

Evaluación tecnológica del uso de mezclas de aminas en la remoción de H₂S de corrientes gaseosas

Technologic assessment of the amines mixtures uses for the H₂S removal on gaseous streams

Rudeisky Reyes^a, Yasmany Alba^b, Luis E. Arteaga^{b*} Luis M. Peralta^c, Yannay Casas^c

^aRefinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”. PDVE-CUPET S.A. Cienfuegos.

^bCentro de Análisis de Procesos. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas (UCLV). Carretera a Camajuaní km 5 ½, Santa Clara, CP.: 54830, Villa Clara, Cuba.

^cDepartamento de Ingeniería Química. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Carretera a Camajuaní km 5 ½, Santa Clara, C.P.: 54830, Villa Clara, Cuba.

*Autor al cual dirigir la correspondencia: luiseap@uclv.edu.cu

Resumen

La remoción de componentes ácidos (H₂S y CO₂) de corrientes gaseosas por absorción con alcanolaminas es un proceso establecido y altamente aplicado en el tratamiento de petróleos de baja calidad. El presente artículo se enfoca en la propuesta de una planta de endulzamiento de gas para la remoción de H₂S presente en los gases provenientes de la etapa de hidrofinación en una refinería de petróleo con alto contenido de azufre. Queda demostrada la eficacia de un sistema típico de absorción y desorción con mezclas de aminas (MDEA/MEA y MDEA/DEA) en diferentes proporciones, para lograr un contenido de H₂S entre 60 y 40 ppm en los gases ligeros, haciendo factible la recirculación de esta corriente a la etapa de hidrofinación y recuperar el 90 % del H₂S para su disposición final. El uso de la modelación y simulación de un sistema industrial para el endulzamiento de gas aplicando el software Aspen-Hysys es la base para la estimación de las condiciones operacionales. Palabras clave: aminas, absorción, modelación, simulación

Abstract

The acid compounds (H₂S y CO₂) removal from gaseous streams is traditionally carried out in an absorption system based on alkanolamines. The present paper deals with the evaluation of a gas sweetening plant for the

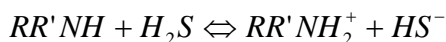
H₂S removal from hidrotreating products in a heavy oil industry. The efficiency of a typical absorption system running on MDEA/MEA and MDEA/DEA is proved to obtain a lean gas with 40 to 60ppm of H₂S. The 90% of the H₂S is recovered and the sweet gas can be recirculated to the hidrotreating stage. The modeling and simulation of the process is implemented on Aspen-Hysys software.

Key words: Amines, absorption, modeling, simulation.

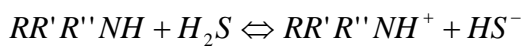
Introducción

La remoción de impurezas ácidas (H₂S, CO₂, mercaptanos, etc.) es un proceso imprescindible para la purificación de hidrógeno, tratamiento de gas natural, gases de refinería y gas de síntesis para amoníaco y metanol, cuando la materia prima original es un hidrocarburo.^{1,3} La tendencia a remover selectivamente el H₂S de corrientes gaseosas tiene un trasfondo ambiental y el objetivo operacional es incrementar la presión parcial de H₂S en el regenerador para recuperar el azufre remanente. El uso de solventes químicos, físicos, procesos de absorción con solventes híbridos y separación por membranas son las tecnologías más discutidas.^{4,5}

La reacción del H₂S con una amina involucra solamente una transferencia protónica (ec. 1 y 2) y puede considerarse instantánea con respecto a la transferencia de masa, de aquí que este proceso esté limitado por la transferencia de masa en la fase gaseosa.



(1)



(2)

Por lo que puede afirmarse que la absorción de H₂S con aminas depende de la diferencia entre las presiones parciales de las fases líquida y gaseosa como fuerza motriz. Se ha demostrado que existe una relación directa entre la presión parcial del gas en el líquido con la temperatura, tipo y concentración de la amina,⁶ de aquí que la selección de las condiciones operacionales y el diseño del equipo guarden una estrecha dependencia.

El uso de mezclas que contienen amina MDEA (metildietanolamina) como base con la adición de una o más aminas reactivas tales como MEA (monoetanolamina) y DEA (dietanolamina) han ganado atención en los últimos años, fundamentalmente para la remoción conjunta de H₂S y CO₂. Sin embargo, muy pocos trabajos se han encaminado a determinar el efecto que tiene el uso de aminas adicionales sobre la separación del H₂S y el grado de recirculación necesario.^{4,7}

La MDEA es apropiada para tratar mezclas de gases y cuenta con una elevada selectividad a la absorción de H₂S, alta capacidad de absorción, baja energía para regeneración, baja degradabilidad térmica y poco efecto corrosivo; por estas razones se utiliza como base para el estudio reportado en este artículo.

