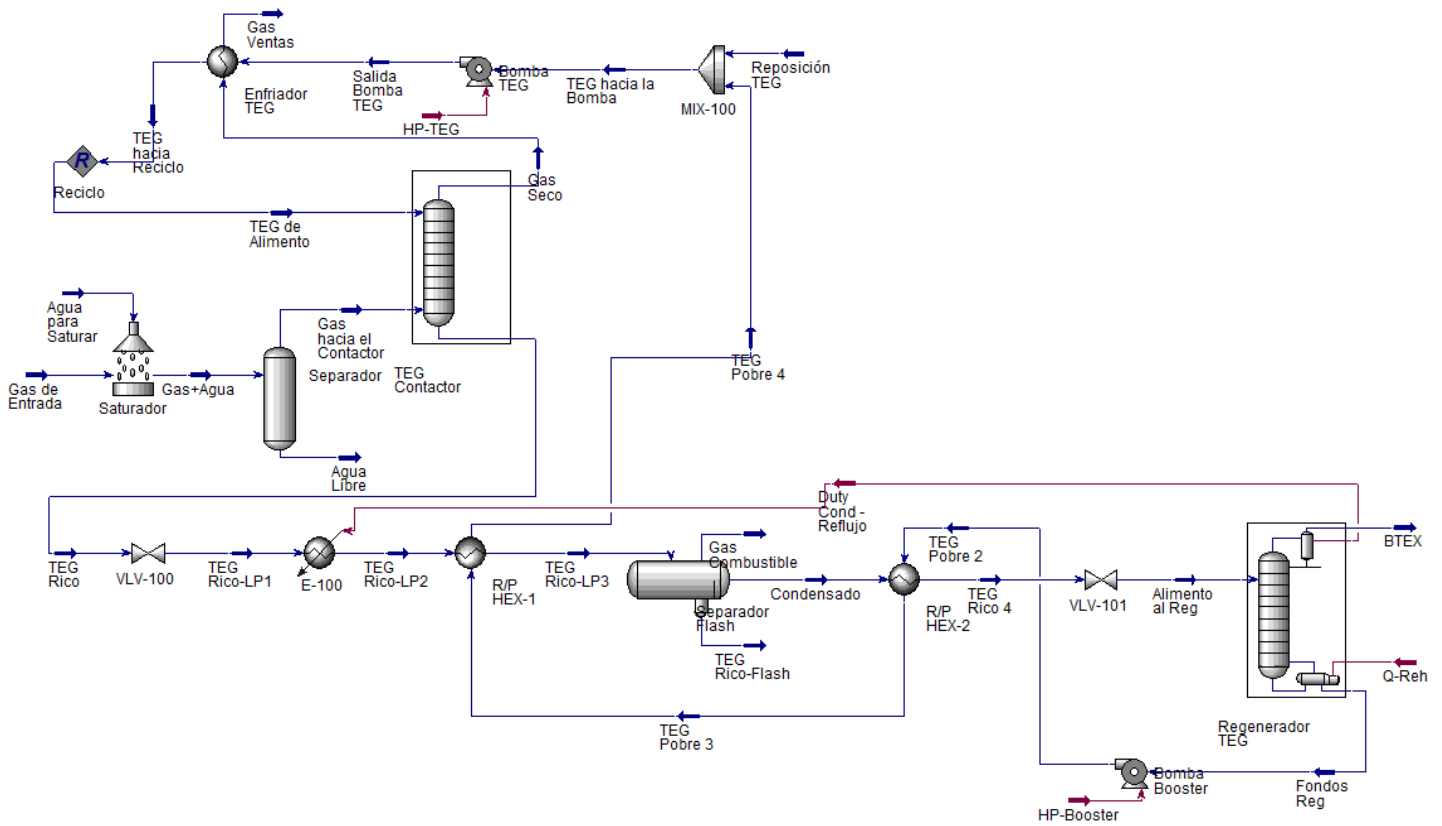


Figura 2. Diagrama del modelo de simulación en Hysys de una planta de deshidratación de gas natural con TEG.

Parámetro	Valor
Presión del gas de entrada	1100 psig
Temperatura del gas de entrada	95 °F
Temperatura ambiente	90 °F
Flujo de gas	180 MMSCFD

Tabla 5. Condiciones de operación del gas de entrada.

Parámetro	Valor
Caída de presión en el contactor de glicol	5 psi
Temperatura de entrada glicol pobre al contactor	105 °F
Número de platos del contactor	6
Flujo de glicol pobre	21.08 gal/min
Concentración del glicol pobre (TEG)	99.1%
Contenido de agua en el gas de salida	4 lb/MMSCF

Tabla 6. Especificaciones del contactor de glicol.

