



Ciencia e Ingeniería
ISSN: 1316-7081
ISSN: 2244-8780
revecien@ula.ve
Universidad de los Andes
Venezuela

Simulación del proceso de deshidratación de gas natural de la planta: Bajo Alto El Oro-Ecuador

Zambrano, Eddie; Rivera, Yezabel; Garmendia, Henry; Ramírez, John

Simulación del proceso de deshidratación de gas natural de la planta: Bajo Alto El Oro-Ecuador

Ciencia e Ingeniería, vol. 40, núm. 3, 2019

Universidad de los Andes, Venezuela

Disponible en: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=507567854006>



Esta obra está bajo una Licencia Creative Commons Atribución-NoComercial-CompartirIgual 3.0 Internacional.

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

Eddie Zambrano *1

Petroamazonas Empresa Petrolera, Ecuador
labpetroleo2018@gmail.com

Redalyc: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=507567854006>

Yezabel Rivera 2

Universidad de Los Andes, Venezuela
yzabtr21@gmail.com

Henry Garmendia 2

Universidad de Los Andes, Venezuela
labpetroleo2018@gmail.com

John Ramírez 2

Universidad de Los Andes, Venezuela
rjohn8865@gmail.com

Recepción: 25 Enero 2019

Aprobación: 15 Junio 2019

RESUMEN:

La deshidratación del gas natural es un paso fundamental en su procesamiento, dando valor al producto final y evitando serios problemas durante su manejo. Entre los diversos métodos de deshidratación destaca la deshidratación química empleando glicoles. En el presente trabajo se ejecutó la simulación del proceso de deshidratación del gas natural en un caso base en PROII/ PROVISION evaluando los balances de materia y energía de las columnas de absorción y de regeneración del glicol, se realizaron análisis de sensibilidad para determinar el efecto ejercido por la tasa de circulación del glicol, la temperatura y presión del gas de entrada sobre el contenido de agua en la corriente de gas seco, verificándose que su valor estuviera en los límites establecidos por normativas internacionales. La convergencia de los balances de materia y energía alcanzada fue adecuada lográndose un cierre preciso, se cumplió que el gas seco sea menor o igual a 7 lb H₂O/MMscf para su disposición en gasoductos o procesamiento. Se encontró que para una recuperación del 94,5% molar de H₂O, en la torre de absorción, del gas natural húmedo, las condiciones de operación de la torre deben ser mayores de 500 psia y 90 °F, la relación (L/G) de operación dependerá del número de etapas de la torre, para este caso se tienen seis etapas teóricas.

PALABRAS CLAVE: Proceso de deshidratación, gas natural, TEG, simulación.

ABSTRACT:

The dehydration of natural gas is a fundamental step in its processing, giving value to the end product and avoiding serious problems during their handling. The various methods of dehydration include chemical dehydration using glycols. In the present work the simulation of the natural gas dehydration process was implemented in a base case in PROII/PROVISION evaluating the material and energy balances of the glycol absorption and regeneration columns, sensitivity analyses were carried out to determine the effect exerted by the rate of circulation of glycol, the temperature and pressure of the inlet gas on the water content in the dry gas stream, verified that

NOTAS DE AUTOR

* labpetroleo2018@gmail.com

1 Petroamazonas Empresa Petrolera, Guayaquil-Ecuador

2 Escuela de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería, Universidad de Los Andes, Mérida 5101, Venezuela

2 Escuela de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería, Universidad de Los Andes, Mérida 5101, Venezuela.

2 Escuela de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería, Universidad de Los Andes, Mérida 5101, Venezuela

its value was within the limits established by international norms. The convergence of the balance sheets of matter and energy reached was adequate in achieving a close precise, was fulfilled that the dry gas is less than or equal to 7 lb H₂O/MMscf for disposal in pipelines or processing. It was found that for a recovery of 94.5% molar of H₂O, in the tower of absorption, of natural gas wet, the conditions of operation of the tower must be greater than 500 psia and 90°F, the relationship (L/G) of operation depends on the number of stages of the tower, for this case there are six stages theoretical.

KEYWORDS: Dehydration process, natural gas, TEG, simulation.

1 INTRODUCCIÓN

El ser humano se ha adaptado al uso del gas natural como una de las fuentes principales de energía. Con la baja producción de petróleo en el país, el gas natural como combustible fósil alternativo cobra progresivamente importancia. En Ecuador la mayor parte de la producción de gas natural se emplea como combustible en plantas de generación de energía eléctrica y un porcentaje menor (10%) se licúa para ser empleado en el sector industrial, especialmente en la industria de la cerámica como fuente de energía. Pero antes de usar el gas natural por los consumidores finales, se debe procesar o tratar en varias etapas. La etapa de deshidratación del gas es la eliminación de vapor de agua que es asociado con el gas natural. Este proceso es una de las operaciones más importantes en el procesamiento y acondicionamiento del gas natural (Mohammad 2009).

La explotación del gas natural a menudo se acompaña de una gran cantidad de producción de vapor de agua, que comúnmente se encuentra cerca de las condiciones de saturación (Rahimpour y col., 2013).

El gas natural contiene diversas impurezas: agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono, mercaptanos y oxígeno, siendo el agua un contaminante que además de restarle valor agregado al gas natural acarrea serios problemas operacionales en áreas como: distribución, transporte del gas y equipos usados en el procesamiento del gas. Siendo el principal problema la formación de hidratos que impiden una normal circulación del gas a través de tuberías usadas para su transporte (Obanijesu 2009).

Al proceso de remoción del vapor de agua de una corriente gaseosa con la finalidad de disminuir la temperatura de punto de rocío se llama proceso de deshidratación del gas (Kohl y col., 1985). Ha existido una variedad de métodos para la producción de un gas seco de alta calidad con el contenido de agua menos posible.

Entre los diferentes métodos disponibles para la deshidratación de gas natural, los más comunes son la deshidratación por desecante líquido (absorción) y la deshidratación por desecante sólido (adsorción) (GPSA 2004). Entre estos procesos de deshidratación del gas, la absorción es el más atractivo desde el punto de vista económico y ha sido usado en una escala industrial por años; es la técnica más comúnmente empleada, en donde el vapor de agua presente en la corriente gaseosa queda absorbido en el solvente líquido (Hubbard y col., 2000.. Los glicoles son los más ampliamente usado tanto como líquidos de absorción como aquellos que por sus propiedades puedan mostrar criterios de aplicaciones comerciales. Varios glicoles han sido encontrados adecuado para la aplicación comercial. Las compañías que producen y procesan gas natural típicamente utilizan uno de los tres glicoles para la deshidratación tales como, etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG), y trietilen-glicol (TEG) (Bahadori y col., 2008). Todos los tipos de glicoles son regenerados y aprovechados como parte de un ciclo continuo de deshidratación. Sin embargo, la elección de la deshidratación, control de hidrato, y la protección contra la corrosión deberían ser evaluadas desde las perspectivas económicas y medioambientales (Stewart y col., 2011).

En las últimas décadas recientes, se han realizados ex-tensos estudios en el área de proceso de deshidratación del gas natural.

Partho R y Ruhul M (2011) llevaron a cabo una simulación de la planta de procesamiento de gas Bakhrabad (en Sylhet) usando el simulador de proceso ASPEN-HYSYS. La simulación en estado estacionario utiliza datos de planta tanto de diseño como de propiedades fisicoquímicas. Los resultados se comparan con los

equipos de la planta y se optimiza las condiciones de funcionamiento que maximizan la ganancia global para el proceso con reducción de pérdida y modificación de los equipos presente en la planta.

Abdulrahman R y Sebastine I (2013) realizaron la simulación y optimización del proceso de deshidratación de gas natural: caso de estudio del campo Khurmala en la región Kurdistan Iraquí. El proceso fue simulado por el pro-grama Aspen HYSYS V. 7.3. Los resultados indican que el proceso de simulación tuvo éxito en reducir el contenido de agua por debajo de 0,1ppm. Además, el trabajo de simulación logra la optimización del proceso usando varios tipos de desecante por ejemplo, TEG y DEG y por consiguiente, estudian la relación entre el tipo de absorbentes y su velocidad de circulación con pérdidas de hidrocarburos en la torre del regenerador de glicol.

Luego, Khosravanipour M y col. (2009) realizaron un estudio experimental y teórico sobre el equilibrio isóbara de fase de la mezcla agua-TEG. Los datos experimentales estaban correlacionados por modelos tales como NRTL, UNIQUAC, y de Van Laar. Analizando los resultados obviamente se demostró que la volatilidad del agua en la mezcla agua-TEG y la pureza del TEG regenerado están absolutamente bajo la influencia del compuesto de tolueno (que es el agente deshidratante).

El presente trabajo tiene como propósito realizar la simulación del proceso de deshidratación de gas natural de la planta de Bajo Alto – El Oro, Ecuador usando la deshidratación con trietilenglicol y estableciendo como requerimiento mínimo un contenido final de agua en la corriente de gas seco menor a 7 lbH₂O/MMscf de gas seco (Kohl y col., 1985), adicionalmente se ejecutarán análisis de sensibilidad para diferentes variables que se manejan durante el proceso, usando ProII/PROVISION.

2 METODOLOGÍA

El diseño y la simulación de la planta de deshidratación del gas natural en este trabajo logran los objetivos deseados. La herramienta computacional utilizada fue Pro II/Provision, se realizó en estado estacionario y se desarrolló un análisis de sensibilidad de las variables operacionales.

2.1 Descripción del proceso

El gas húmedo primero entra en un separador (1) que permite remover el contenido de agua libre y sólido. Las condiciones de operación de la corriente de entrada son, temperatura 90°F, presión 500 psig y todos los componentes del gas natural en fracción molar, después de reducir el contenido de líquido en el separador. La corriente gaseosa que sale del separador se seca en la columna contactora (2) que representa una columna de absorción. En esta columna se pone en contacto con una solución acuosa de TEG denominada TEG pobre en contra corriente con el gas húmedo; por la parte del fondo sale una solución acuosa de TEG o TEG rica y por el tope de la columna sale el gas seco con la especificación menor o igual a 7 lbH₂O/MMscfd. La torre de absorción trabaja a una alta presión. La TEG rica pasa por una válvula reguladora que tumba la presión y va a un intercambiador de calor (3) para calentar la mezcla agua-TEG y luego va a un separador (4) donde se separa la fracción de gas y el líquido se envía a la regeneradora. Esta mezcla entra a la unidad regeneradora (5) donde se concentra la TEG por el fondo y por el tope sale el vapor de agua retenido. La temperatura del fondo de la columna regeneradora no debe exceder de 208 °C para evitar la descomposición de TEG. La TEG concentrada o TEG pobre se recircula a la unidad contactora. Antes de enviarla a la columna se repone la cantidad TEG pérdida se bombea a la presión de la columna y se acondiciona a la temperatura de entrada a la contactora (Martínez 1995).

En la Figura 1 se muestra el diagrama de flujo de una unidad de deshidratación de glicol.

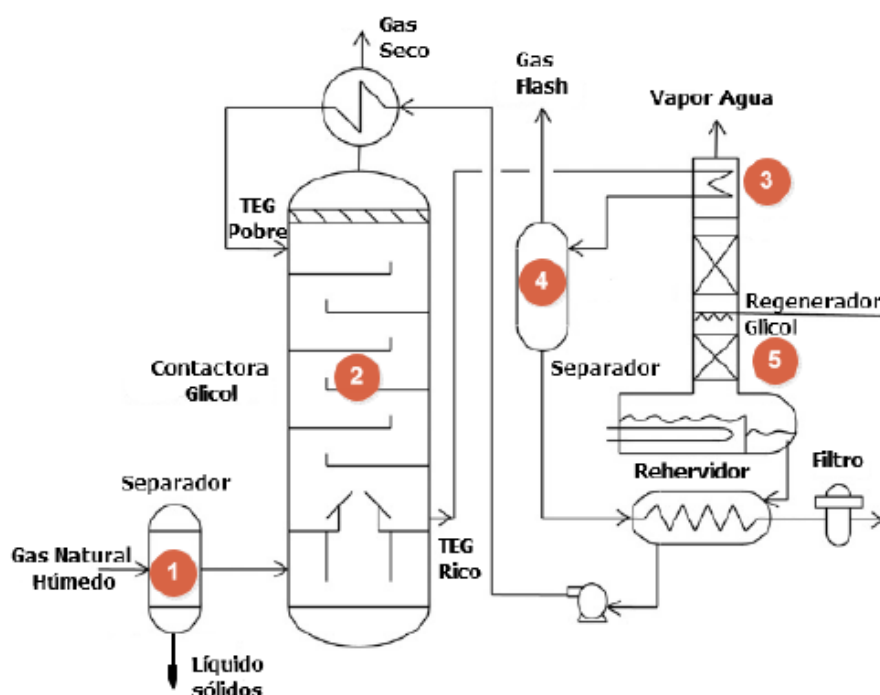


FIGURA 1

Diagrama de flujo del Proceso de Deshidratación de gas natural.

2.2 Simulación

La planta de deshidratación de gas natural se simuló usando el software ProII/Provision.

La herramienta computacional ProII/Provision se ha utilizado a nivel industrial para evaluar y diseñar equipos de proceso químicos. En la Figura 2 se muestra un diagrama de la unidad de deshidratación simulada.

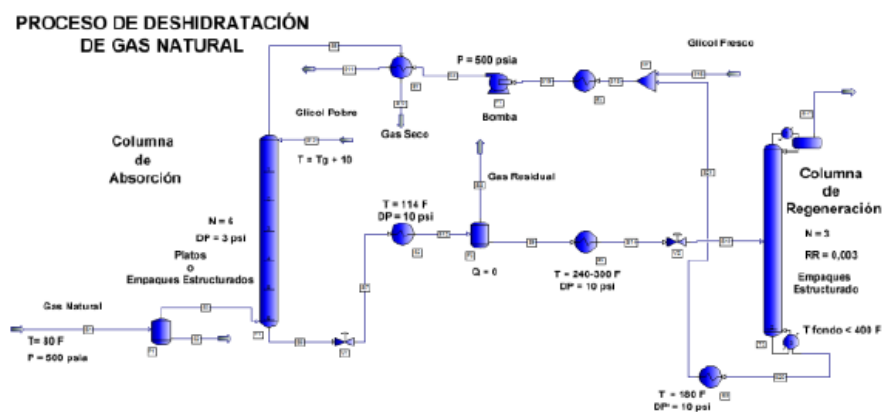


FIGURA 2

Diagrama de flujo de la Unidad de Deshidratación de gas natural en ProII/Provision

La alimentación de gas natural usada en la simulación se muestra en la Tabla 1 y en la Tabla 2 se muestra las condiciones operacionales.

TABLA 1
Composición del gas natural

Componentes	Fracción molar
C1 (Metano)	0,9753
C2 (Etano)	0,0010
C3 (Propano)	0,0100
CO ₂	0,0020
N ₂	0,0100
H ₂ O	0,0018

TABLA 2
Condiciones Operacionales

Propiedad	Valor	Unidad
Flujo	40	MMscfd
Presión	500	psia
Temperatura	90	°F

Para obtener los valores de la solución acuosa de TEG se utilizó el procedimiento usado en la GPSA 2004. En la Tabla 3 se muestra los valores.

TABLA 3
Condición de la solución acuosa TEG

Propiedad	Valor	Unidad
Flujo	2104	lb/h
Presión	600	psia
Temperatura	90	°F

Compuesto	% m/m
TEG	98,00
H ₂ O	2,00

2.3 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad se realizó solamente en la columna de absorción y se evalúa los parámetros que se muestran en la Tabla 4 para estudiar e identificar las variables claves del proceso de deshidratación

En la Figura 3 se muestra el procedimiento para realizar el análisis de sensibilidad en PROII/Provision para la columna de absorción.

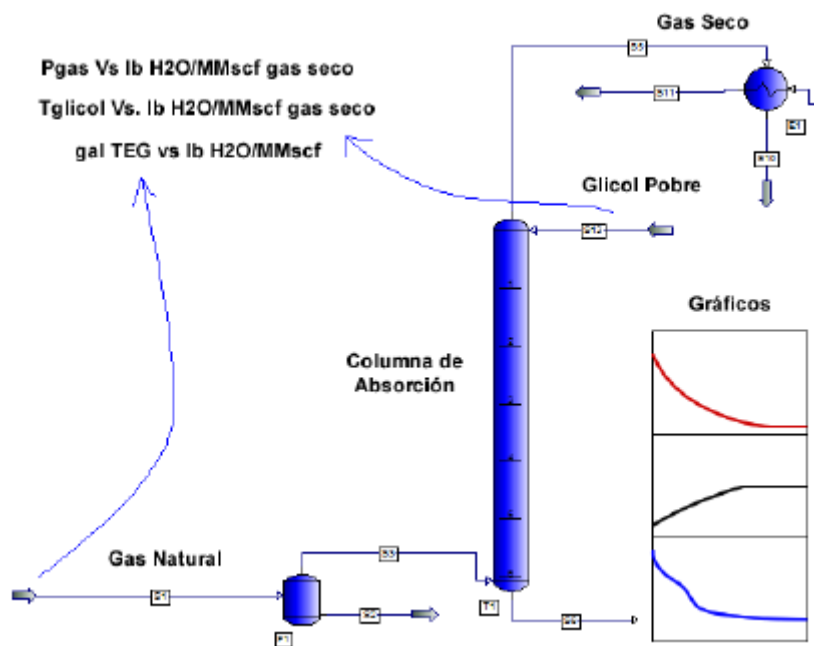


FIGURA 3
Procedimiento para realizar el análisis de sensibilidad en PROII/Provision

TABLA 4
Variación de los parámetros

Parámetro	Desde	Hasta
Platos en el absorbedor	4	10
Concentración de TEG pobre, % peso	98	99
Circulación, gal TEG/lb H ₂ O	1	3
Temperatura, °F	80	100
Presión, psia	400	1000

3 RESULTADOS

3.1 Balance de materia y energía

A continuación se presentan los resultados del balance de materia y energía para el proceso de deshidratación del gas natural usando TEG. Para este estudio se evalúa el caso base de Deshidratación del gas natural usando TEG.

En la Figura 4 se muestra en forma resumida los valores más importantes de la simulación usando la solución acuosa de TEG.

En la Tabla 5 se presenta los resultados por corriente del balance de materia y energía. Los puntos a destacar son los siguientes:

En el absorbedor se redujo el contenido de H₂O de 0,0972% molar a 0,0026% molar, es decir, de 90 lb H₂O/ MMscf a 0,97 lb H₂O/MMscf. Esto corresponde a un 97,34% de recuperación de H₂O. Con respecto, a la relación molar de agua / mol TEG fue de 0,423 en el fondo de la columna.

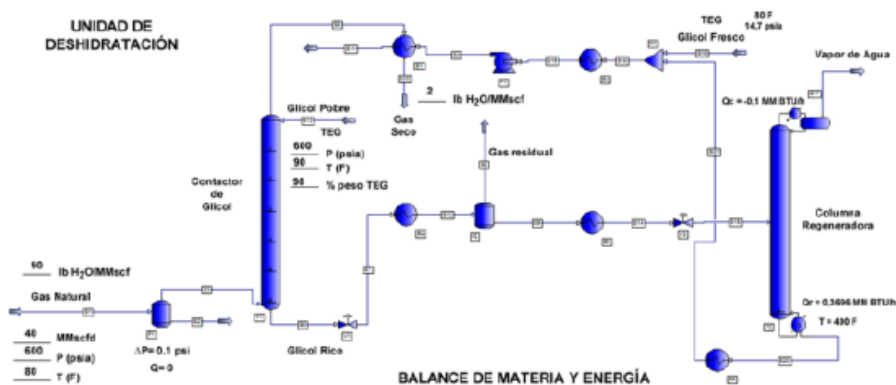


FIGURA 4
Resultados del balance de materia y energía

TABLA 5
Balance de materia y energía

Corriente Comp	S1 GN	S11 GNSECO	S5 GLICOL	S17 VAPOR
C1	3400,22	9,91E-8	3400,06	0,0433
C2	3,47	2,19E-9	3,47	2,25E-4
C3	34,69	1,54E-7	34,69	7,77E-3
CO2	6,94	1,05E-7	6,93	3,88E-3
N2	34,69	2,44E-10	34,69	2,91E-4
H2O	6,25	0,666	0,357	3,544
TEG	0,0	6,952	6,67E-4	2,34E-4
FLUJOTOTAL (Lbmol/h)	3486,27	7,62	3480,21	3,60
TEMP (°F)	80	90	81,67	217,65
PRES (PSIA)	600	600	596	14,7
ENTALPIA (MMBTU/H)	5,07	0,0924	5,07	0,0745

Para el regenerador se logra obtener una composición molar de tope de 98,07% de H₂O y 0,663 % de TEG. Por el fondo se logra concentrar a 98,63 % molar TEG y 1,37 % molar H₂O.

La pérdida de TEG por el tope de la columna absorbe-dora y regeneradora se compensa con la corriente de TEG fresco.

El diagrama de flujo de la planta de deshidratación de gas natural con una solución acuosa del 98 % TEG refleja el desempeño de las corrientes y equipos sujeto a todo tipo de restricciones.

Los resultados mostrados en la Tabla 5 corresponde la resolución de los balances de materia y de energía en estado estacionario.

A partir de este balance de materia y energía se presenta un análisis de las operaciones unitarias presente en este diagrama de flujo como son:

La columna de absorción.

La columna de regeneración.

Al observar el diagrama de flujo Figura 4 no está cerrado el reciclo ya que, es frecuente que esta planta de proceso contiene corrientes de recirculación, de que la resolución debe hacerse de modo iterativo. Esto hace necesario emplear un bloque de convergencia en PRO II/Provision. Por esta circunstancia se procedió dejar la planta lazo abierto y comparar la corriente S11 y la corriente S13 que representa la corriente de reciclo del proceso. Más adelante se hace una explicación de este caso.

3.2 Tasa de circulación de solución acuosa de glicol pobre

Como se mostró en la Figura 4, el sistema de deshidratación de gas natural se simulo en lazo abierto. Las corrientes S13 y S11 deberían ser iguales, ya que estas representan el reciclo de glicol pobre que va hacia el absorbedor. En la Tabla 6 se muestra los resultados obtenidos. Se puede apreciar que el flujo másico está por

encima de un 20% del valor supuesto, mientras que la temperatura y presión no muestra variación. Otro hecho que es de resaltar es la composición molar de ambas corrientes el glicol pobre de reciclaje (S11) presenta mayor pureza de TEG con respecto a la corriente S13.

TABLA 6
Convergencia de la tasa de recirculación de solución acuosa de glicol pobre

	S13 Glicol Pobre		S11 Glicol Pobre Reciclo	
Temperature °F	90		90	
Pressure PSIA	600		600	
Vapor Frac	0		0	
Mole Flow lbmol/hr	7,63		8,08	
Mass Flow lb/hr	1000		1200,76	
Enthalpy BTU/lbmol	11355,95		13119,39	
	Flujo Molar lbmol/h	Frac Molar	Flujo Molar lbmol/h	Frac Molar
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
H2O	1,11	0,1454	0,10	0,0127
TEG	6,52	0,8546	7,98	0,9873
C1	0	0	0	0
C2	0	0	0	0
C3	0	0	0	0

3.3 Carga calorífica y de trabajo en el proceso de deshidratación

La planta de deshidratación de gas natural requiere de fuentes de energía y trabajo para desarrollar un adecuado funcionamiento operacional. Las fuentes son el intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre, el condensador, el rehervidor, el enfriador y la bomba. La Tabla 7 muestra los resultados de las cargas caloríficas y del trabajo.

TABLA 7
Calor y Trabajo en los equipos de la unidad de deshidratación

	Calor(E3) Glicol R/P	Calor Cond.	Calor Reher.	Calor(E4) Enfria.
QCALC		-		
MMBtu/hr	0,1058	0,0088	0,1996	0,0444
Ti °F	114	107,92	340	161
Tf °F	289	98,40	398	80

	Trabajo Bomba
POWER hp	1,05

3.4 Columna de absorción

La Tabla 8 muestra los resultados del cierre del balance de materia y energía de la columna de absorción. Como puede verse el cierre del balance de materia y energía es satisfactorio.

TABLA 8
Cierre del balance de materia y energía de la columna absorción

Tipo	Fase	De Plato	A Plato	Fracc Liq	Flujo lbmol/h	Calor MMBtu/h
Alim	S4	LIQ	1	1	11,78	0,1529
Alim	S3	VAP	6	0	4720,57	6,7519
Prod	S5	VAP	1		4715,57	6,7577
Prod	S6	LIQ	6		16,78	0,1480
Balance molar total (Alim-Prod)					5,507E-14	
Balance energía total (Hent – Hsal)						-9,107E-4

En el proceso de absorción sólo el H₂O cambia de fase, es decir, el soluto en fase gas pasa a la fase líquida. La tabla 9 muestra las fracciones de recuperación de los componentes en el tope y fondo de la columna. Se puede observar que existe un cambio, en la corriente S6 del fondo de la columna, se aprecia que el soluto H₂O se concentra en un 95,25%. Pero a su vez, existe un arrastre apreciable de la solución acuosa de glicol por el tope y de igual forma existe un arrastre de hidrocarburos leves por el fondo de la columna. Por lo tanto, el contenido de agua en el gas seco cumple con la especificación (< 7 lb H₂O/MMscf) y se logra una recuperación de 4,749% H₂O que es equivalente a 3 lb H₂O/MMscf.

TABLA 9
Fracción de recuperación en la columna de absorción

Productos	Corriente	
	Tipo	No. Plato
S5	Tope	1
S6	Fondo	6
Comp.		
C1	99,993	0,007
C2	99,982	0,018
C3	99,959	0,041
CO2	99,907	0,093
N2	99,994	0,006
H2O	4,749	95,251
TEG	0,017	99,983

Los perfiles de la columna contactora representan los cambios que sucede internamente dentro de la columna de absorción y representa el equilibrio de etapa por etapa.

En la Figura 5 muestra el perfil de temperatura en función del número de etapas de la columna de absorción. La etapa 1 representa el tope de la columna mientras que, la etapa 6 representa el fondo de la columna es decir, el tope la salida del gas seco y por fondo el glicol rico. Se observa que la temperatura aumenta hacia el tope de la columna; la causa es el calor de absorción desprendido por el paso del soluto de la fase gas (H_2O) a la fase líquida. El calor desprendido aumenta el calor sensible de la corriente líquida que recibe por la interface la mayor parte del calor absorbido. La temperatura permanece constante a lo largo de la columna y tiene un valor de $91,8^{\circ}F$, esto se debe a que el contenido de agua en el gas natural es muy diluido.

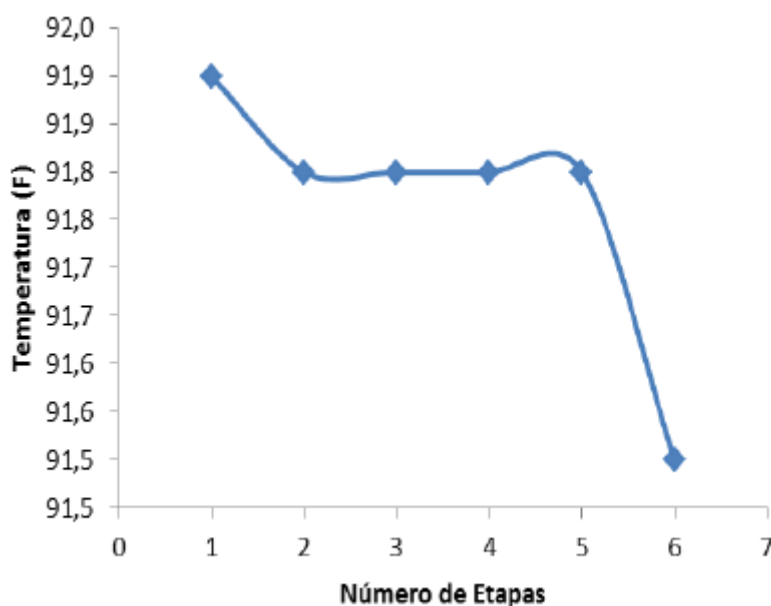


FIGURA 5
Perfil de temperatura

En la figura 6 se muestra el perfil de presión en función del número de etapas de la columna de absorción. Se observa que es en forma lineal y aumenta a medida que se aleja del tope de la columna. Esta columna presenta una caída de presión de 4 psi.

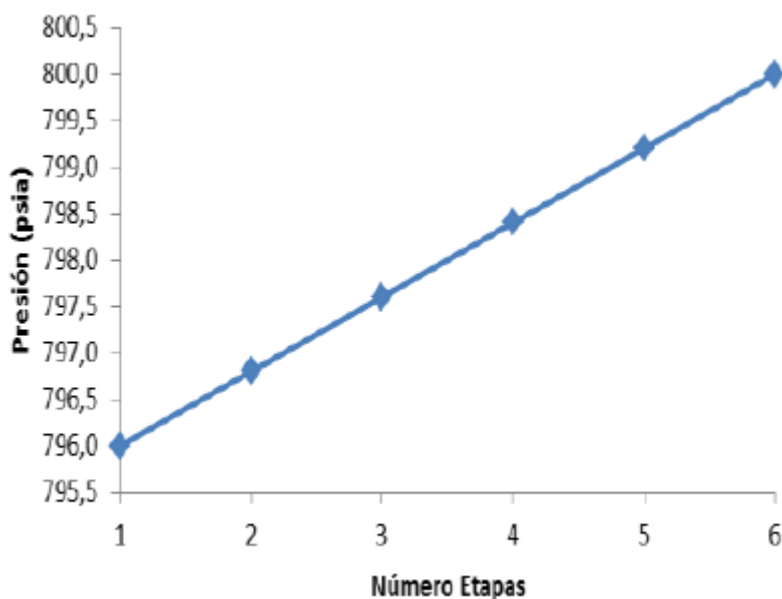


FIGURA 6
Perfil de Presión

La variación de los caudales de vapor y líquido dentro de la columna se muestra en la Figura 7. Se observa que estos flujos representan un flujo constante, esto se debe a que el proceso de absorción del soluto H_2O hace incrementar el flujo de líquido. Las curvas de vapor y líquido son de forma S observándose mayor absorción en los platos del fondo.

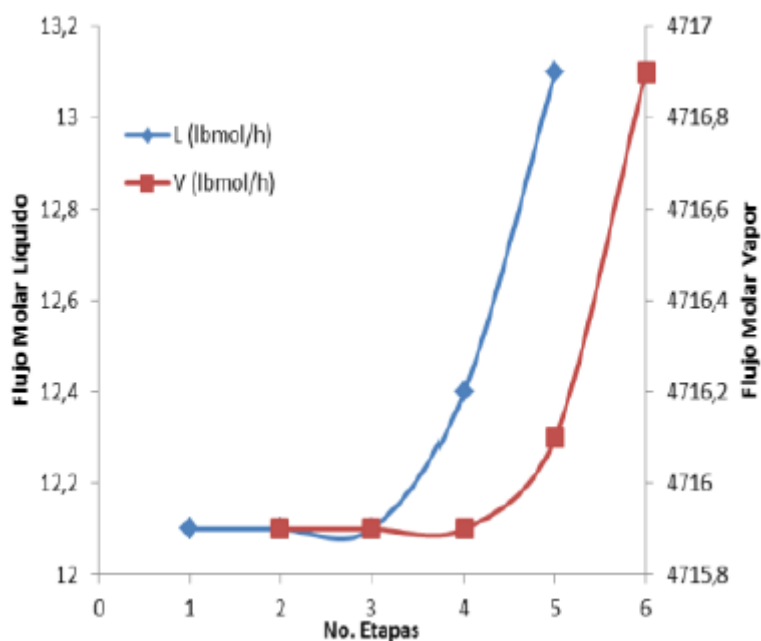


FIGURA 7
Perfil del flujo molar líquido y vapor

El caudal de vapor que entra por el fondo de columna disminuye mientras que el caudal de líquido que entra por el tope aumenta. En consecuencia, esta disminución en la fase vapor se debe a que el soluto (H_2O) se transfiere al caudal de líquido en forma unidireccional. Por lo tanto, el gas seco sale a una concentración baja de H_2O mientras que, el glicol rico sale con una alta concentración de H_2O .

La separación en una columna de absorción depende de la razón L/V se pueden esperar considerables cambios en los caudales sin variar mucho L/V y, por tanto, la separación de etapa a etapa. En la Figura 8 se muestra la relación L/V en función del número de etapas. Como puede observarse esta relación es menor de 1 ($L/V < 1$) y se mantiene constante en casi todas las etapas.

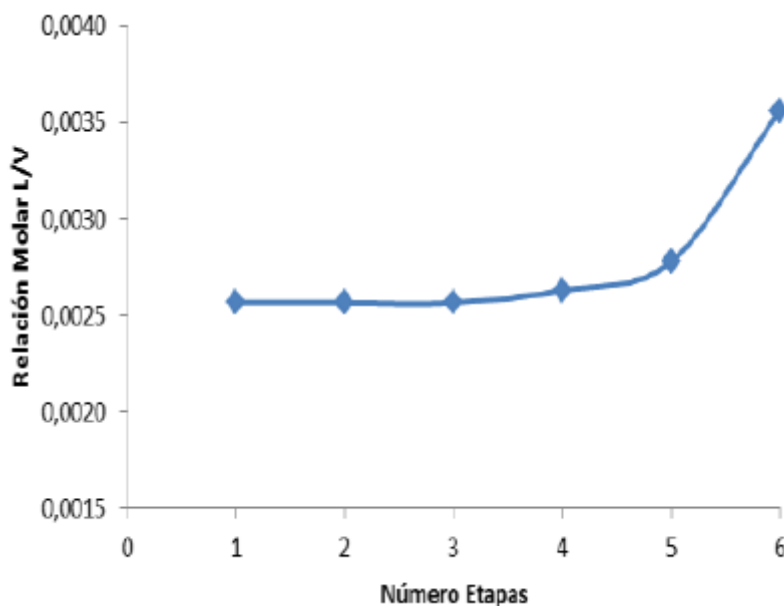


FIGURA 8
Perfil del flujo molar líquido y vapor

Esta variación de L/V de 0,026 es constante a lo largo de la columna en un 90% en total; por consiguiente, es típico en procesos de absorción este comportamiento donde el soluto presenta una baja concentración o está muy diluida.

En la Figura 9 se muestra el perfil de composición molar del H_2O en fase vapor. Se observa que la absorción del H_2O es muy rápida en el fondo de la columna. La concentración de H_2O que sale por el tope de la columna está por debajo de 7 lb H_2O /MMscf.

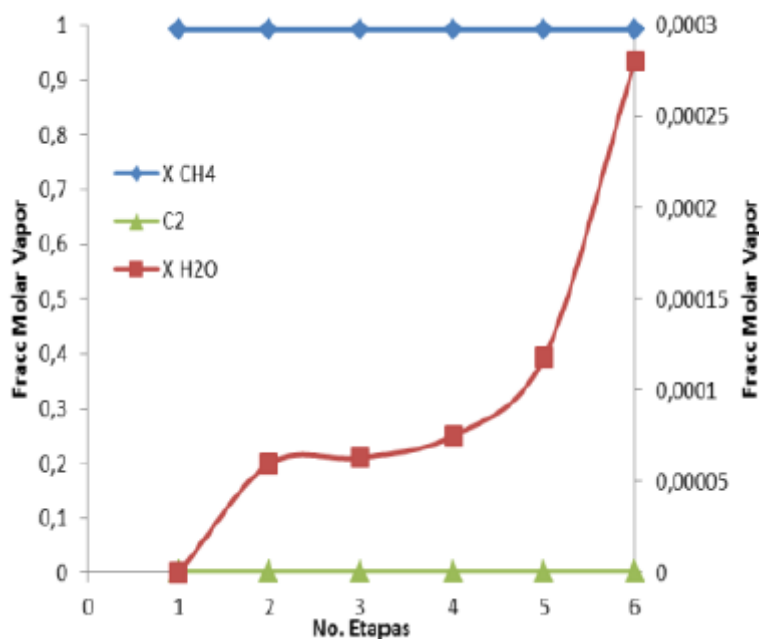


FIGURA 9
Composición molar en fase Vapor

En la Figura 9 se muestra la composición molar de los hidrocarburos en función de los números de etapas. Las cantidades de metano y etano absorbidas en el líquido, aun-que pequeña, se observa que su composición molar en fase vapor es constante.

Con respecto a la fase líquida, la Figura 10 muestra la absorción del soluto (H_2O) en la fase líquida en función del número de etapas de la columna. Se observa que la absorción de H_2O es rápida en el fondo de la columna, es decir la cantidad de agua aumenta en el fondo. El glicol rico atrapa la mayor cantidad de agua ya que, la razón 2 gal TEG/lb H_2O es satisfactoria para lograr su objetivo de separación. La concentración de H_2O en el glicol rico es de 33,28 % molar.

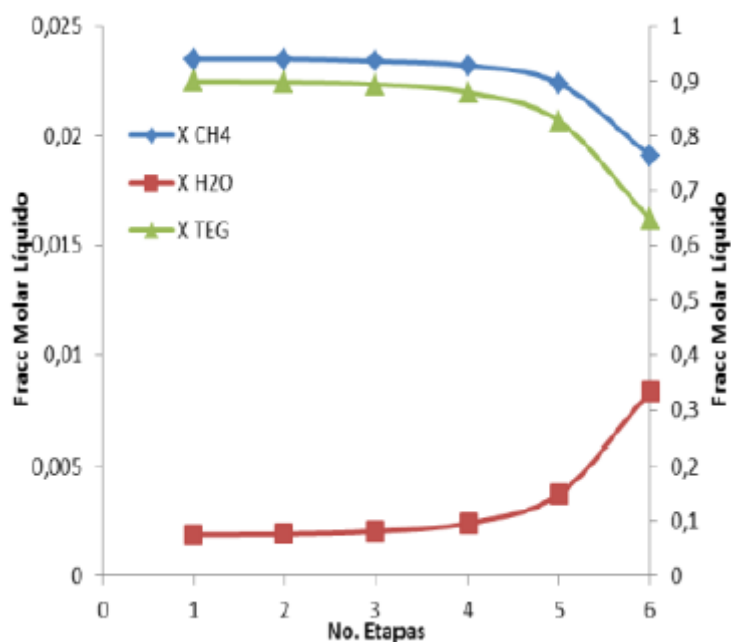


FIGURA 10
Composición molar en fase Líquida

3.5 Columna de regeneración

En la Tabla 10 se muestra la convergencia del balance de materia y energía. La última fila representa la diferencia relativa la cual nos indica una convergencia excelente para esta operación unitaria.

TABLA 10
Cierre del balance de materia y energía de la columna regeneradora

Tipo	Fase	De Plato	A Plato	Frac Molar Líq	Flujo lbmol/h	Calor MMBtu/h
Alim	S15	L+V	2	0,93	10,72	0,2041
Prod	S17	VAP	1		4,40	0,1070
Prod	S20	LIQ	3		6,32	0,2993
Balance molar total (Alim-Prod)					0,00	
Balance energía total (Hent – Hsal)						9,058E-8

Las fracciones de recuperación representan la distribución de los componentes en el tope y fondo de la columna regeneradora. La Tabla 11 muestra los valores de las fracciones de recuperación tope y fondo de la columna. La recuperación de H₂O por el tope es de 98,95% y de TEG es de 3,834%.

TABLA 11
Porcentaje de recuperación en la columna regeneradora

Comp.	Productos	
	Corriente Tipo	No. Plato
	S17 Tope 1	S20 Fondo 6
C1	100	0,0
C2	99,99	0,0
C3	99,998	0,002
CO2	99,998	0,002
N2	100	0,0
H2O	98,95	1,049
TEG	3,834	96,166

Por el fondo se recupera el glicol TEG y esta corriente representará el glicol pobre que se recircula a la columna de absorción los porcentajes molares de recuperación son 96,1% TEG y 1,049% H₂O.

La columna regeneradora presenta también los perfiles de temperatura, de composición molar para el vapor y líquido del H₂O y TEG y además los flujos molares de líquido y vapor. La Figura 11 muestra en una forma resumida los perfiles de la columna en función del número de etapas.

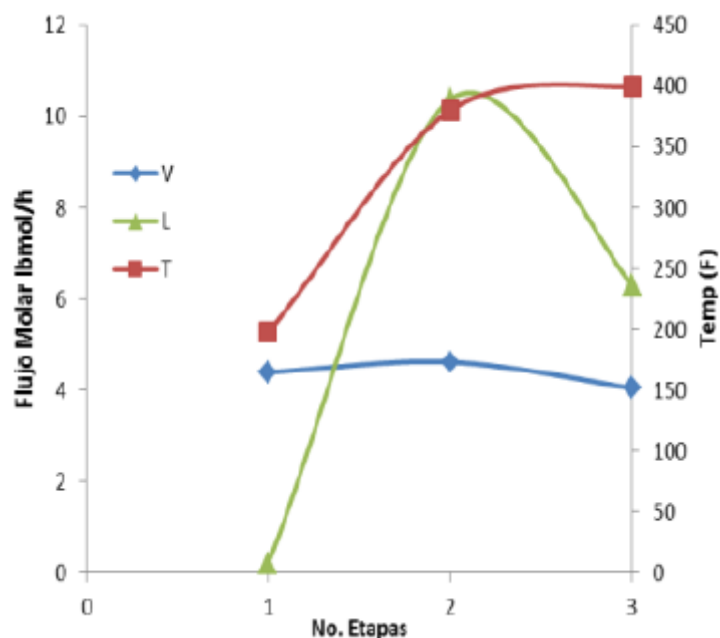


FIGURA 11
Perfiles de la columna Regeneradora

La Figura 11 muestra el perfil de temperatura en función de los números de etapas. Se observa que la temperatura de fondo o rehervidor tiene un valor de 400°F. Este valor está en el límite del valor de la temperatura permisible, ya que valores más altos indica degradación del glicol.

La Figura 11 muestra el flujo molar de vapor y líquido dentro de la columna de destilación. Se puede observar que la relación L/V en el plato de alimentación es de 2,245.

En la Figura 12 representa las composiciones en masa del líquido y vapor para el H₂O y TEG. Se observa que el H₂O se concentra rápidamente en el tope de la columna, mientras que por el fondo se concentra el glicol. La regeneradora logra obtener una concentración del 99,92% en peso de TEG, el cual es una concentración muy adecuada para el proceso de deshidratación.

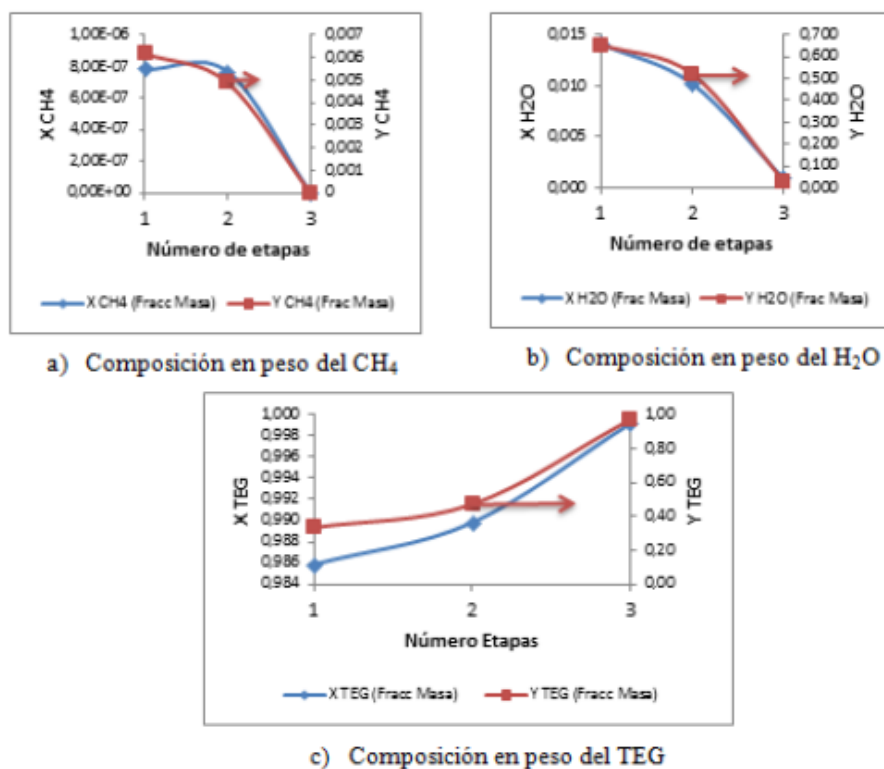


FIGURA 12
Perfiles de la columna regeneradora

3.6 Análisis de sensibilidad

En esta sección se analizó el comportamiento de la simulación de la columna de absorción para separar el agua frente a cambios en las variables críticas del proceso, tales como: Número de platos en el absorbedor, Concentración de TEG pobre, Circulación de TEG, Temperatura entrada del gas natural, y presión de entrada del gas natural.

3.6.1 Efecto del número de etapas del absorbedor sobre el contenido de agua en el gas seco a dos concentraciones de TEG

En las figuras 12 y 13 se muestra el efecto del número de etapas sobre el contenido de agua en el gas seco usando 98 % en peso de TEG y 99 % en peso de TEG en función de la variación de la relación másica TEG/GAS alimentado a una presión de 500 psia.

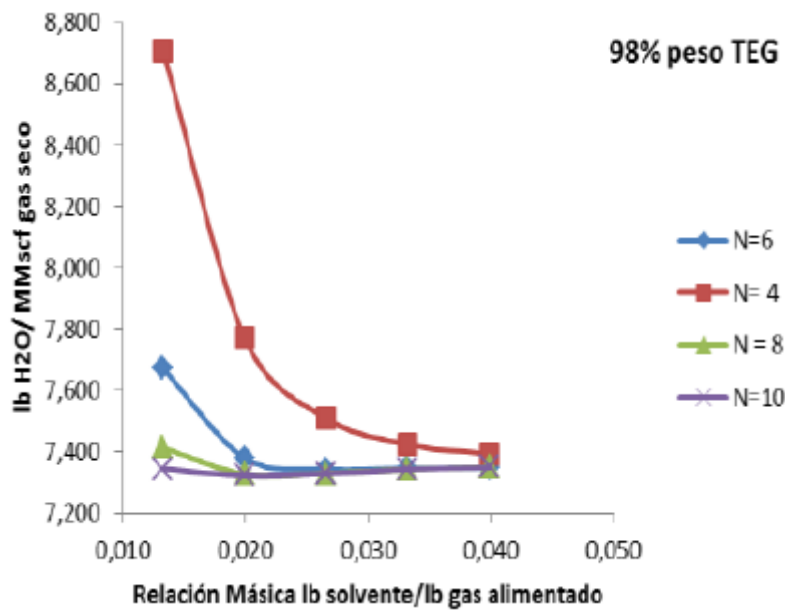


FIGURA 13

Efecto del número de etapas sobre el contenido de agua en el gas seco usando 98 % en peso TEG

Cuando se utiliza un número de etapas mínimo $N=4$, el contenido de agua en el gas seco disminuye a medida que aumenta el flujo másico de TEG pobre, pero no se alcanza la especificación de menor o igual a 7 lbH₂O/MMscf de gas seco. Si se aumenta el número de etapas mayor de 4 se observa que el contenido de agua presente en el gas seco permanece constante a medida que se va aumentando el flujo de TEG pobre, esto es indicativo de que el solvente TEG pobre se saturó y no absorberá más agua proveniente del gas húmedo y la especificación no se logra, que sea menor o igual a 7 lbH₂O/MMscf. Por lo tanto, se recomienda una concentración más alta de TEG.

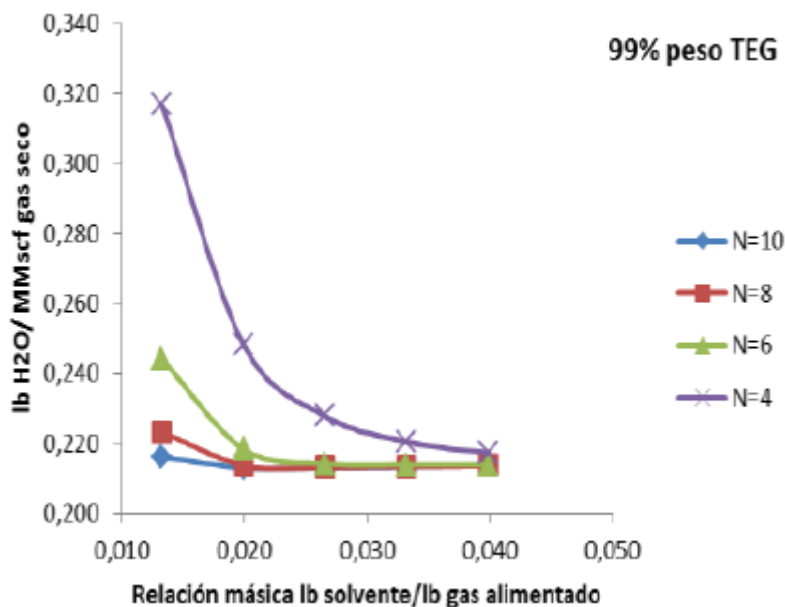


FIGURA 14

Efecto del número de etapas sobre el contenido de agua en el gas seco usando 99 % en peso TEG

En la Figura 14 se muestra los resultados al aumentar la concentración de TEG de 98% en peso a 99% en peso. Cuando el número de etapas es mínimo ($N=4$) y máximo ($N=10$) el contenido de agua presente en el gas seco disminuye y cumple la especificación de menor igual a $7 \text{ lbH}_2\text{O/MMscf}$. Por consiguiente, se tomó un número de etapas de $N=6$ para la simulaciones siguientes.

3.6.2 Efecto de la presión de entrada del gas natural

La relación calculada de $\text{lbH}_2\text{O/MMscf}$ a la entrada del gas natural para cada presión estudiada se muestra en la Tabla 12. Se observa que a medida que aumenta la presión el contenido de agua disminuye a una temperatura constante.

TABLA 12
Contenido de agua en el gas natural de entrada

P (psia)→ t (°F)↓	W(lbH ₂ O/MMscf)			
	400	500	600	700
80	72,71	57,63	48,70	42,92
85	86,63	67,76	56,92	50,12
90	103,22	79,67	66,53	58,51
95	122,97	93,68	77,77	68,32

Se puede decir que, se remueve menos agua si el gas de entrada viene a presiones altas. La Figura 15 muestra el efecto de la presión de entrada del gas natural en función de contenido de agua presente en el gas seco a dos concentraciones de TEG. A medida que aumenta la presión el contenido de agua en el gas seco disminuye. Si se compara entre las concentraciones de 98 y 99% de TEG, la concentración de 98% permite alcanzar la especificación de $7 \text{ lbH}_2\text{O/MMscf}$, mientras que, usar la concentración de 99% de TEG, se obtiene valores muy por debajo de la especificación. Por lo tanto, para presiones mayores de 400 psia y concentración de TEG 99% sería el mejor caso para remover agua y cumplir la especificación.

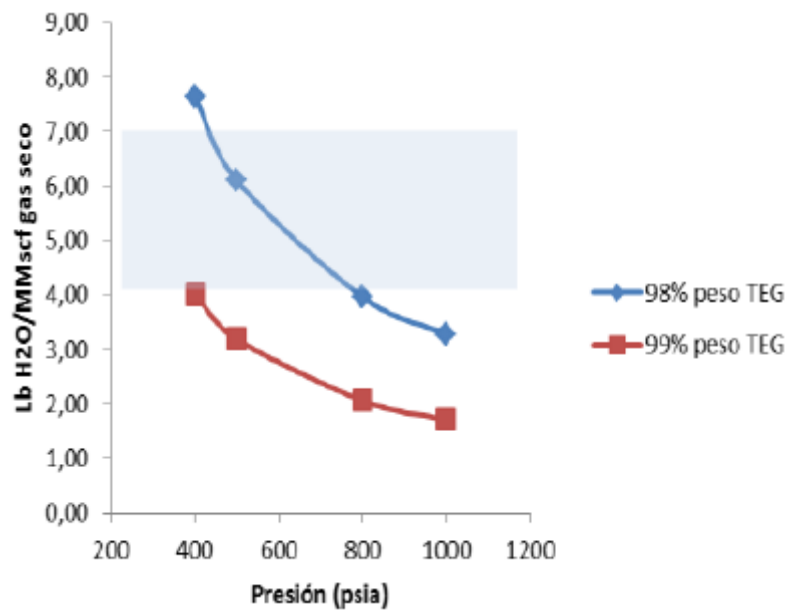


FIGURA 15
Efecto de la Presión del gas natural a dos concentraciones de TEG

Adicionalmente, a altas presiones se requieren diámetros de torre más bajos, esto se debe a que se usa un menor caudal, trayendo consigo una menor velocidad y por último un diámetro menor.

3.6.3 Efecto de la temperatura de entrada del gas

Según los fundamentos teóricos, la temperatura de la TEG pobre varía de la siguiente manera:
 $T_{TEG} = T_{GNentrada} + 10$.

Para el caso estudiado la temperatura mínima de gas de entrada al absorbedor es de 80 y la máxima de 100°F, con la finalidad de alejarse de los puntos de hidratación o formación de hielo. La temperatura mínima y máxima para el TEG pobre usando la ecuación fue de 90 y 110°F, respectivamente.

En las Figuras 16 y 17 se muestra el efecto de la temperatura de entrada en función del contenido de agua en el gas seco a dos concentraciones de TEG y manteniendo un número de etapas constante $N=6$.

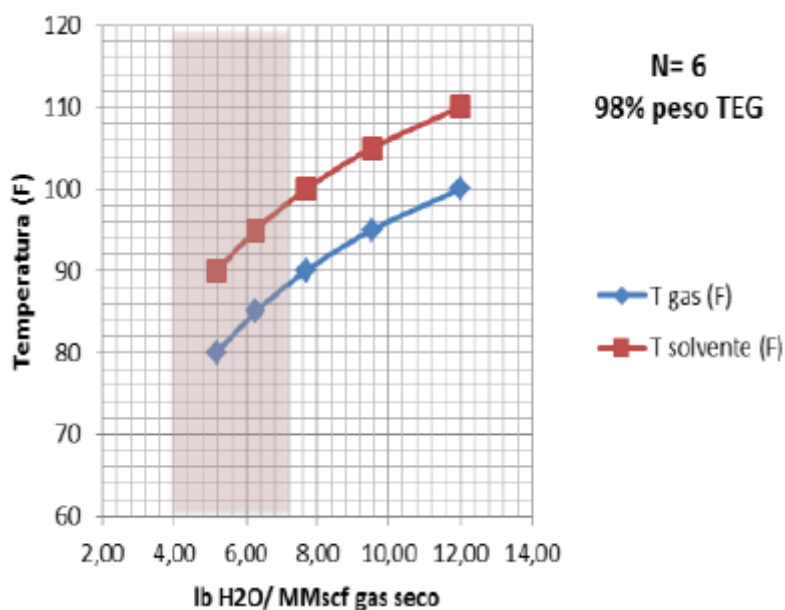


FIGURA 16
Efecto de la temperatura de entrada a 98% en peso TEG y N=6

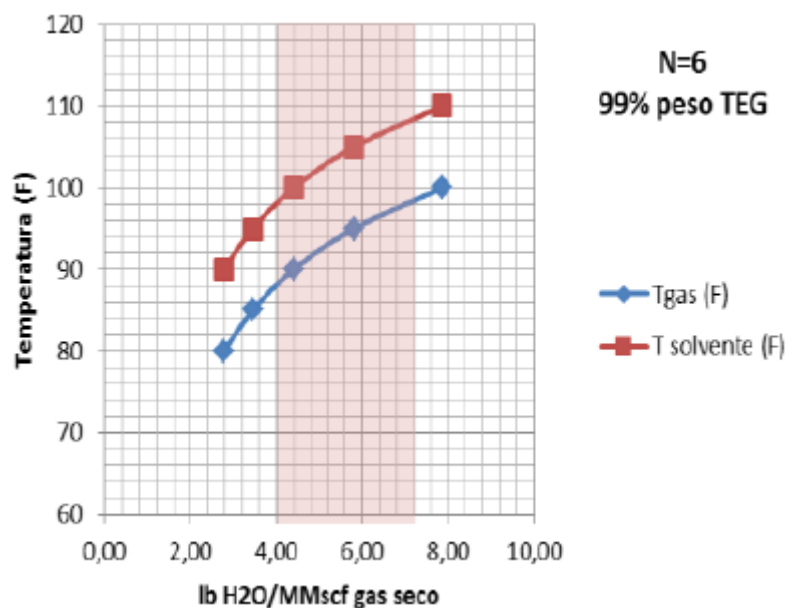


FIGURA 17
Efecto de la temperatura de entrada a 99% en peso TEG y N=6

En la Figura 16, se observa que en el intervalo de temperatura de 80-90°F se logra obtener la especificación del gas seco de salida para una concentración de 98% en peso de TEG. Mientras que, por encima de este intervalo de temperatura el gas seco sale fuera de especificación debido a que el gas de entrada viene muy caliente, por lo cual no permite una absorción efectiva del TEG.

En la Figura 17 se observa que en el intervalo de 90-100°F se logra cumplir con la especificación del gas de salida para una concentración de TEG en peso del 99%. Por lo tanto, se puede decir que este intervalo es el más satisfactorio para la absorción del contenido de agua presente en el gas natural a estas concentraciones de TEG estudiada.

3.6.4 Efecto de la circulación de TEG

Este efecto es importante, ya que la variable más fácil de ajuste en una columna de absorción es aumentar o disminuir el caudal de TEG (gal/h). La relación gal/lbH₂O representa los galones de TEG usados para remover una cantidad de agua presente en el gas natural. El usar esta variable se debe recordar lo siguiente:

El TEG es un alcohol utilizado para deshidratar el gas natural por sus características higroscópicas, formando asociación intermolecular con el agua.

El TEG además de absorber agua también absorbe me-tano.

Se debe tener cuidado que, a mayor flujo de TEG que se recircula en el proceso mayor cantidad de metano será absorbido. En este proceso se debe mantener un flujo de TEG que sea óptimo para alcanzar una buena deshidratación.

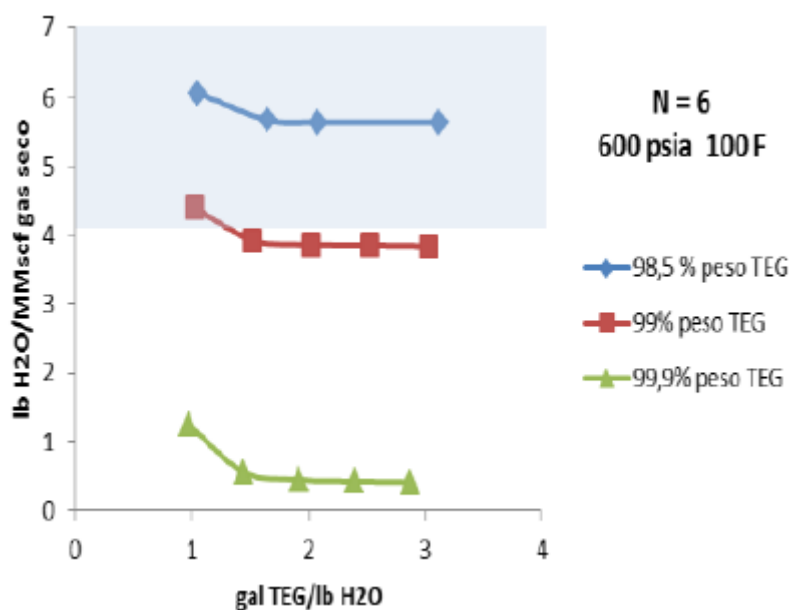


FIGURA 18

Efecto del gal TEG/lb H₂O en función LbH₂O/MMscf de gas seco a tres concentraciones en peso de TEG

Teniendo presente lo anterior, la figura 18 representa el contenido de agua en el gas seco (lb H₂O/MMscf) en función de los galones TEG/lb H₂O a tres concentraciones de TEG. Se observa que a medida que se aumenta el caudal volumétrico de TEG el contenido de agua en el gas seco disminuye. A partir de 2 gal TEG/lb H₂O la remoción permanece constante. Al comparar el uso de diferentes concentraciones de TEG se observa que 98,5 y 99 % en peso de TEG cumple la especificación del gas seco de salida, mientras que usar una concentración por encima del 99 % se logra una mejor calidad del gas seco de salida del proceso de deshidratación.

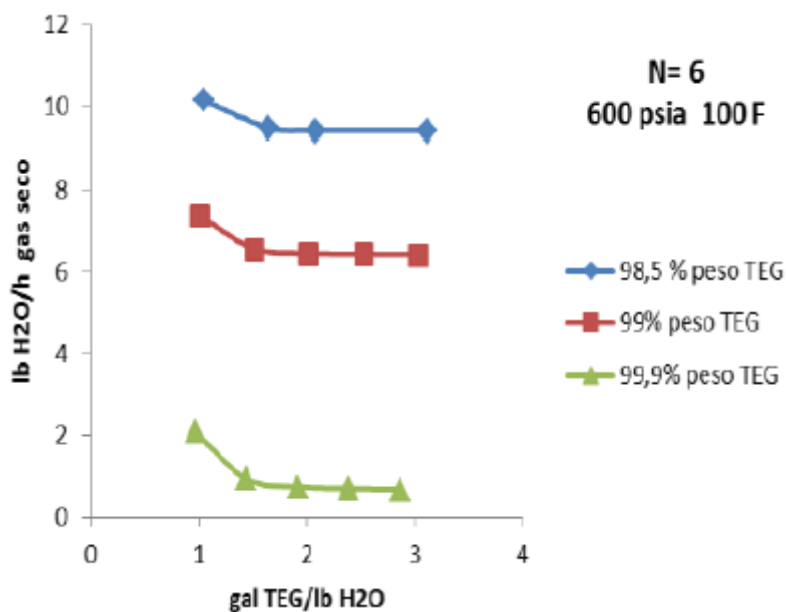


FIGURA 19

Efecto del gal TEG/lb H₂O en función LbH₂O/h de gas seco a tres concentraciones en peso de TEG

En la Figura 19 se presenta la variación del flujo másico de agua que sale por el tope de columna variando los galones TEG/Lb H₂O a diferentes concentraciones de TEG. Se observa que a partir de 2gal/lbH₂O el flujo másico de H₂O que sale por el tope permanece constante. Con respecto a la concentración de TEG se obtiene que a medida que aumenta la concentración el caudal de agua que sale por el tope también disminuye. La Figura 8 muestra el porcentaje de remoción de agua, observando que a la concentración de 99,9% en peso de TEG se logra la mayor remoción, seguida de 99% en peso de TEG y por último para 98,5% en peso TEG. Igual que los otros gráficos a partir de 2 gal/lbH₂O permanece constante la remoción de agua.

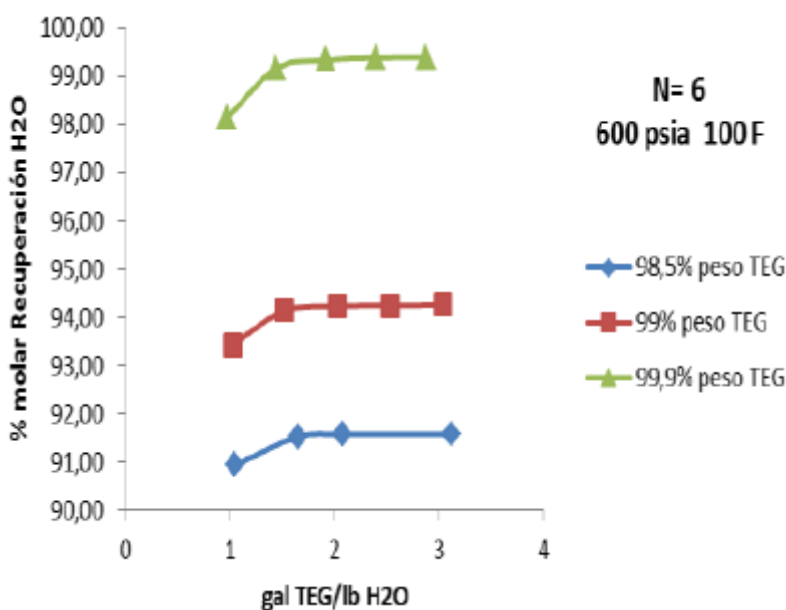


FIGURA 20

Efecto del gal TEG/lb H₂O en función % molar de agua recuperada a tres concentraciones en peso de TEG

4 CONCLUSIONES

Se realizó la simulación del proceso de deshidratación del gas natural tanto, el proceso de absorción como, el proceso de regeneración del glicol.

Con el uso del software PRO II/Provision, se diseñó una planta de deshidratación de gas natural; las condiciones del proceso y las composiciones se introdujeron y simularon. Los resultados obtenidos muestran que el contenido de agua en la corriente de gas natural seco puede reducirse al límite de especificación para el transporte por gasoductos.

Se utilizó como glicol la trietilenglicol (TEG), el cual es un alcohol utilizado para deshidratar el gas natural por sus características higroscópicas, formando asociación intermolecular con el agua.

El balance de materia y energía cerró satisfactoriamente. Se cumplió que el gas seco sea menor o igual a 7 lb H₂O/MMscf para su disposición en gasoductos o procesa-miento.

Se encontró que para una recuperación del 94,5% molar de H₂O, en la torre de absorción, del gas natural húmedo, las condiciones de operación de la torre deben ser mayor de 500 psia y 90°F, la relación (L/G) de operación dependerá del número de etapas de la torre, para este caso se tiene 6 etapas teóricas. Mientras que en el regenerador, las condiciones de operación deben ser de 14,7 psia y 215 °F en el tope de columna con una obtención de 98,45 % molar H₂O y por el fondo se obtiene una concentración molar de TEG de 91,66 % molar.

Se obtuvo en todos los casos la temperatura en el rehervidor por debajo o igual a 400°F, la cual permite evitar la degradación del glicol.

La presión tiene una gran influencia en la absorción de agua, logrando una mejor remoción de agua por encima de 400 psia y 2 gal/lb H₂O a una concentración de 98 % en peso TEG.

La temperatura de entrada del gas natural húmedo tiene una gran influencia en la remoción de agua, logrando establecerse un rango de temperatura 80-100°F como el intervalo más óptimo para lograr la especificación del gas de salida.

La tasa de circulación de 2 gal/lb H₂O representa el valor más óptimo para lograr una remoción representativa y cumplir con la especificación, por encima de este valor la remoción permanece constante, por lo cual se hace innecesario su gasto.

El análisis paramétrico permite identificar las variables que pueden ser manipuladas para conseguir un funcionamiento cuasi óptimo del proceso de deshidratación usando glicol. Para este caso se obtuvo el flujo mínimo de la solución acuosa de glicol (TEG) para las diferentes concentraciones estudiadas.

REFERENCIAS

- Abdulrahman R, Sebastine I, 2013, Natural Gas Dehydra-tion Process Simulation and Optimization: A Case Study of Khurmala Field in Iraqi Kurdistan Region, World Academy of Science. Engineering and Technology International Journal of Chemical and Molecular Engineering Vol: 7, No:6, pp. 350-353.
- Bahadori A, Hajizadeh Y, Vuthaluru H, Tade M, Mokhatab S, 2008, Novel approaches for the prediction of density of glycol solutions. Journal of Natural Gas Chemistry 17 pp. 298–302.
- GPSA 2004, Gas processors and suppliers association engi-neering databook. Tulsa, OK, USA.
- Hubbard R, y Campbell J, 2000, An appraisal of gas dehy-dration processes. *Hydrocarbon Eng.* 5 pp.71–77.
- Kohl A, Riesenfeld F, 1985, Gas Purification, Four Edition. Gulf Publising Company Editions. Houston, Texas, E.U. pp. 29-109.
- Khosravanipour M, Rahimpour M, Shariati A, 2009, Va-por-liquid Equilibria of water +TriethyleneGlycol (TEG) and water + TEG + toluene at 85 kPa. J. Chem. Eng. Data 54, pp. 876-881.

- Martínez Marcías J, 1995, Deshidratación del gas natural, Ingeniería de gas, principios y aplicaciones, Ingenieros Consultores S.R.L., Maracaibo, Venezuela: pp.1-150.
- Mohammad A, 2009, Natural gas dehydration using triethy-lene glycol (TEG). M.Sc. Thesis, Pahang University, Malaysia. pp. 40-80.
- ObaniJesu E, 2009, Modeling the H₂S contribution to inter-nal corrosion rate of natural gas pipeline, Energ. Sources, Part A, 31, pp.348-363.
- Partho SR, Ruhul Amin M, 2011, Aspen-HYSYS Simula-tion of Natural Gas Processing Plant., Journal of Chemical Engineering, IEB Vol. ChE. 26, No. 1, December, pp 62-79.
- Rahimpour M, Saidi M, Seifi M, 2013, Improvement of natural gas dehydration performance by optimization of operating conditions: a case study in Sarkhun gas processing plant, J. Nat. Gas. Sci. Eng. 15, pp. 118-126.
- Stewart M, Arnold K, 2011, Gas dehydration Field Manual. Houston: Gulf Professional Publishing, pp. 40–77.