En la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos no existe instalado un sistema para la eliminación del sulfuro de hidrógeno en la corriente gaseosa generada en la etapa de hidrofinación de diesel. Actualmente esta corriente gaseosa, rica en hidrocarburos (C1, C2, C3 y C5), hidrógeno y con un elevado contenido de H₂S (~6% w/w) se quema en su sistema de hornos, lo que acarrea no solo problemas técnico-económicos, si no que involucra adicionalmente efectos ambientales indeseados, pues el H₂S se utiliza como fuente de energía en los hornos incrementando el grado de corrosión por picadura y el impacto ambiental de los gases generados, los cuales contienen niveles altos de SO_x. La problemática planteada ha hecho surgir la

propuesta de un sistema para la remoción del H₂S presente en los gases.

En el presente artículo se evalúa la eficacia de un sistema típico de absorción y desorción con mezclas de aminas (MEA y MDEA) en diferentes proporciones, para lograr un contenido de H₂S en los gases ligeros que permita recircular esta corriente a la etapa de hidrofinación (60-40 ppm) y recuperar el 90 % del H₂S para su disposición final. El uso de la modelación y simulación del sistema industrial para el endulzamiento de gas aplicando el software Aspen-Hysys es la base para la estimación de las condiciones operacionales que garanticen los objetivos de la investigación.

Desarrollo

Análisis de la Planta

Descripción del proceso

A continuación se describe brevemente el diagrama de flujo de la instalación representado en la Figura 1, la cual se diseña con el objetivo de recuperar el ~90% del H₂S contenido en el gas ácido y producir una corriente rica en hidrógeno para su reutilización en la etapa de hidrofinación

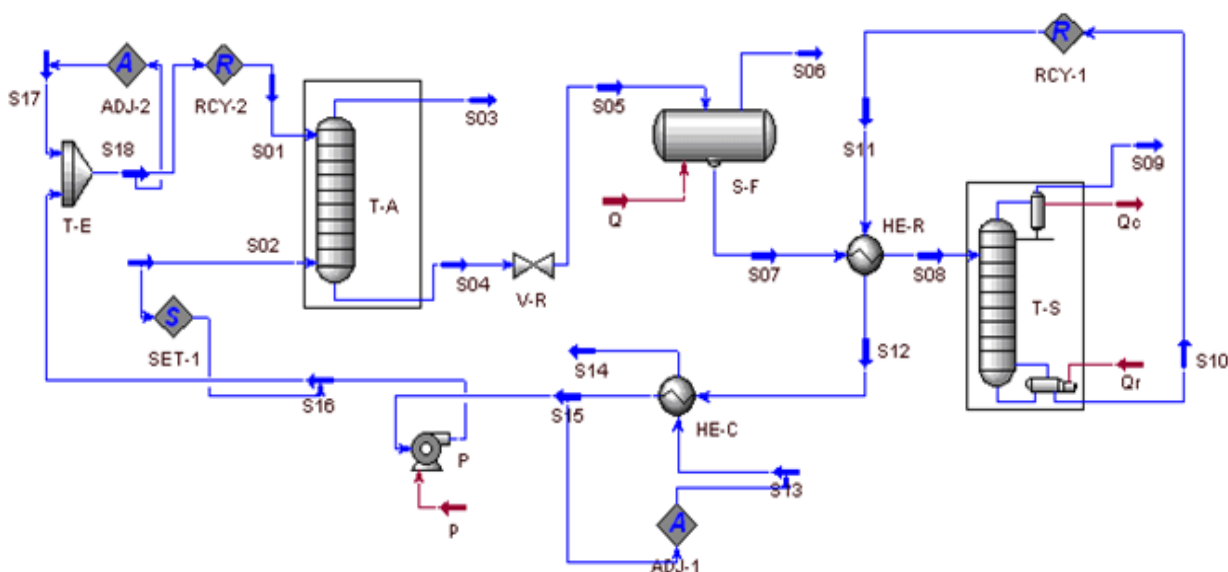


Figura 1. Diagrama de flujo del proceso

El absorbedor (T-A) opera a contracorriente; la amina ligera alimentada por el tope se pone en contacto con el gas ácido que entra en los platos inferiores para enriquecerse en el componente H₂S. El gas que se obtiene por el tope de este equipo contiene menos de 60 ppm de H₂S y puede recircularse a la mezcla para hidrofinación. La amina rica en sulfuro de hidrógeno debe ser enviada a una unidad de recuperación del solvente (T-S) para recircularse al sistema y así continuar el ciclo de purificación.