Parámetro	Valor
Etapas de la columna de despojo	1
Tipo de condensador de cima	Full Rflx
Caída de presión en el condensador	1 psi
Presión del rehervidor	1 psig
Presión del condensador de cima	Atmosférica
Temperatura del condensador de cima	212 °F
Temperatura del rehervidor	395 °F

Tabla 7. Especificaciones de la unidad de regeneración.

Componente	Fracción	Componente	Fracción	Componente	Fracción
Metano	0.978492	2-Methylhexane (7)	0.000003	1c,4-Dimetilciclohexano (8)	0.000003
Etano	0.001849	2,3-Dimethylpentane (7)	0.000004	Etilciclohexano + C9 Naftenos (8)	0.000008
Propano (3)	0.0007	3-Methylhexane (7)	0.000008	1,1,3-Trimetilciclohexano (9)	0.000079
i-Butane (4)	0.000489	1t,3-Dimethylcyclopentane (7)	0.000014	Etilbenceno (8)	0.000017
n-Butane (4)	0.000126	1c,3-Dimethylcyclopentane (7)	0.000015	m-Xileno (8)	0.000005
Neo-Pentano (5)	0.000003	Isoctano (8)	0.000293	p-Xileno (8)	0.000005
i-Pentane (5)	0.000175	n-Heptane (7)	0.000004	o-Xileno (8)	0.000011
n-Pentane (5)	0.000034	Metilciclohexano (7)	0.000035	n-Nonano (9)	0.000015
2,2-Dimethylbutane (6)	0.000001	1,1,3-Trimetilciclopentano (8)	0	Parafinas C9 (9)	0.000083
Cyclopentane (5)	0.0000085	Etilciclopentano + 2,5 Dimeti (7)	0.000011	2,3Dimetilheptano (9)	0.000005
2,3-Dimetilbut (5)	0.0000085	1t,2c,4-Trimetilciclopentano (8)	0.000021	2M Octano (9)	0.000004
Isohexano (6)	0.000016	1t,2c,3-Trimetilciclopentano (8)	0.000036	4M Octano (9)	0.000004
3-Methylpentane (6)	0.000013	Toluene (7)	0.000034	Decanos (10)	0.000205
n-Hexane (6)	0.000012	1c,2t,3-Trimetilciclopentano (8)	0.000001	Undecanos (11)	0.000047
Metilciclopentano (6)	0.000048	2-Metilheptano (8)	0.000008	Dioxido de Carbono	0.008128
Isoheptano (7)	0.000002	1t etil 2 Metilciclopentano (8)	0.000002	Oxigeno	0.000017
Benceno (6)	0.000001	1t,2-Dimetilciclohexano (8)	0.000037	Nitrogeno	0.008796
Ciclohexano (6)	0.000006	n-Octane (8)	0.000023	Total	1

Tabla 8. Cromatografía extendida del gas.

Luego de simular con Hysys el caso base de la planta de deshidratación, se dio inicio a un proceso de estudio de sensibilidad paramétrica con el propósito de seleccionar las variables con mayor influencia en los cálculos de interés (absorción de gases efecto invernadero).

Después de seleccionar las variables con mayor influencia en los resultados, se realizó un diseño de experimentos basado en el enfoque factorial. La matriz de experimentos resultantes incluyó tres valores de flujo de gas, dos valores de presión del contactor, cuatro valores de temperatura del contactor, cuatro valores de temperatura del rehervidor y tres valores de flujo de TEG.

Los rangos de las variables que se emplearon en la matriz de experimentos se encuentran dentro de las condiciones típicas de operación para plantas de deshidratación de gas natural (ver tabla 9).

Para cada uno de los datos en la tabla 9, fue necesario realizar un diseño específico de la planta de deshidratación, utilizando el software de desarrollo propio HyTEG, con el fin de calcular los valores de flujo de TEG pobre, concentración de TEG pobre y número de platos del contactor antes de realizar las simulaciones en el software de procesos Hysys. Todos los cálculos se realizaron para un contenido de agua en el gas de salida de 4 lb/MMSCF. Para completar el diseño experimental fueron necesarias 288 corridas de simulación en el software Hysys.

Rangos de las variables de entrada	
Flujo de gas de entrada (MMSCFD)	10, 50, 150
Presión del contactor de TEG (Psig)	800, 1100
Temperatura del contactor de TEG (°F)	80, 90, 100, 110
Temperatura del rehervidor (°F)	385, 390, 395, 400
Tasa de circulación de TEG (USGPM)	3 valores dependiendo de los cálculos del diseño

Tabla 9. Valores empleados en la matriz de experimentos.

