

Artículo Original

**ANÁLISIS DE LA INFLUENCIA DE PARÁMETROS
OPERACIONALES DEL REGENERADOR DE AMINAS PARA
SUMINISTRAR H₂S A LA UNIDAD DE AZUFRE**

**ANALYSIS OF THE INFLUENCE OF OPERATIONAL PARAMETERS
OF THE AMINES REGENERATOR TO SUPPLY H₂S
THE SULFUR UNIT**

Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas ^{1*} <https://orcid.org/0000-0002-2128-6146>

Luis Ernesto García Conde ¹ <https://orcid.org/0000-0003-1508-0077>

Rosemary Morejón Gil ¹ <https://orcid.org/0000-0001-6619-5320>

¹ Refinería Cienfuegos S.A. Finca Carolina, km 3 ½. Código Postal 55400, Cienfuegos, Cuba.

Recibido: Diciembre 27, 2021; Revisado: Enero 20, 2022; Aceptado: Febrero 15, 2022

RESUMEN

Introducción:

Para que el regenerador de aminas pueda suministrar H₂S a la unidad recuperadora de azufre, es necesario aumentar la presión de operación de dicha torre, este proceso puede ocasionar problemas operacionales, degradación o pérdidas del inventario de amina, etc.

Objetivo:

Analizar la influencia de los parámetros operacionales del regenerador de aminas para suministrar H₂S a la unidad recuperadora de azufre.

Materiales y Métodos:

Para la evaluación del regenerador de aminas, se obtienen las características de las corrientes, los productos y especificaciones técnicas de cada uno de los equipos que intervienen. Con estas características se elabora el diagrama de flujo de información y luego se valida el modelo de simulación respecto a los parámetros de diseño de dicho regenerador. El simulador utilizado es el *CHEMCAD*, pues contiene el paquete termodinámico de amina, necesario para la simulación de dicho regenerador.

Resultados y Discusión:

La presión del regenerador de amina puede variar en un rango entre 1,91E+005 - 2,26E+005 Pa, obteniéndose una composición del H₂S en la corriente de gas entre 24,36



Este es un artículo de acceso abierto bajo una Licencia *Creative Commons* Atribución-No Comercial 4.0 Internacional, lo que permite copiar, distribuir, exhibir y representar la obra y hacer obras derivadas para fines no comerciales.

* Autor para la correspondencia: Gabriel O. Lobelles, Email: globelles58@gmail.com



- 23,90 kmol/h y en la corriente de amina pobre una composición de la misma entre 144,898 – 144,899 kmol/h. La temperatura para los parámetros descritos no supera el valor de 121,7 °C, lo que elimina la posibilidad de la degradación de la amina y por ende pérdidas.

Conclusiones:

Se ha demostrado teóricamente que es posible, en este rango de presión, la entrada de la corriente de gas ácido (H₂S) al tambor de materia prima de la unidad recuperadora de azufre.

Palabras clave: amina; gas ácido; regenerador.

ABSTRACT

Introduction:

In order that the amine regenerator can supply H₂S to the sulfur recovery unit, it is necessary to increase the operating pressure of this tower. This process could cause operational problems, degradation or amine inventory loss, among other drawbacks.

Objective:

To analyze the influence of the amine regenerator operational parameters to supply H₂S to the sulfur recovery unit.

Materials and Methods:

For the evaluation of the amine regenerator, the characteristics of the streams, products and technical specifications of the involved equipment are obtained. With these characteristics, the information flow diagram is prepared and then the simulation model is validated with respect to the design parameters of the regenerator. The CHEMCAD simulator is used, since it contains the amine thermodynamic package, necessary for the simulation of said regenerator.

Results and Discussion:

The pressure of the amine regenerator can vary in a range between 1.91E+005 – 2.26E+005 Pa, obtaining a composition of H₂S in this stream between 24.36 – 23.90 kmol/h and in the final amine stream a composition between 144.898 – 144.899 kmol/h. The temperature for this described parameters does not exceed the value of 121.7 °C, which eliminates the possibility of degradation of the amine and therefore losses.

Conclusions:

It has been shown theoretically that it is possible, in this pressure range, for the acid gas stream (H₂S) to enter the raw material drum of the sulfur recovery unit.

Keywords: amine; acid gas; regenerator.

1. INTRODUCCIÓN

La ampliación tecnológica de la Refinería de Cienfuegos, Cuba, traerá consigo un incremento en los niveles de H₂S en los productos y corrientes gaseosas procedentes de las unidades de endulzamiento de gas y, por consiguiente, un incumplimiento de la norma de emisiones gaseosas aprobada para el proyecto (IFC, 2007).

Para mitigar este efecto se prevé la puesta en operación de una unidad recuperadora de

azufre (SRU) que se alimentará del gas ácido procedente de la unidad despojadora de aguas ácidas (SWS), unidad de Endulzamiento de Gases Ácidos (GSU) y de la Unidad Regeneradora de Amina existente (ARU), (Lobelles y col., 2016).

Sin embargo, para lograr que la corriente de gas ácido proveniente de la regeneradora de amina existente, se pueda integrar a la alimentación de la unidad SRU, se hace necesario aumentar la presión de operación de la torre regeneradora. Este proceso puede ocasionar problemas operacionales, degradación o pérdidas del inventario de amina, entre otros inconvenientes.

El endulzamiento de gases de una refinería es el proceso utilizado para la remoción de los gases de H₂S y el CO₂ del gas contaminado (ácido) proveniente de unidades de proceso, con el fin de producir un gas combustible con las especificaciones requeridas para su uso, teniendo en cuenta, que estos compuestos son gases que ocasionan problemas en el procesamiento del gas, así como, también problemas de corrosión, olores perniciosos, emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida, entre otros (Boyun et al., 2007).

En dicho proceso se produce la absorción del gas ácido en una solución acuosa de amina. La corriente de gas a endulzar y la corriente de amina se ponen en contacto en una torre absorbadora. En esta torre los componentes ácidos del gas reaccionan con la amina y forman un complejo que es soluble en la fase líquida (Haghtalab, 2010). Para que la reacción se lleve a cabo se deben cumplir las siguientes condiciones: presión elevada y temperatura baja (Behroozsarand y Zamaniyan, 2011). Por el tope de esta torre se obtiene una corriente de gas dulce, y por el fondo se obtiene una corriente de amina rica. A fines de minimizar costos de operación y de mitigar la contaminación al medio ambiente se regenera la corriente de solvente. Para ello, se alimenta la corriente de amina rica a una torre regeneradora donde se lleva cabo la desorción de los componentes ácidos. Las condiciones de esta torre regeneradora son opuestas a las condiciones de la torre absorbadora. La corriente de amina pobre se enfría y presuriza para realimentarla a la torre absorbadora (Wankat, 2008).

Los procesos de remoción de gases ácidos utilizados en las refinerías son realizados con objetivos operacionales, para la obtención de hidrógeno y por razones medioambientales (remoción azufre). La quema de H₂S conlleva a la aparición de SO₂ que junto al NO_x provocan las lluvias ácidas que son producidas por la exposición de los compuestos anteriormente citados con la humedad atmosférica mediante la cual se forma ácido sulfúrico diluido. Este compuesto también causa excesiva corrosión en los metales y estructuras industriales (Abedini y col., 2010).

En general los procesos con aminas son los más usados por su buena capacidad de remoción, bajo costo y flexibilidad en el diseño y operación. Las alcanol-aminas más usadas son: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Trietanolamina (TEA), Diglicolamina (DGA), Diisopropanolamina (DIPA) y Metildietanolamina (MDEA), (Erdmann et al., 2012).

Los procesos con aminas son aplicables cuando los gases ácidos tienen baja presión parcial y se requieren bajas concentraciones del gas ácido en el gas de salida (gas residual). La fórmula química de este compuesto es (CH₃)₂N(CH₂-CH₂-OH)₂

La MDEA es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo cual, para removerlo requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la absorción. Su

mejor aplicación en la absorción, es la remoción selectiva del H₂S, cuando en los gases ácidos están presentes H₂S y CO₂, esto convierte a la MDEA, en un compuesto selectivo de alta efectividad, para remover al sulfuro de hidrógeno (Brito, 2015).

Una ventaja de la MDEA, para la remoción del CO₂ es que la solución contaminada o rica se puede regenerar por efectos de una separación flash.

En tal sentido, es objetivo del presente estudio analizar la influencia de los parámetros operacionales del regenerador de aminas para suministrar H₂S a la unidad recuperadora de azufre..

2. MATERIALES Y MÉTODOS

La unidad de regeneración está diseñada para regenerar 43 860 kg/h de amina rica con un contenido de H₂S de 1,56 % molar que permite obtener una corriente de amina pobre de 43 190 kg/h con un contenido máximo de H₂S de 0,02 % molar.

Tipo de amina MDEA. Concentración de amina 40 % peso. Caudal de circulación a regeneración 42,1 m³/h. Carga amina rica 0,172 moles H₂S/mol amina. Carga amina pobre 0,002 moles H₂S/mol amina, reportado por (Vargas y González, 2005; Sohbi et al., 2007) sobre trabajos realizados por diferentes autores. Las características de las corrientes de la unidad de regeneración de amina se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. Características de la amina rica en sulfuro, amina pobre en sulfuro de hidrógeno y del gas ácido

<i>Parámetros</i>	<i>Unidad</i>	<i>Amina Rica</i>	<i>Amina Pobre</i>	<i>Gas Ácido</i>
		<i>Valor</i>	<i>Valor</i>	<i>Valor</i>
Temperatura	°C	110	121	45
Presión	Pa	6,08E+005	2,13E+005	1,82E+005
Total	kmol/h	1598,7	1572,64	24,6
Total	kg/h	43857,3	43139,5	864,3
Densidad	kg/m ³	992,5	963,0	1,9
Gravedad Específica	--	0,99	--	--
Flujo de líquido	(m ³ /h)	44,2	44,9	--
Flujo de vapor (CMH)	--	--	--	466,8
Flujo de vapor (SCMH)	--	--	--	617,1
Entalpía	(MM kcal/h)	4,1133	4,5913	0,2265
Viscosidad	(cP)	0,7694	0,6117	0,0141
Condiciones térmicas	(W/m °C)	0,4258	--	--
Factor de Compresibilidad	--	0,0066	0,0016	0,9904
Carga de Amina por H ₂ S	mol/mol	0,1723	0,0020	--

2.1 Metodología para analizar los parámetros operacionales del regenerador de aminas

La unidad regeneradora de amina está compuesta por intercambiadores que aprovechan la energía de la corriente de salida de la torre para calentar la corriente de alimentación a la misma. Teniendo en cuenta las características de este proceso se selecciona el simulador *CHEMCAD* (Gutiérrez y col., 2011), ya que es uno de los simuladores que contiene el paquete termodinámico de amina, necesario para la simulación de la unidad

de regeneración de aminas. Esto permitirá la validación del modelo a estudiar. Para lograr el objetivo antes expuesto se trazaron las siguientes tareas:

- Obtener el modelo de simulación.
- Validación del modelo a través del ajuste del caso base.
- Análisis de sensibilidad del modelo.

2.1.1. Obtención del modelo de simulación:

Para obtener un modelo de simulación se deben seguir los siguientes pasos:

- Construcción del diagrama de flujo de información.
- Definir el orden de cálculo.
- Definir los módulos e implementar el simulador.

A continuación, se hace una descripción de cada uno de ellos.

2.1.2. Construcción del diagrama de flujo de información

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos (Romero y Vásquez, 2013).

Los diagramas de flujo se transforman en diagramas de flujo de información (DFI) para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa a una operación o proceso.

2.1.3. Definir el orden de cálculo:

Para el caso en estudio no será necesario aplicar el método de Scenna (1999), teniendo en cuenta que el simulador *CHEMCAD* no es modular, por lo que no se consideran corrientes de corte.

2.1.4. Validación del modelo de simulación

- **Ajuste al caso base:**

Con los resultados obtenidos se realizó un análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los resultados obtenidos en la simulación de la torre regeneradora de amina, como criterio de comparación se define el error relativo mediante la ecuación 1:

$$e_{relativo} = \frac{x_{dise\ ño} - x_{calculado}}{x_{dise\ ño}} * 100 \quad (1)$$

Donde: $e_{relativo}$: Error relativo (%); $x_{dise\ ño}$: Valores de diseño (°C; Pa; kmol/h); $x_{calculado}$: Valores calculados por el simulador (°C; Pa; kmol/h)

La diferencia entre el resultado de los valores calculados y los de diseño tienen que ser menor 10 %, esto fundamenta la confiabilidad del modelo en las operaciones en planta.

- **Análisis de sensibilidad:**

Para el análisis de sensibilidad del modelo, se realiza un diseño de experimentos donde se definen un nuevo flujo de entrada a la torre regeneradora, la composición de H₂S en dicha corriente y como variable dependiente la concentración de H₂S en la corriente de salida (gas ácido) de la torre.

2.2. Estudio del caso base

En el estudio de caso se analiza el comportamiento de los parámetros operacionales en las corrientes de salida de la torre regeneradora al variar la presión en el tope de la misma, de la siguiente forma:

- Variación de la presión en el tope de la torre regeneradora de $1,74E+005$ - $2,94E+005$ Pa.

Teniendo en cuenta las condiciones siguientes:

- Composición de la MDEA en la amina pobre y el H_2S gas ácido en las corrientes de salida, porque no es conveniente que en la amina pobre tenga presencia de sulfuro de hidrógeno y en el gas ácido exista amina.
- Temperatura en la corriente de salida de la amina pobre, debe estar entre 125-150 °C, superior a este rango podría ocurrir la degradación de la amina.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Con la metodología descrita anteriormente se construye el Diagrama de Flujo de Información (DFI) (Figura 1) y se obtiene el modelo de simulación para la evaluación de la Unidad Regeneradora de Amina (Figura 2).

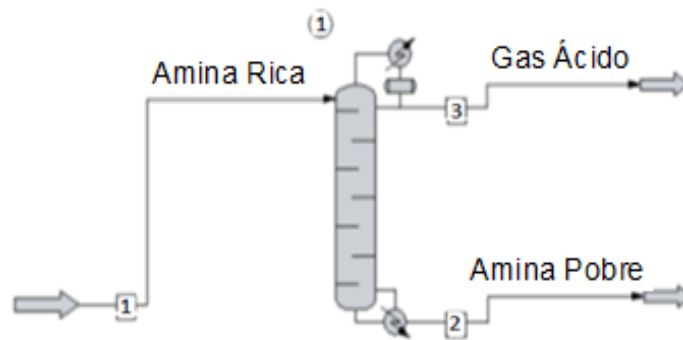


Figura 1. Diagrama de flujo de información de la torre regeneradora de amina

3.1 Validación del modelo de simulación

Con el modelo de simulación representado en la Figura 2, se realizó inicialmente una primera corrida estableciendo la presión de entrada a la torre en 6,08 Pa y un flujo total de entrada de 1598,7 kmol/h; obteniendo una presión de tope de 1,74 Pa con una concentración de H_2S en la corriente de gas ácido de 24,5986 kmol/h, así como, de 0,371479 kmol/h en la corriente líquida de amina pobre. Esta primera corrida fue comparada con los valores de diseño de la torre para poder validar la efectividad de dicho modelo de simulación, los resultados se muestran en la Tabla 2.

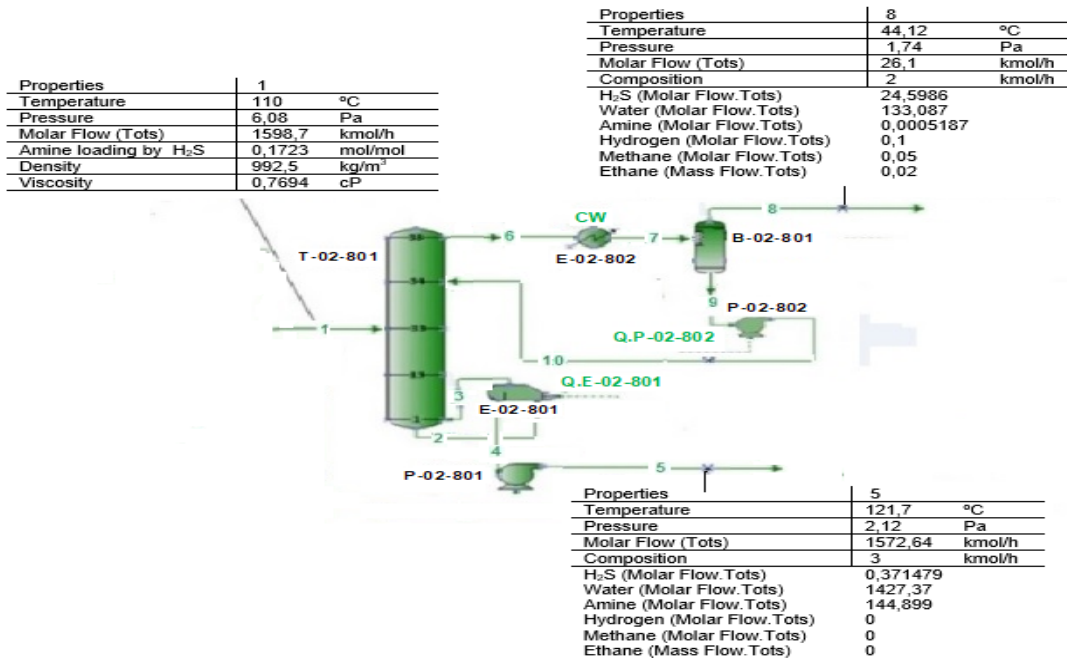


Figura 2. Modelo de simulación del caso de estudio (Corrida 1)

En la Tabla 2 se muestran los resultados del ajuste del caso base, en el cual se calcula el error relativo que se comete entre los parámetros operacionales de las corrientes de salida de diseño y los simulados por CHEMCAD. Se puede apreciar que los errores al simular, no superan el valor de un 10% comparado con las condiciones de diseño, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente el sistema.

Tabla 2. Comportamiento de las corrientes de salida

<i>Corriente: Gas Ácido</i>			
<i>Parámetros</i>	<i>Diseño</i>	<i>CHEMCAD</i>	<i>Error (%)</i>
Temperatura (°C)	45	44,12	1,9
Presión (Pa)	1,77E+005	1,74E+005	1,69
Flujo total (kmol/h)	26,1	26,1004	0,0015
Composición H ₂ S (kmol/h)	24,68	24,6	0,32
<i>Corriente: Amina Pobre</i>			
Temperatura (°C)	121	121,7	0,58
Presión (Pa)	2,06E+005	2,12E+005	2,91
Flujo total (kmol/h)	1583,6	1572,64	0,69
Composición H ₂ S (kmol/h)	0,38	0,37	2,63

Con la variación del flujo total de entrada, la composición de sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas ácido, se comporta de forma proporcional (Figura 3). Lo que demuestra la validación del modelo de simulación para el caso en estudio. Posteriormente se realizaron siete nuevas corridas variando la presión de tope de la torre regeneradora para evaluar el comportamiento de los demás parámetros operacionales de dicha torre, así como, las variaciones en sus salidas líquidas y gaseosas (Ver Tabla 3).

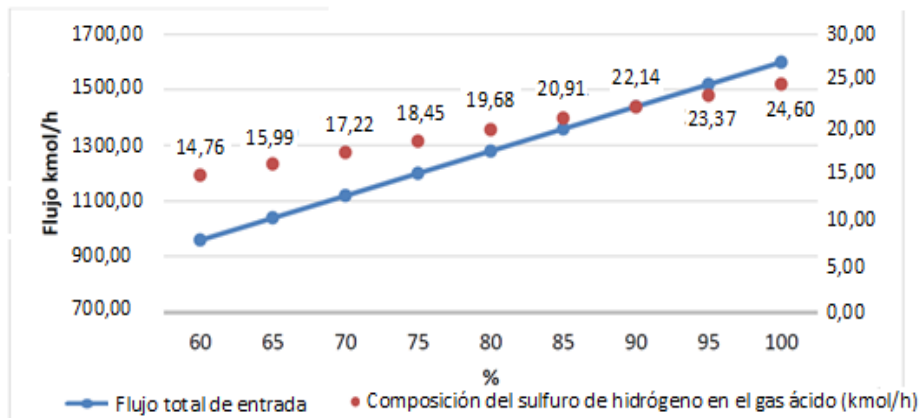


Figura 3. Comportamiento del análisis de sensibilidad

3.2 Análisis de parámetros operacionales del sistema de regeneración de amina.

La implementación de una unidad regeneradora de amina permite procesar la amina rica proveniente de la sección de hidrofinación de diésel, que tiene un alto contenido de azufre y es regenerada para luego ser utilizada en dicho proceso de hidrofinación. En el caso de estudio se evalúa la variación de los parámetros operacionales de la planta regeneradora de amina, para lograr la materia prima necesaria a la planta recuperadora de azufre, evitando pérdidas y fallos operacionales. En este caso se harán varias corridas del modelo de simulación variando la presión del tope de la torre regeneradora de amina en el rango de $1,74E+005$ - $2,94E+005$ Pa.

3.3 Comportamiento de la torre regeneradora de amina.

Con la variación de la presión en el tope de la torre se obtiene el comportamiento del modelo simulado. La Figura 4 muestra que al variar la presión desde $1,74E+005$ - $2,94E+005$ Pa en el tope de la torre no ocurren cambios desmedidos en la composición del H_2S en la corriente de gas ácido. Pero trabajando con un rango de $1,91E+005$ - $2,26E+005$ Pa, que es suficiente para poder introducir la corriente de gas ácido en el tambor de materia prima a la planta recuperadora de azufre, la variación de la composición del H_2S es tolerable, lo cual define dicha posibilidad.

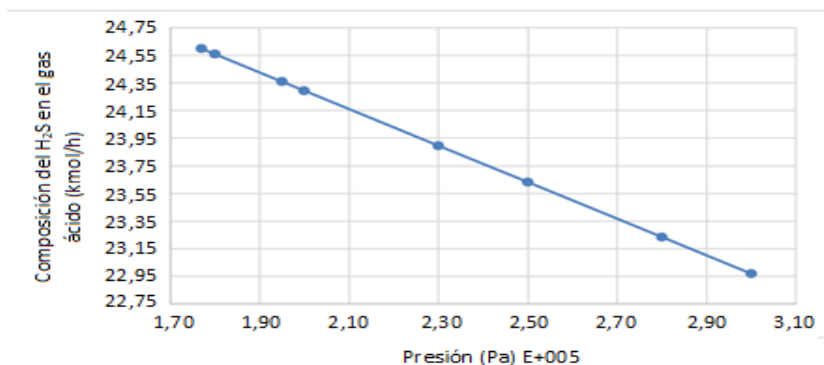


Figura 4. Comportamiento de la composición del H_2S en la corriente de gas ácido al variar la presión en el tope de la torre

La Figura 5 muestra que no existe variación apreciable en la composición de la MDEA en la corriente de amina pobre al variar la presión en el tope de la torre y como consecuencia en el fondo de la misma.

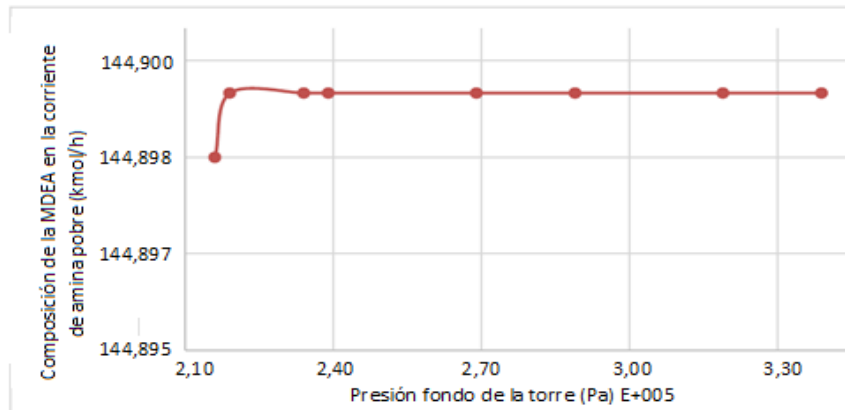


Figura 5. Comportamiento de la composición de la MDEA en la corriente de amina pobre al variar la presión en el tope de la torre y como consecuencia en el fondo

La Figura 6 muestra un comportamiento prácticamente lineal de la temperatura, por lo que es improbable que ocurra una degradación de la amina, pues la temperatura se desplaza desde (121,698 - 121,702) °C.

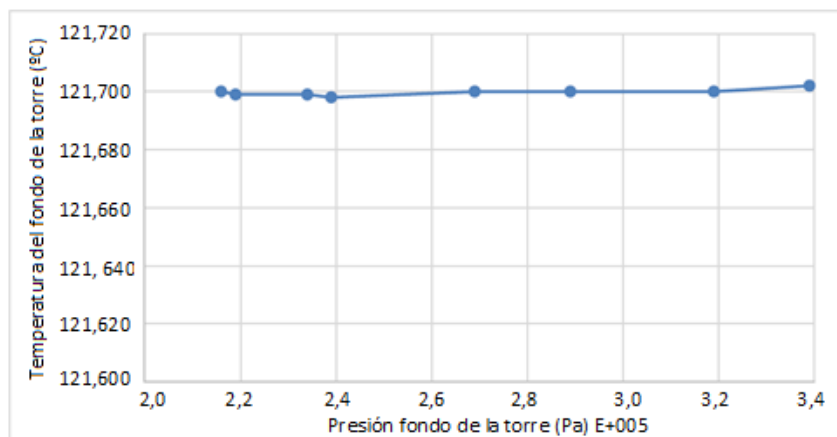


Figura 6. Comportamiento de la temperatura en el fondo de la torre al variar la presión en el tope de la torre y como consecuencia en el fondo.

Por otra parte, en la Tabla 3, se puede apreciar el comportamiento general de las corrientes de salida (líquida y gaseosa) ante los diferentes cambios de presión en la torre regeneradora de amina (ocho corridas), así como, las diferentes variables operacionales del proceso. En ella queda demostrado que no ocurren cambios significativos en la composición del H₂S en las corrientes de salida y que en el rango de 1,91E+005-2,26E+005 Pa de presión de tope los cambios son aceptables, demostrándose entonces, que sí es posible garantizar, con estas condiciones operacionales, una correcta alimentación de H₂S a la unidad recuperadora de azufre.

Tabla 3. Comportamiento de las corrientes de salida cuando se eleva la presión en el tope de la torre a diferentes presiones

<i>Parámetros</i>	<i>Corrida simulador 1</i>		<i>Corrida simulador 2</i>		<i>Corrida simulador 3</i>	
	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>
Temperatura (°C)	44,12	121,7	45,0165	121,699	49,2747	121,699
Presión (Pa) E+005	1,74	2,12	1,77	2,15	1,91	2,29
Flujo total (kmol/h)	26,1	1572,64	26,0999	1572,64	26,0999	1572,64
<i>Composición (kmol/h)</i>						
H ₂ S	24,5986	0,371479	24,559	0,411147	24,3598	0,610285
Agua	133,087	1427,37	1,37045	1427,33	1,56943	1427,13
MDEA	0,0005187	144,899	0,0005465	144,899	0,0006991	144,899
Hidrógeno	0,1	0	0,1	0	0,1	0
Metano	0,05	0	0,05	0	0,05	0
Etano	0,02	0	0,02	0	0,02	0
<i>Parámetros</i>	<i>Corrida simulador 4</i>		<i>Corrida simulador 5</i>		<i>Corrida simulador 6</i>	
	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>
Temperatura (°C)	50,6111	121,698	58,043	121,70	62,4832	121,70
Presión (Pa) E+005	1,96	2,34	2,26	2,73	2,45	2,83
Flujo total (kmol/h)	26,0998	1572,64	26,1	1572,64	26,1001	1572,64
<i>Composición (kmol/h)</i>						
H ₂ S	24,2939	0,676172	23,8954	1,07465	23,6321	1,33796
Agua	1,6351	1427,06	2,03339	1426,67	2,29659	1426,40
MDEA	0,0007533	144,899	0,0011149	144,899	0,001385	144,899
Hidrógeno	0,1	0	0,1	0	0,1	0
Metano	0,05	0	0,05	0	0,05	0
Etano	0,02	0	0,02	0	0,02	0
<i>Parámetros</i>	<i>Corrida simulador 7</i>		<i>Corrida simulador 8</i>			
	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>	<i>Gas Ácido</i>	<i>Amina Pobre</i>		
Temperatura (°C)	68,6147	121,70	72,3929	121,702		
Presión (Pa) E+005	2,75	3,13	2,94	3,32		
Flujo total (kmol/h)	26,0999	1572,64	26,1003	1572,64		
<i>Composición (kmol/h)</i>						
H ₂ S	23,2334	1,7367	22,9684	2,00172		
Agua	2,6947	1426,01	2,9598	1425,74		
MDEA	0,0018413	144,898	0,0021693	144,898		
Hidrógeno	0,1	0	0,1	0		
Metano	0,05	0	0,05	0		
Etano	0,02	0	0,02	0		

4. CONCLUSIONES

- El modelo de simulación del proceso de regeneración de amina queda validado al obtener en el análisis de las corrientes de diseño y las de simulación un error

menor del 3 % de un 10 % permisible para la validación.

- Al evaluar el comportamiento de la torre regeneradora de amina con la variación de la presión desde 1,74E+005-2,94E+005 Pa, queda demostrado que, sí se puede lograr la entrada del gas ácido al tambor de alimentación a la planta recuperadora de azufre, pues no afecta significativamente la composición del H₂S en la corriente de gas ácido, ni la composición de la MDEA en la corriente de amina pobre.
- Luego de tener un comportamiento de la simulación de la torre de amina se puede proponer un rango de presión en la corriente de gas ácido entre 1,91E+005-2,26E+005 Pa, con la cual se obtiene una composición del H₂S en dicha corriente entre 24,36 - 23,90 kmol/h y en la corriente de amina pobre una composición de MDEA entre 144,898 - 144,899 kmol/h. La temperatura para estos parámetros descritos no supera el valor de 121,7 °C, lo que elimina la posibilidad de la degradación de la amina y por ende pérdidas.

REFERENCIAS

- Abedini, R., Abedini, A., & Zanganeh, I., Investigation of mixed amine solution in gas sweetening plant., *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 2, No.1, 2010, pp. 36-40. <https://profdoc.um.ac.ir/paper-abstract-1029431>
- Behroozsarand, A., & Zamaniyan, A., Multiobjective optimization scheme for industrial synthesis gas sweetening plant in GTL process., *Journal of Natural Gas Chemistry*, Vol. 20, No. 1, 2011, pp. 99-109. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1003995310601533>
- Boyun G., William L., & Ghalambor A., *Petroleum Production Engineering: a computer-Assisted Approach*, Elsevier Science & Technology Books, Publisher by Gulf Professional Publishing, 2007, pp. 276-288. <https://www.iberlibro.com/servlet/BookDetailsPL?bi=31162962764>
- Brito R.M., Determinación de las condiciones de operación de la T-01-304 que garanticen la reducción de la pérdida de solvente., Tesis presentada en opción al Título de Especialista de Postgrado en Tecnología de Refinación de Petróleo, en la Universidad Camilo Cienfuegos de Matanzas, Cuba, 2015. [http://cict.umcc.cu/repositorio/tesis/Especialidades/\(Regla%20Martha%20Brito%20Broche\).pdf](http://cict.umcc.cu/repositorio/tesis/Especialidades/(Regla%20Martha%20Brito%20Broche).pdf)
- Erdmann, E., Ruiz, L., Martínez, J., Gutiérrez, J.P., & Tarifa, E., Endulzamiento de gas natural con aminas simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico., *Avances en Ciencias e Ingeniería*, Vol. 3, No. 4, 2012, pp. 89-101. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=323627688008>
- Gutiérrez, J.P., Benítez, L., Ruiz, L., Erdmann, E., & Tarifa, E., Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural con aminas. Análisis del uso de diferentes simuladores., *Ingeniería de Petróleo y Gas*, Vol. 3, No. 2, 2011, pp. 1-12. https://www.usfx.bo/nueva/vicerrectorado/citas/TECNOLOGICAS_20/Ingenieria%20de%20Petroleo%20y%20Gas/TL98.pdf
- Haghtalab, A., Modeling solubility of acid gases in alkanolamines using the non-electrolyte Wilson-nonrandom factor model., *Fluid Phase Equilibria*, Elsevier, Vol. 289, No. 1, 2010, pp. 6-14.

https://www.researchgate.net/publication/233851646_Modeling_Solubility_of_Acid_Gases_in_Alkanolamines_using_the_Nonelectrolyte_Wilson_Nonrandom_Factor_Model

- IFC., Corporación Financiera Internacional. Grupo del Banco Mundial. Guías sobre medioambiente, salud y seguridad para la refinación de petróleo, 2007, pp. 10-16. <https://www.ifc.org/wps/wcm/connect/377c7e61-0904-46a0-aa51-3d566adacb58/Petroleum%2BRefining%2B-%2BSpanish%2B-%2BFinal-rev%2Bcc.pdf?MOD=AJPERES&CVID=nPtiz5e>
- Lobelles, G.O., López, E., Pedraza, J., & Peralta, L.M., Metodología con enfoque de economía ecológica para la gestión integral de aguas sulfurosas en una Refinería de petróleo., Centro Azúcar, Vol. 43, No. 4, 2016, pp. 50-62. http://centroazucar.uclv.edu.cu/index.php/centro_azucar/article/view/160/151
- Romero, W., y Vásquez, F., Simulación de la unidad de tratamiento de gas combustible con aminas de la refinería estatal Esmeraldas., Tesis presentada en opción al Título de Ingeniero Químico, Universidad Central de Ecuador, 2013. <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/2172/1/T-UCE-0017-53.pdf>
- Scenna, S., Modelación, simulación y optimización de procesos químicos., Capítulo VI, 1999, pp. 213-226. <http://www.edutecne.utn.edu.ar/modelado-proc-quim/modelado-proc-quim.pdf>
- Sohbi, B., Meakaff, M., & Elgarn, M., The use of mixing amines in an industrial gas sweetening plant., World Academy of Science, Engineering and Technology, Vol. 31, 2007, pp. 301-305. <https://citeseerx.ist.psu.edu/viewdoc/download?doi=10.1.1.193.59&rep=rep1&type=pdf>
- Vargas, J., y González, N., Diseño conceptual de una planta de tratamiento de gases agrios de refinería., Conference: X Congreso Latinoamericano de Transferencia de Calor y Materia - LATCYM Caracas, 2005, pp. 1-11. https://www.researchgate.net/publication/261097423_Diseño_conceptual_de_una_planta_de_tratamiento_de_gases_agrios_de_refineria/links/0deec5332d6adebf4a000000/pdf?origin=publication_detail
- Wankat, P.C., Ingeniería de Procesos de Separación., Pearson Education, Second edition, México, 2008, pp. 234-258. <https://core.ac.uk/download/pdf/72040666.pdf>

CONFLICTO DE INTERÉS

Los autores declaran que no existen conflictos de interés.

CONTRIBUCIONES DE LOS AUTORES

- Dr.C. Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas. Realizó el estudio, análisis y escritura del artículo.
- M.Sc. Luis Ernesto García Conde. Realizó la corrida de los datos en el *Software CHEMCAD*.
- M.Sc. Rosemary Morejón Gil. Colaboró con el análisis de los resultados y la escritura del artículo.