La concentración de amina MDEA en la alimentación puede ser de 40% w/w pues su incidencia en la corrosión es mucho menor que las aminas primarias. Para la simulación se analiza el efecto de un contenido fijo de amina (40% w/w) y se utilizan diferentes proporciones de MEA/MDEA y DEA/MDEA para estudiar el grado de separación alcanzado.

La corriente de amina rica que sale del contactor se acondiciona para lograr la separación deseada. Primeramente se reduce la presión mediante una válvula reductora (V-R) y luego se alimenta a un separador flash horizontal (S-F) (limita la formación de espuma), del cual la corriente ligera (rica en hidrocarburos y con bajo contenido de H₂S) es enviada al sistema de antorchas. El intercambiador de calor a la entrada de la recuperadora (HE-R) tiene como objetivo conservar parte del contenido térmico de la amina ligera poniéndola en contacto con el líquido proveniente del separador flash, ajustando la temperatura de la

amina rica por debajo de los 383 K, de manera que no se produzcan separaciones instantáneas de H₂S en las tuberías.

La torre despojadora trabaja a la menor presión de cabeza permisible (186,2 kPa), reduciendo por este concepto la cantidad de energía requerida para lograr el contenido de H₂S deseado en el tope de la columna. Este equipo consta de un condensador (utiliza agua como fluido de intercambio) y un rehervidor que opera con vapor saturado a 343 kPa; posee además un acumulador de reflujo para el agua y los gases ácidos generados serán enviados a una unidad de recuperación de azufre.

La amina recuperada en el fondo luego de pasar por el recuperador térmico se enfría con agua en una contracorriente en el intercambiador HE-C antes de estabilizar su composición (T-E) y reenviarse a la torre de absorción (contactora) para dar comienzo al ciclo.

Modelo termodinámico

El modelo termodinámico utilizado para estimar las propiedades de los fluidos involucrados es el AminPckg contenido en la librería de Hysys 3.2. Este paquete de propiedades se utiliza para sistemas amina-hidrocarburos-agua. La solubilidad de equilibrio se calcula utilizando las aproximaciones de Kent y Eisenberg^{7, 8} y la de los compuestos inertes (hidrocarburos) se modela utilizando la constante de Henry ajustada para efectos iónicos fuertes.

Los coeficientes de fugacidad para las especies se determinan por la ecuación de Peng Robinson (ec. 3):

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (3)$$

La dependencia con la temperatura viene dada por la expresión siguiente:

$$\alpha^{1/2} = 1 + \alpha_1(1 - \sqrt{Tr}) + \alpha_2(1 + Tr)(0.7 - Tr) \quad (4)$$

Cuando se trabaja con mezclas de sustancias los parámetros a y b se calculan por las reglas siguientes de mezclado:

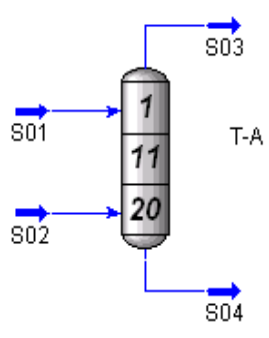
$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (5)$$

$$b = \sum_i \sum_j x_i x_j \left(\frac{b_i + b_j}{2} \right) (1 - l_{ij}) \quad (6)$$

Absorbedor

El modelo utilizado para el absorbedor (riguroso) permite calcular la separación asumiendo las etapas en equilibrio sin considerar la existencia de rehervidor ni condensador. El mismo permite modificar las eficiencias de Murphy para alcanzar las especificaciones operacionales. La convergencia se obtiene haciendo cero los grados de libertad, por lo que se necesita conocer la composición y el flujo del gas ácido y de la solución de amina, además de las presiones en el tope y fondo de la columna (Tabla 1) en conjunto con el número de etapas (20). Este último parámetro se determinó con el método reportado por Jones y Pujado⁹ y los datos de solubilidad de¹⁰.

Tabla 1. Datos para la simulación del absorbedor. Caso base MDEA (40%w/w).