Resultados

Para obtener el modelo matemático de emisiones de gases efecto invernadero en plantas de deshidratación de gas natural, se analizaron los resultados de las simulaciones numéricas registrados en la matriz experimental utilizando el software de estadística Statgraphics. Durante el análisis, se encontró que la variable temperatura del rehervidor no tiene influencia significativa en los datos de salida, por lo cual no fue incluida en el modelo matemático. En la figura 3 se observa el comportamiento descrito para dicha variable analizada en el flujo másico total a la salida de la URG.

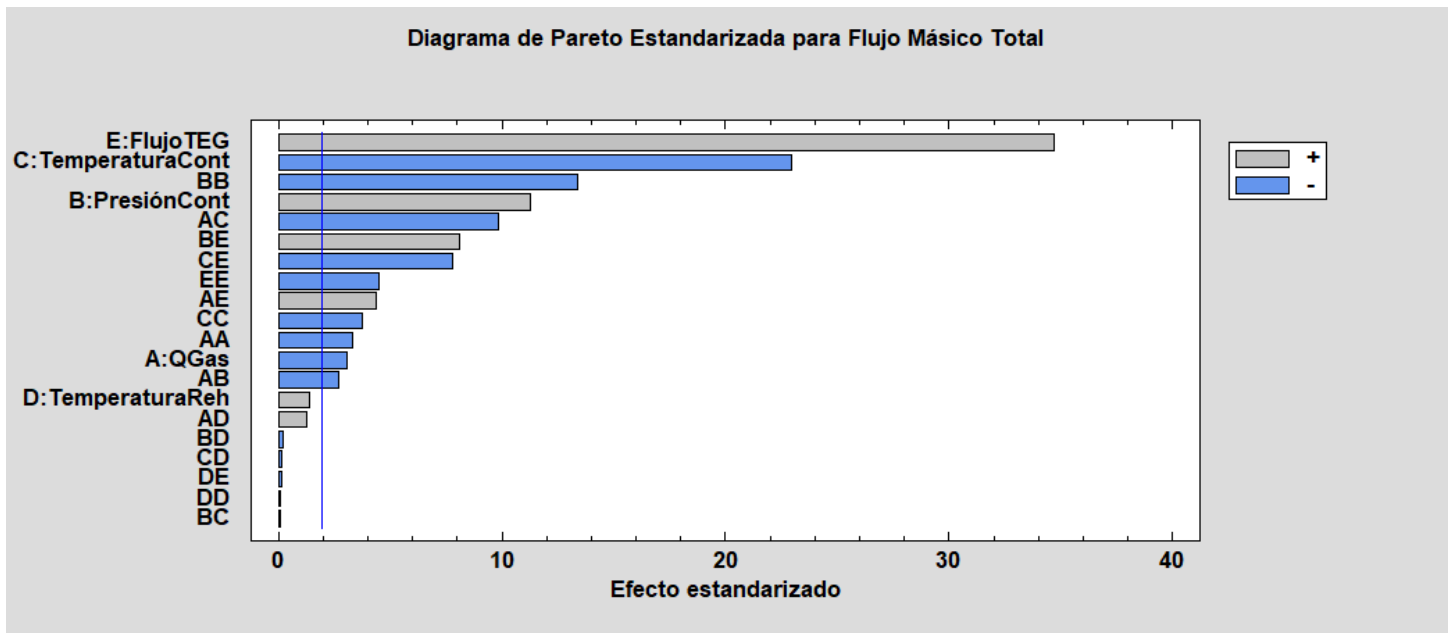


Figura 3. Diagrama de Pareto para el flujo másico total de emisiones en el regenerador.

En la ecuación 1 muestra el modelo matemático propuesto.

$$M = AQ + BP + CT + DR + EQP + FPR + GTR + H \dots\dots\dots(1)$$

Donde:

- M = Flujo másico de emisiones en la cima del regenerador (lb/hr).
- Q = Flujo de gas de entada al contactor (MMSCFD)
- P = Presión del gas a la entrada del contactor de TEG (psig)
- T= Temperatura del gas a la entrada del contactor de TEG (°F)
- R = Tasa de circulación de TEG (USGPM)
- A, B, C, D, E, F, G y H = Constantes (ver tabla 10).