Parámetro	S01	S02	S03	S04
Flujo (kmol/h)	1218	1415	1398	1234
Presión (kPa)	3310	3285	3252	3269
Temperatura (C)	42,13	43,00	42,10	47,85
H ₂ S (kmol/h)	1,7689	19,545	1,45*10 ⁻²	21,30
MDEA (kmol/h)	111,88	0	0	111,88
H ₂	0	950,89	950,53	0,359
C1-C5 (kmol/h)	0	444,327	444,10	0,227
H ₂ O (kmol/h)	1104,3	0	3,743	1100,6

C1-C7: Se refiere a los alcanos de uno a siete átomos de carbono, respectivamente.

Separador flash

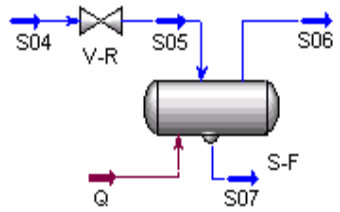
El modelo utilizado para el separador permite determinar la distribución de fases en el equilibrio a través de un algoritmo iterativo (Rachford-Rice). Para equilibrio vapor-líquido en su forma más sencilla este coeficiente está dado por la expresión siguiente.

$$K_j = \frac{y_j}{x_j} \tag{7}$$

Donde y_j y x_j son la fracción molar de los compuestos en el equilibrio para el vapor y líquido, respectivamente.

Por lo general los valores de K_j son funciones complejas de la temperatura, presión y composición de las fases que se resuelven a través del uso del módulo Flash con el que se calcula la entalpía, entropía y densidad de las corrientes de productos. Usualmente la corriente gaseosa que es separada está enriquecida con los compuestos más volátiles y constituye una separación previa a la torre despojadora. (Tabla 2).

Tabla 2. Datos para la simulación del separador. Caso base MDEA (40%w/w)



Parámetro	S04	S05	S06	S07
Flujo (kmol/h)	1234	1234	0,4523	1 233,54
Presión (kPa)	3269	784,5	784,5	784,5
Temperatura (C)	47,85	47,84	47,84	47,84
H ₂ S (kmol/h)	21,30	21,30	2,89*10 ⁻³	21,297
MDEA (kmol/h)	111,88	111,88	0	111,88
H ₂ (kmol/h)	0,359	0,359	0,2813	7,80*10 ⁻²
C1-C5 (kmol/h)	0,227	0,227	0,1622	6,48*10 ⁻²
H ₂ O (kmol/h)	1100,6	1100,6	5,87*10 ⁻³	1100,59

Intercambiadores de calor

Los principales cálculos en los equipos de transferencia de calor se basan en el balance de energía y el concepto de coeficiente total de transferencia de calor^{11,13}. Para modelar el recuperador y el enfriador de amina ligera se utiliza el método ponderado implementado en el simulador Hysys 3.2:

Método Ponderado. (Weighted)

Este es un método muy adecuado para lidiar con problemas no lineales. En el mismo las curvas de calor se dividen en intervalos para los cuales se resuelven los balances de energía tomando en cuenta:

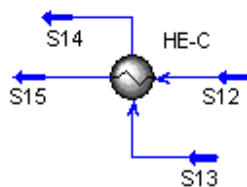
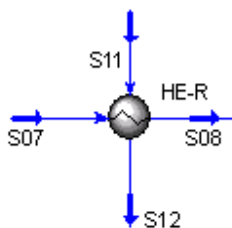
- El cambio de fase de los componentes que conforman los flujos, ya sea en un lado para ambos fluidos (caliente y frío).
- Una MLDT y un coeficiente de transferencia de calor por intervalos.

Se selecciona este método pues su única restricción es que solo se puede aplicar a intercambiadores de calor con flujos a contra corriente (el caso analizado).

Tabla 3. Datos para la simulación de los intercambiadores. Caso base MDEA (40%w/w)

Parámetro	S08	S11	S12
Flujo (kmol/h)	1233,55	1213	1213
Presión (kPa)	784	234,4	234,4
Temperatura (C)	95,30	127,8	82,40
H ₂ S (kmol/h)	21,297	1,7689	1,7689
MDEA (kmol/h)	111,88	111,87	111,87
H ₂ (kmol/h)	7,80*10 ⁻²	0	0
C1-C5 (kmol/h)	6,48*10 ⁻²	0	0
H ₂ O (kmol/h)	1 100,59	1099	1099

Parámetro	S13	S14	S15
Flujo (kmol/h)	4446	4446	1213
Presión (kPa)	101,325	101,325	1999,9
Temperatura (C)	30	45	41
H ₂ S (kmol/h)	0	0	1,7689
MDEA (kmol/h)	0	0	111,87
H ₂ (kmol/h)	0	0	0
C1-C5 (kmol/h)	0	0	0
H ₂ O (kmol/h)	4446	4446	1099



Despojadora

La simulación de la columna para recuperación del solvente se realiza utilizando el acople de dos modelos implementados en el software Hysys 3.2, el modelo de Fenske-Underwood-Gilliland y el modelo riguroso que permite calcular la columna de destilación considerando las etapas de condensación y el rehervidor.

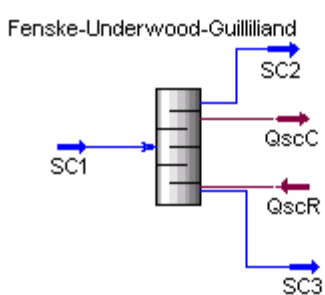
Modelo Fenske-Underwood-Gilliland (Tabla 4): Permite realizar la estimación preliminar para procesos de destilación multicomponente. Con este modelo se obtiene el número de etapas, el plato óptimo para la alimentación y la relación de reflujo. El número mínimo de etapas se calcula con la ecuación de Fenske la cual utiliza una media geométrica para la volatilidad relativa de la mezcla. Con las correlaciones de Underwood se calcula la relación de reflujo mínima (reflujo necesario para cumplir las especificaciones para un número infinito de etapas). Por las etapas reales se estiman con la curva de Eduljee o las ecuaciones de Molokanov, utilizando la correlación empírica de Gilliland (ec.8):

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0.75 \left(1 - \left[\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right]^{0.5688} \right)$$

(8)

Siendo R y R_{min} las relaciones de reflujo real y mínima, respectivamente. N y N_{min} el número de etapas reales y mínimas.

Tabla 4. Resultados del método Fenske-Underwood-Gilliland. Caso Base 40%w/w MDEA.



Parámetro	Valor
Número de etapas	2,85
Reflujo mínimo	0,297
Plato de alimentación	1,70
Fracción de ligero en fondo	0,0015
	(mol/mol)

Utilizando los resultados obtenidos por el modelo anteriormente descrito y para una eficiencia de etapa de 15 %^{9,14,15} se determina el número total de etapas (20) incluyendo rehervidor y condensador. El modelo escogido para simular la operación es el método riguroso de destilación multicomponente (tabla 5). Con este modelo se caracterizan las corrientes y se obtiene el consumo de energía en el condensador y rehervidor, respectivamente. El condensador opera con agua como agente de intercambio.

Tabla 5. Resultados del método riguroso para la torre despojadora. Caso Base 40%w/w MDEA.

Parámetro	S09	S10
Flujo (kmol/h)	22,40	1213
Presión (kPa)	186,2	234,4
Temperatura (C)	62,85	127,8
H ₂ S (kmol/h)	19,487	1,7689
MDEA (kmol/h)	0	111,87
H ₂ O (kmol/h)	2,77	1099
Q _r (GJ/h)	6,01*10 ³	
Q _c (GJ/h)	0,85*10 ³	

Operadores lógicos

Se utilizan tres operadores lógicos para resolver la convergencia del sistema.

Ajuste: Para controlar la composición de la amina ligera alimentada a la torre de absorción y para determinar el flujo de agua necesario en la etapa de condensación y enfriamiento de amina.

Set: Permite establecer una relación entre la presión de los gases ácidos alimentados a la columna de absorción y la amina ligera.

Recycle: Es un algoritmo numérico para el análisis de convergencia en el sistema con corrientes de reciclo.

Variables independientes

El objetivo fundamental del estudio es evaluar el efecto de diferentes mezclas de MDEA/MEA en el grado de separación obtenido en el absorbedor y el por ciento de H₂S contenido en el gas purificado. Se evalúa además el efecto de la relación de reflujo en la composición del tope de la recuperadora y el consumo de energía en el rehervidor. Como restricción del estudio se fija una composición básica de MDEA de 40% w/w, de esta forma se siguen las normas establecidas y se trabaja en el rango de mínimo error para el paquete termodinámico seleccionado. La relación de reflujo oscila entre 0,60 y 3 siendo el mínimo de 0,372.

La Tabla 6 resume los rangos establecidos para cada variable en el estudio.

Resultados y discusión

En las Tablas 7 y 8 se muestran los resultados de utilizar mezclas de aminas para la remoción de H₂S de una corriente gaseosa. Como es conocido la MDEA es una amina selectiva donde la etapa que controla el proceso es fundamentalmente la transferencia de masa entre la corriente gaseosa y el líquido absorbedor. Sin embargo, cuando se utiliza metildietanolamina mezclada con monoetanolamina el efecto separador se incrementa. Los mejores resultados se exhiben para mezclas con un mayor contenido de MEA, lo cual no es deseable por el alto efecto corrosivo de esta sustancia.

Adicionalmente es importante destacar que para las composiciones exploradas el contenido de ácido en la corriente gaseosa que deja el absorbedor cumple con las normas establecidas para el proceso <60ppm. Similar comportamiento es mostrado cuando se utiliza como componente adicional la dietanolamina cumpliéndose con las normas operacionales. El uso de mezclas de aminas había sido reportado anteriormente en el tratamiento de gas natural conteniendo además de sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono.⁶ La mejora en el por ciento de extracción está dada por el efecto sinérgico producido por la mezcla.

Tabla 6. Rangos para la simulación del proceso

Variables Independientes	Rango	U/M
Composición de MDEA	10-40	%w/w
Reflujo en recuperadora	0.5 – 3	---
Temperatura de alimentación	75 - 100	

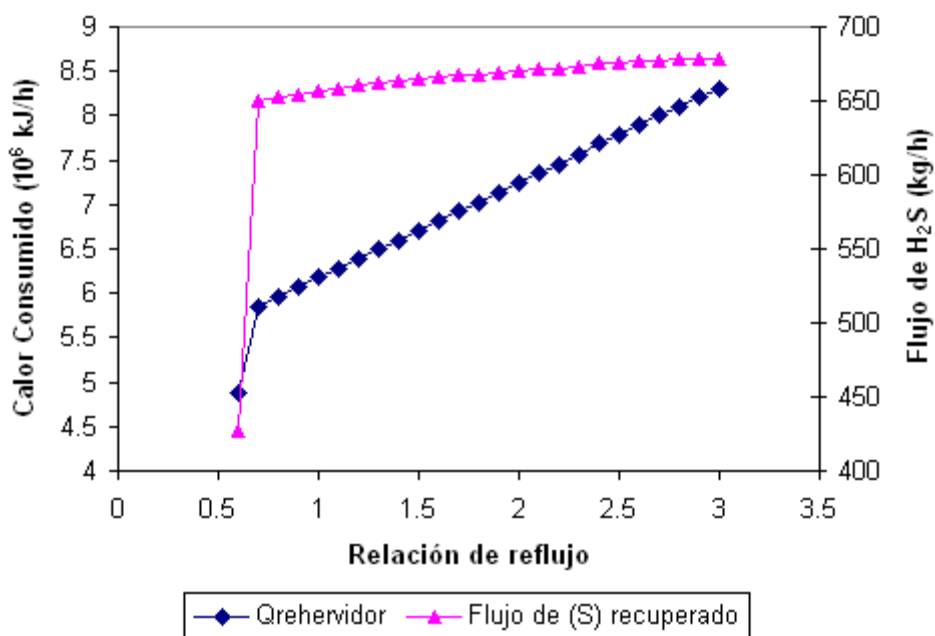
Tabla 7. Efecto de la composición en la separación de H₂S. Mezcla de aminas MDEA/MEA

Composición	Flujo (kg/h)						
	H ₂ S _o	H ₂ S _{ot}	H ₂ S _{sal}	%Separación	H ₂ S _{tope}	F _{tope}	ppm
10%	666	60,2162	726,235	1,00	0,0407	1,11E+04	3,66
20%	666	60,2162	726,21	0,99	0,0594	1,11E+04	5,34
30%	666	60,2162	726,16	0,99	0,1162	1,11E+04	10,44
40%	666	60,2162	725,77	0,99	0,5057	1,11E+04	45,44

Tabla 8. Efecto de la composición en la separación de H₂S. Mezcla de aminas MDEA/DEA

Composición	Flujo (kg/h)						
	H ₂ S _o	H ₂ S _{ot}	H ₂ S _{sal}	%Separación	H ₂ S _{tope}	F _{tope}	ppm
10%	666	60,2162	726,07	0,99	0,2034	1,11E+04	18,27
20%	666	60,2162	725,97	0,99	0,3055	1,11E+04	27,45
30%	666	60,2162	725,65	0,99	0,6237	1,11E+04	56,04
40%	666	60,2162	725,77	0,99	0,5057	1,11E+04	45,44

El otro parámetro analizado en la simulación fue la relación de reflujo en la columna recuperadora de amina. Esta variable tiene incidencia fundamental en el por ciento de separación y en el consumo energético del rehervidor cuyo portador fundamental es vapor saturado a 343 kPa. Como puede apreciarse en la Figura 2 el grado de recuperación de H₂S en la despojadora se incrementa con el reflujo cuyo punto de factibilidad está por encima de 0,60 pues para relaciones menores a esta las normas preestablecidas para el contenido de H₂S en el líquido recirculado (0,002 molH₂S/molMDEA) no se cumplen. Se puede definir claramente como región de trabajo relaciones entre 1 y 1,5 para las cuales las especificaciones de diseño se alcanzan y el consumo energético en el rehervidor es intermedio (1715kW y 1863kW).



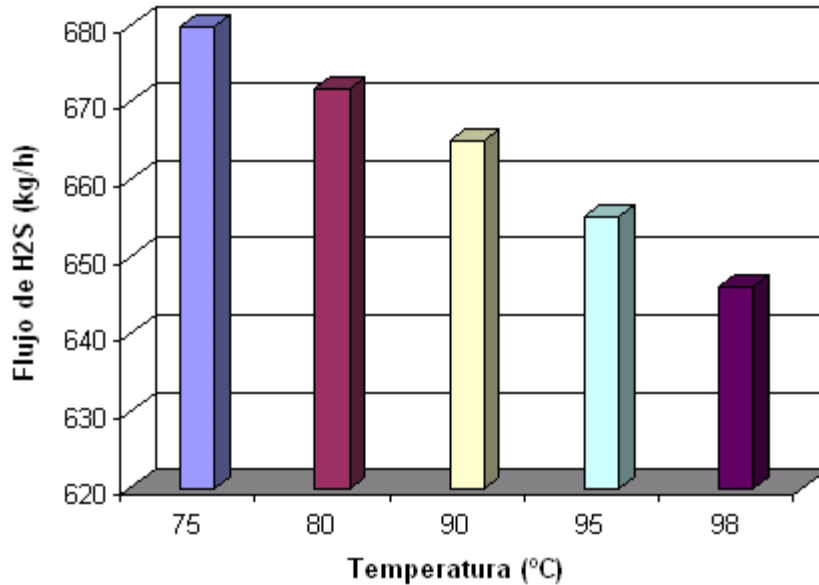


Figura 3. Efecto de la temperatura de alimentación en el flujo de H₂S recuperado

De la Figura 3 se puede constatar el efecto positivo de la temperatura de alimentación, hecho que viene dado por el incremento proporcional en la volatilidad relativa de la mezcla. El calor necesario en el rehervidor disminuye con la temperatura de alimentación siendo este un comportamiento clásico explicado en varias comunicaciones.¹⁶ Es de notar como la recuperación térmica y la cantidad de agente de enfriamiento necesario también se incrementan llegando a un balance neto de calor que se favorece en la medida que aumenta la temperatura. El grado de calentamiento no debe superar los 100 °C para garantizar que la amina no se degrade y de esta forma la recirculación no tenga un efecto negativo en el balance másico del sistema. (Figura 4

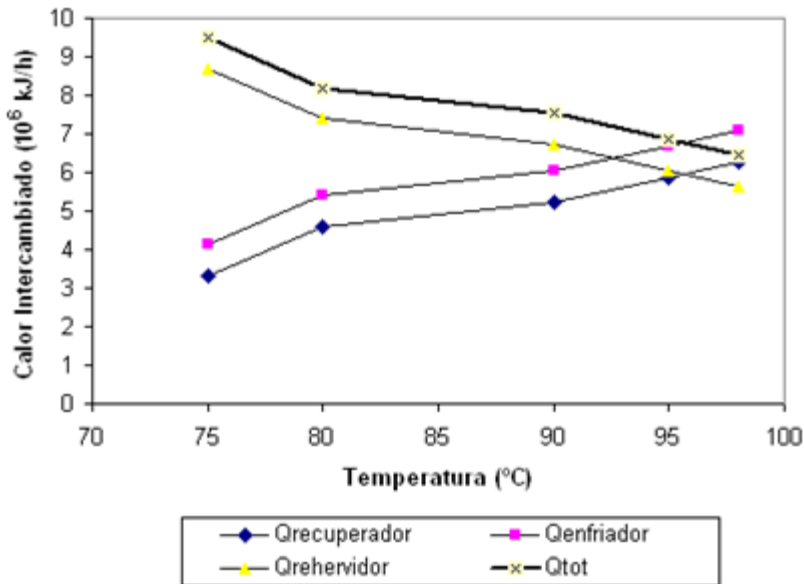


Figura 4. Efecto de la temperatura de alimentación en el calor intercambiado en el proceso

Conclusiones

Se evaluó el efecto de mezclar aminas en la eliminación de componentes ácidos de corrientes gaseosas. Se pudo detectar un efecto positivo de las mezclas en el grado de separación. La columna despojadora debe operar para relaciones de reflujo entre 1 y 1,50 de forma que el contenido de H₂S en la corriente líquida que se recircula al sistema sea inferior a 0,002 molH₂S/molamina. La temperatura de alimentación a la despojadora debe ser cercana a los 100 °C para favorecer el grado de separación y el balance energético del sistema, valores superiores a este pudieran traer como consecuencia la degradación del absorbente e imposibilitar su recirculación al proceso.

Bibliografía

1. Nordenkamp, M.; A. Friedl, U. Koss and T. Tork: "Modelling selective H₂S absorption and desorption in aqueous MDEA-solution using rate-based non-equilibrium approach." *Chem. Eng. and Processing*. 43: 701-715, 2004.
2. Al-Baghli, N.; S. Pruess; V. Yesavage and S. Selim: "A rate-based model for the design of gas absorbers for the removal of CO₂ and H₂S using aqueous solutions of MEA and DEA. Fluid," *Phase Equilibria* 185:31-43.
3. Thiele, R.; R. Faber; J. Repke; H. Thielert and G. Wozny: Design of industrial reactive absorption processes in sour gas treatment using rigorous modelling and accurate experimentation." *ICHEME* Vol 85 (A1) 74-87, 2007.
4. Lu, J.G.; You-Fei Zheng, Du-Liang He.: "Selective absorption of H₂S from gas mixtures into aqueous solutions of blended amines of methyldiethanolamine and 2-tertiarybutylamino-2-ethoxyethanolina packed column." *Separation and Purification Technology* 52:209-217, 2006.
5. Mandal, B.P.; A.K. Biswas and S.S. Bandyopadhyay: "Selective absorption of H₂S from gas streams containing H₂S and CO₂ into aqueous solutions of N-methyldiethanolamine and 2-amino-2-methyl-1-propanol." *Separation and Purification Technology* 35: 191-202, 2004.
6. Dicko, M.; Ch. Coquelet; C. Jarne; S. Northrop and D. Richon: "Acid gases partial pressures above a 50wt% aqueous methyldiethanolamine solution: Experimental work and modeling," *Fluid Phase Equilibria* 289: 99-109, 2010.
7. Sohbi, B.; M. Meakaff; M. Emtir and M. Elgarni: "The Using of Mixing Amines in an Indus-

trial Gas Sweetening Plant. World Academy of Science," *Engineering and Technology* 31: 301-305, 2007.

8. HYSYS, AEA Technology. Calgary, Hyprotech Ltd., Canada, 2001.
9. Jones D. and P. Pujadó: *Handbook of petroleum processing*, Springer. ISBN-13978-1-4020-2820-5
10. Kaewsichan L.; O. Al-Bofersen; V.F. Yesavage and M. Sami Selim: "Predictions of the solubility of acid gases in monoethanolamine (MEA) and methyldiethanolamine (MDEA) solutions using the electrolyte-UNIQUAC model." *Fluid Phase Equilibria* 183-184, 159-171, 2001.
11. Kern, D. Q.: *Procesos de Transferencia de calor*, Compañía editorial continental, S.A. de C.V., 1999.
12. Holman, J.P.: *Transferencia de calor*, 8th Ed, McGraw-Hill/Interamericana, 1999.
13. TEMA: *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 8th Ed. Tubular exchanger Manufacturers Association, Inc., 1999.
14. Trambouze: *Petroleum Refining. Materials and Equipment*, Edition Technip. 27 Rue Ginoux 75737 PARIS Cedex 15, France, 2000.
15. R. Meyers: *Handbook of refining petroleum processes*, Third Edition. Mc-Graw Hill Handbook Co., 2004.
16. R. Treyval: *Operaciones de Transferencia de Masa*, 2nd Ed, McGraw-Hill Co., 1991.