Para lograr un contenido de agua por debajo de 4 lb/MMSCF especificado en el diseño, en algunos casos fue necesario la inyección de gas “stripping” (gas natural seco) en el rehervidor. No obstante, al utilizar gas “stripping” se observó un incremento en el flujo másico de los componentes analizados en la cima del regenerador. Se encontró que el gas de “stripping” fue necesario para temperaturas de gas de entrada en el contactor por encima de 100°F, Sin embargo, para temperaturas de gas de entrada por debajo de los 100 °F no fue necesario la inyección de gas “stripping” en el rehervidor.

A pesar de los requerimientos de gas stripping en algunas simulaciones, la estructura del modelo matemático no presentó ninguna variación, solo fue necesario modificar las constantes dependiendo de la temperatura de operación del contactor.

La tabla 10 muestra los valores de las constantes A, B, C, D, E, F, G y H para el flujo másico total de gases efecto invernadero en la cima del regenerador dependiendo del valor de la temperatura del contactor.

Flujo Másico Total		
Temperatura (°F)	< 100	≥ 100
A	2.6302	7.29089
B	-0.00367453	-0.0085481
C	-0.107508	-0.226179
D	-42.3018	-89.9959
E	-0.00129019	-0.00365108
F	0.00365645	-0.00673455
G	0.487285	0.944466
H	12.2565	32.8725

Tabla 10. Valores de las constantes A, B, C, D, E, F, G y H para el flujo másico total.

Una vez aplicado el modelo matemático propuesto para el cálculo del flujo másico total a la salida de la URG y realizadas las respectivas conversiones, el cálculo de la huella de carbono puede llevarse a cabo mediante la utilización de la ecuación 2 descrita en el IPCC (2006) [15].

$$E = G * F \dots\dots\dots(2)$$

Donde:

E son las emisiones anuales (toneladas)

G es la cantidad de gas venteado (MMSCF/año)

F es el factor de emisión para gas tratado 0.0185 (toneladas/MMSCF)

Discusión

Al comparar los resultados obtenidos mediante el modelo propuesto con los valores registrados en las simulaciones, se encontraron cifras de error absoluto comprendidas entre 0.01% y 6.93%, y valores de error absoluto promedio comprendidos entre 1.81% y 1.92%. Lo cual refleja un ajuste significativo por parte del modelo. En la tabla 11 se muestran los valores mínimos y máximos del error absoluto porcentual obtenidos para el flujo másico total, junto con el error absoluto promedio.

Flujo Másico Total		
Temperatura (°F)	< 100	≥ 100
Error absoluto mínimo	0.01	0.03
Error absoluto máximo	6.46	6.93
Error absoluto promedio	1.81	1.92

Tabla 11. Valores de máximo y mínimo de error absoluto para el flujo másico total.

Según los datos obtenidos en la matriz de resultados, los niveles de absorción de los componentes BTEX en el TEG varían del 5 al 16% para el benceno, del 7 al 24% para el tolueno, del 11 al 33% para el E-Benceno y del 16 al 47% para el o-xileno. El CO₂ y el metano tienen niveles de absorción máximos por debajo de los 0.5 y 0.2% respectivamente. En las tablas 12, 13, 14 y 15 se muestran los porcentajes de absorción para los componentes BTEX en los rangos de presión trabajados. Los porcentajes de absorción corresponden a las temperaturas del gas de entrada consideradas en las simulaciones (80, 90, 100 y 110°F).

Benceno		
Presión del contactor (Psig)	800	1100
Absorción (%)	5-16	3-12

Tabla 12. Porcentajes de absorción del componente benceno.

Tolueno		
Presión del contactor (Psig)	800	1100
Absorción (%)	7-24	6-18

Tabla 13. Porcentajes de absorción del componente tolueno.

E-Benceno		
Presión del contactor (Psig)	800	1100
Absorción (%)	11-33	9-24

Tabla 14. Porcentajes de absorción del componente E-Benceno.

O-Xileno		
Presión del contactor (Psig)	800	1100
Absorción (%)	16-47	12-34

Tabla 15. Porcentajes de absorción del componente o-xileno.

Para reducir las cantidades de dichas emisiones, muchos operadores usan un condensador parcial para condensar el agua y canalizar los hidrocarburos volátiles a un incinerador o al rehervidor como combustible. Sin embargo, la eficacia de condensación disminuye rápidamente con el aumento de tasas de gas de stripping.

Otra medida de mitigación que demuestra ser prometedora es la eliminación de los compuestos aromáticos del TEG rico con una pequeña corriente de gas de stripping en el separador flash. Los vapores de separación se encuentran entonces a una presión suficientemente alta para permitir el reciclaje a un compresor o su uso en un sistema remoto de gas combustible.

Otros han propuesto el uso de membranas o carbón activado; pero estos métodos no han demostrado ser comerciales.

Conclusiones

El modelo propuesto en el presente estudio es novedoso y de una sola expresión el cual no existe en la literatura para un caso similar, y cuenta con la ventaja de poder utilizar los resultados obtenidos para el cálculo de la huella de carbono. Además, las cifras de error absoluto al comparar los datos calculados con el modelo y los resultados obtenidos con en el simulador son bastante bajas.

La variable que tiene mayor influencia en el flujo másico de emisiones en la cima de la columna del regenerador, es la tasa de circulación de TEG. Un incremento en la tasa de circulación de TEG, aumenta considerablemente el flujo másico de gases efecto invernadero.

El porcentaje de absorción de los componentes BTEX en el TEG es más alto a temperaturas más bajas en el gas de entrada al contactor.

El uso de gas de “stripping” en el rehervidor produce un incremento en el flujo másico de cada uno de los componentes estudiados a la salida del regenerador.

La variable presión del rehervidor no tiene influencia significativa en el flujo másico a la salida del regenerador. Por tal motivo no fue incluida en el modelo como estaba inicialmente planeado.

Los resultados encontrados comprueban que el modelo desarrollado puede ser utilizado como una herramienta adecuada para el cálculo de las emisiones de GEI en plantas de deshidratación de gas natural que utilicen TEG como solvente.

Referencias

1. (<https://www.carbonbrief.org/global-carbon-project-coronavirus-causes-record-fall-in-fossil-fuel-emissions-in-2020>)
2. IEA (2021), Tracking Fuel Supply 2021, IEA, Paris <https://www.iea.org/reports/tracking-fuel-supply-2021>
3. HASTING, A., & SMITH, P. (2019). Decarbonizing Anthropogenic Activity: The Oil and Gas Industry is a Major Component of the Solution. Paper presented at the SPE Offshore Europe Conference and Exhibition held, SPE 195716, Aberdeen, UK
4. Campbell, J. M. “Gas conditioning and processing, Volume 2: The Equipment Modules,” John M. Campbell and Company, Norman, Oklahoma, Usa, 2001.
5. Mahmood Moshfeghian, Robert A. Hubbard, Quick Estimation of Absorption of Aromatics Compounds (BTEX) in TEG Dehydration Process, Editor(s): Abdelwahab Aroussi, Farid Benyahia, In Advances in Gas Processing, Proceedings of the 3rd Gas Processing Symposium, Elsevier, Volume 3, 2012, Pages 288-294.

6. Manning, F.S. (1991). *Oilfield Processing of Petroleum* (Vol. 1). Tulsa: PennWell Publishing Company.
7. Grizzle, P.L. "Hydrocarbon Emission Estimates and Controls for Natural Gas Glycol Dehydration Units." Paper presented at the SPE/EPA Exploration and Production Environmental Conference, San Antonio, Texas, March 1993.
8. Thompson, P.A., Berry, C.A., Espenscheid, A.P., Cunningham, J.A., and J.M. Evans. "Estimating Hydrocarbon Emissions From Triethylene Glycol Dehydration of Natural Gas." Paper presented at the SPE/EPA Exploration and Production Environmental Conference, San Antonio, Texas, March 1993.
9. Mahmood Moshfeghian, Robert A. Hubbard, Quick Estimation of Absorption of Aromatics Compounds (BTEX) in TEG Dehydration Process, Proceedings of the 3rd Gas Processing Symposium, Elsevier, Volume 3, 2012, Pages 288-294.
10. Saeid Mokhatab, William A. Poe, John Y. Mak, *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing* (Fourth Edition), Gulf Professional Publishing, 2019.
11. Maurice Stewart, Ken Arnold, *Gas Dehydration Field Manual*, Gulf Professional Publishing, 2011.
12. A. Nemat Rouzbahani, M. Bahmani, J. Shariati, T. Tohidian, M.R. Rahimpour, Simulation, optimization, and sensitivity analysis of a natural gas dehydration unit, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Volume 21, 2014, Pages 159-169.
13. Mihaela Neagu, Diana Luciana Cursaru, Technical and economic evaluations of the triethylene glycol regeneration processes in natural gas dehydration plants, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Volume 37, 2017, Pages 327-340.
14. John Carroll, *Natural Gas Hydrates* (Fourth Edition), Gulf Professional Publishing, 2020.
15. Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC) (2019), Refinement to the 2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories.