

ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS. SIMULACIÓN DEL PROCESO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARAMÉTRICO

NATURAL GAS SWEETENING WITH AMINES. PROCESS SIMULATION AND PARAMETRIC SENSITIVITY ANALYSIS

Eleonora Erdmann¹, Liliana Ale Ruiz², Julieta Martínez³, Juan P. Gutierrez⁴, Enrique Tarifa⁵

(1) Instituto Tecnológico de Buenos Aires- ITBA, Instituto de Investigaciones para la Industria Química, INIQUI (UNSa-CONICET), Av. Madero 399, (1106) Ciudad de Buenos Aires - Argentina.

(2) Universidad Nacional de Salta Facultad de Ingeniería, Consejo de Investigaciones de la UNSa- CIUNSa, (3) Universidad Nacional de Salta-Facultad de Ingeniería, INIQUI (UNSa-CONICET) (4) Instituto de Investigaciones para la Industria Química, INIQUI (UNSa-CONICET), Avda. Bolivia 5150, (4400) Salta - Argentina.

(5) Universidad Nacional de Jujuy, Facultad de Ingeniería, CONICET, Gorriti 237, San Salvador de Jujuy - Argentina
(e-mail: eleonora@unsa.edu.ar)

Recibido: 25/02/2011 - Evaluado: 02/05/2011 - Aceptado: 21/01/2012

RESUMEN

En este trabajo, se simuló una planta de endulzamiento de gas natural con aminas para un gas característico de la región norte de la República Argentina, empleando las condiciones operativas características de este tipo de planta. La simulación se realizó con el simulador comercial Aspen-Hysys® V7.1, usado en la industria del petróleo y gas. El endulzamiento es llevado a cabo en un sistema compuesto fundamentalmente por una torre absorbadora y una torre regeneradora. El objetivo de este trabajo es realizar un análisis de sensibilidad con el fin de identificar las principales variables operativas del proceso de endulzamiento, las cuales serán consideradas en un posterior estudio de optimización. Las variables que se identificaron son: en la corriente de amina regenerada la temperatura y la concentración de CO₂ y en la torre absorbadora el flujo de gas a tratar y el caudal de amina.

ABSTRACT

In this study, an amine sweetening plant to a typical natural gas of the northern region of Argentina was simulated, using the regular operating conditions of this type of plant. The simulation was performed with the commercial simulator Aspen-Hysys® V7.1, used in oil and gas industry. The sweetening is carried out in a system mainly composed by an absorber and a regeneration towers. The aim of this paper is to present a sensitivity analysis to identify key operational variables of the sweetening process; these variables will be considered in a next optimization study. Identified variables are: temperature and CO₂ concentration, in the regenerated amine stream and, flow and gas flow to be treated, in the absorber tower the amine.

Palabras clave: endulzamiento; gas natural; aminas; simulación
Keywords: sweetening; natural gas; amines; simulation

INTRODUCCIÓN

El gas natural es un recurso no renovable formado por una mezcla de hidrocarburos: metano (alrededor de 80%), etano (6%), propano (4%), butano (2%), junto a algunas impurezas tales como vapor de agua, compuestos sulfurados, dióxido de carbono (CO₂), nitrógeno (N₂) y trazas de hidrocarburos más pesados. Su composición varía de acuerdo al yacimiento de donde fue extraído (Martínez, 2000).

El gas natural que se recibe de los yacimientos se caracteriza por ser un gas amargo, hidratado y húmedo: amargo por los componentes ácidos que contiene, hidratado por la presencia de agua, y húmedo por la presencia de hidrocarburos líquidos. Debido a esto para el uso comercial o doméstico, el gas natural debe ser tratado de manera de eliminar o disminuir la concentración de aquellos compuestos indeseados. El acondicionamiento del gas natural consta de tres procesos fundamentales: el endulzamiento (elimina los componentes ácidos), la deshidratación (elimina el agua) y ajuste de punto de rocío (elimina los hidrocarburos líquidos) (Campbell, 2001).

El proceso de endulzamiento (objeto de esta propuesta), se hace con el fin de remover el H₂S y el CO₂ del gas natural, debido a que estos compuestos son gases que pueden ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas, así como también problemas de corrosión, olores perniciosos, emisiones de compuestos causantes de lluvia ácida, entre otros. El segundo proceso, de deshidratación, se realiza para eliminar el vapor de agua que contiene el gas, el que puede producir corrosión y formar hidratos de hidrocarburos (a temperaturas cercanas a la ambiente y a presiones altas) obstruyendo las restricciones presentes en los gasoductos. Las especificaciones para el transporte del gas natural a través de gasoducto en Argentina están reguladas por el ENARGAS (1998), resolución n° 622/98 (Condiciones de referencias: 15°C y 101,325 kPa). Las mismas se detallan en la Tabla 1. El último proceso, de ajuste de punto de rocío, es necesario para disminuir el contenido de hidrocarburos pesados (componentes de la gasolina) a los efectos de ajustar el poder calorífico del gas.

Tabla 1: Especificaciones básicas del ENARGAS

Sustancia	Contenidos
Vapor de agua	65 mg/m ³
Dióxido de Carbono (CO ₂)	2 % molar

El ácido sulfhídrico, también conocido como sulfuro de hidrógeno, tiene la característica de tener un desagradable olor y ser muy tóxico. Cuando es separado del gas natural mediante el proceso de endulzamiento, es enviado a plantas recuperadoras de azufre en donde es vendido en forma líquida para sus diversos usos industriales (Martínez & Velázquez de Bermúdez, 2006).

El dióxido de carbono es un gas incoloro e inodoro, que a concentraciones bajas no es tóxico pero en concentraciones elevadas incrementa la frecuencia respiratoria y puede llegar a producir sofocación. El dióxido de carbono es soluble en agua, y la solución generada puede ser ácida como resultado de la formación de ácido carbonilo, de aquí la propiedad corrosiva que el CO₂ presenta en presencia de agua (Martínez & Velázquez de Bermúdez, 2006).

Otros componentes indeseables de naturaleza ácida son el sulfuro de carbonilo (COS) el cual es un compuesto inestable, corrosivo y tóxico que normalmente se descompone en CO₂ y H₂S y los mercaptanos de fórmula general RSH, donde los más comunes son el metil y el etilmercaptano, reconocibles por su olor y el poder corrosivo (Martínez & Velázquez de Bermúdez, 2006).

Este trabajo describe el desarrollo de una simulación estacionaria para un proceso de endulzamiento de gas natural con aminas y, en particular, se realiza la absorción de dióxido de carbono ya que se trabaja con gas

natural de la región noroeste de Argentina, el cual no posee compuestos sulfurados en cantidades apreciables para ser removidos. El endulzamiento es llevado a cabo en un sistema compuesto fundamentalmente por una torre absorbadora y una torre regeneradora. Compañías como Panamerican y Tecpetrol operan este tipo de plantas en dicha región (Velazquez, 2008).

En este 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. Para que la reacción se lleve a cabo se deben cumplir las siguientes condiciones: presión elevada y temperatura baja. Por cabeza de esta torre se obtiene una corriente de gas dulce, y por 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 de destilación donde se lleva cabo la desorción de los componentes ácidos. Las condiciones de esta torre son opuestas a las condiciones de la torre absorbadora. La corriente de amina pobre se enfría y presuriza para realimentarla a la torre absorbadora (Madox, 1982).

Una vez simulada la planta se realiza un análisis de sensibilidad con el fin de identificar a las principales variables operativas del proceso. Estas variables serán consideradas en un posterior estudio de optimización. Para realizar el análisis de sensibilidad se empleó el simulador HYSYS® V7.1 (Licencia de la Facultad de Ingeniería – Universidad Nacional de Salta- Salta-Argentina).

MARCO TEORICO

Los distintos procesos de endulzamiento se pueden clasificar en las siguientes categorías (Martínez, 2000):

- Procesos con solventes químicos.
- Procesos con solventes físicos.
- Procesos con solventes híbridos o mixtos.
- Procesos de conversión directa.
- Procesos de lecho sólido o seco.
- Nuevos procesos (membranas).
- Criogénicos.

Procesos con Solventes Químicos

En estos procesos, el gas que se va a tratar se pone en contacto en contracorriente con una solución de un componente activo que reacciona con los gases ácidos para formar compuestos inestables, solubles en el solvente. El componente activo de la solución puede ser una alcianoamina o una solución básica, con o sin aditivos. El contacto se realiza en una torre conocida como contactora en la cual la solución ingresa por la parte superior y el gas por la parte inferior. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles; por lo tanto, la solución al salir de la torre se envía a regeneración. Los procesos con aminas son los más conocidos de esta categoría y en segundo lugar los procesos con carbonato.

En este proceso, la torre contactora debe trabajar en condiciones de baja temperatura y alta presión de manera que se favorezca la reacción entre el gas y el solvente químico. Por otro lado, en la regeneración se debe trabajar en condiciones contrarias a las mencionadas, o sea a alta temperatura y baja presión, de manera de favorecer la liberación de los gases ácidos.

Las principales desventajas de este método son: la demanda de energía, la naturaleza corrosiva de las soluciones y la limitada carga de gas ácido en la solución, debido a la estequiometría de las reacciones. Los principales procesos con solventes químicos son: MDEA, MDEA activada y Benfield (con carbonato de potasio).

Procesos con Solventes Físicos

En estos procesos, el solvente físico utilizado absorbe el contaminante como gas en solución, sin que se presenten reacciones químicas, y son regenerados con disminución de presión y aplicación de calor o uso de pequeñas cantidades de gas de despojamiento. Se caracterizan por su capacidad de absorber, de manera preferencial, diferentes componentes ácidos de la corriente de hidrocarburos.

Principalmente los procesos de absorción física son utilizados cuando la presión del gas es alta y hay cantidades apreciables de contaminantes; obviamente que mientras más alta sea la presión y la cantidad de gas, mayor es la posibilidad de que se disuelva el gas en la solución.

Los procesos físicos tienen alta afinidad por los hidrocarburos pesados. Si el gas a tratar tiene un alto contenido de propano y compuestos más pesados, el uso de un solvente físico puede implicar una pérdida grande de los componentes más pesados del gas, debido a que estos componentes son liberados del solvente con los gases ácidos y su separación no es económicamente viable. Los principales procesos comerciales que utilizan solvente físicos son: Selexol, Solvente Flúor y Rectisol.

Procesos con solventes Híbridos o Mixtos

En este tipo de procesos se trabaja con la combinación de solventes físicos y químicos. Lógicamente, el mismo presenta las características de ambos.

La regeneración se logra por la separación en múltiples etapas y fraccionamiento. Se puede remover CO_2 , H_2S , COS , CS_2 y mercaptanos dependiendo de la composición del solvente. La selectividad hacia el H_2S se logra ajustando la composición del solvente y/o el tiempo de contacto. Los principales procesos comerciales que utilizan solvente híbridos son: Sulfinol- D, Sulfinol- M y Optisol.

Procesos de Conversión Directa

Los procesos de conversión directa se caracterizan por la selectividad hacia la remoción del H_2S . El sulfuro de hidrogeno es removido de la corriente de gas, por un solvente que circula dentro del sistema, el cual puede ser reducido fácilmente por el H_2S y rápidamente oxidado por el aire, produciendo azufre elemental. Los procesos comerciales más conocidos son: Stretford, Takahax y Ferrox.

Mallas Moleculares

Las mallas moleculares son lechos fijos que operan con ciclos de trabajo y también se pueden utilizar para deshidratar el gas natural. Se usan para absorber físicamente los componentes ácidos (H_2S y CO_2) y luego se regeneran utilizando temperaturas elevadas o descensos de presión.

Membranas

La separación se logra aprovechando la ventaja en las diferencias de afinidad/difusividad que poseen las membranas. El agua, el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrogeno son moderadamente altos difusores, lo que indica que pueden difundir más fácilmente que los hidrocarburos, utilizando la misma fuerza impulsora. Por otro lado los gases lentos, son aquellos que permanecen en la parte anterior de la membrana sin difundir.

Estas características hacen que las membranas sean ideales para aplicaciones en sitios remotos o para tratar volúmenes bajos de gas. El efecto de separación no es absoluto, por lo que habrá pérdidas de hidrocarburos en la corriente de gas ácido.

Proceso con Aminas

La absorción química utilizando alcoanolaminas forma parte de los procesos más frecuentemente usados y de los más eficientes. En el tratamiento de gas se utilizan soluciones acuosas de aminas para remover sulfuro de hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2). Los distintos tipos de amina que se pueden utilizar son los siguientes: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Diisopropanolamina (DIPA), Metildietanolamina (MDEA) y Diglicolamina (DGA).

Monoetanolamina (MEA): La monoetanolamina es la más reactiva de las etanolaminas. Se utiliza preferencialmente en procesos no selectivos de remoción del CO_2 y del H_2S , aunque algunas impurezas tales como el COS, CS_2 y el oxígeno tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomiendan en esos casos.

Con MEA, se logran concentraciones muy bajas de CO_2 / H_2S . Es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada es baja. La corrosión y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA. El porcentaje en peso de ésta en la solución se limita al 15%, debido a esto se requiere de cantidades considerables de solución en el sistema, lo que implica una demanda calórica alta.

Dietanolamina (DEA): La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la solución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas.

La reacción de DEA con COS y CS_2 es más lenta que con la MEA, y los productos de la reacción son distintos, lo que causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases. Tiene una presión de vapor más baja, por lo cual las pérdidas de solución de amina por evaporación son menores, y funciona bien en absorbedores de baja presión.

La DEA se usa para endulzar corrientes de gas natural que contengan un total de 10% o más de gases ácidos a presiones de operación de unos $2,4 \text{ kg/cm}^2$ o mayores.

Diisopropanolamina (DIPA): La DIPA es una amina secundaria como la DEA, tiene una gran capacidad para transportar gas ácido, pero debido al alto peso molecular del solvente, requiere de tasas máscas muy altas.

ADIP (Diisopropanolamina activada): El proceso Shell ADIP utiliza soluciones acuosas relativamente concentradas (30-40%). Este proceso es ampliamente usado para la remoción selectiva del sulfuro de hidrógeno de gases de refinería con altas concentraciones de H_2S/CO_2 . El COS se remueve parcialmente (20-50%), pero es posible lograr concentraciones más bajas de H_2S .

Metildietanolamina (MDEA): La metildietanolamina, es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO_2 , por lo tanto para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción. Su mejor aplicación es la remoción selectiva del H_2S cuando ambos gases están presentes (CO_2 y H_2S).

Una ventaja de la MDEA, para la remoción del CO_2 es que la solución contaminada o rica se puede regenerar por efectos de una separación flash.

Otra ventaja que puede ofrecer la MDEA sobre otros procesos con amina es su selectividad hacia el H_2S en presencia de CO_2 . En estos casos la MDEA es más favorable.

Metildietanolamina activada (A-MDEA): En la MDEA activada, la adición de una amina secundaria como activador, acelera la absorción cinética de CO_2 . La A-MDEA no remueve los mercaptanos, ni se puede utilizar sola para la remoción selectiva del H_2S debido a la presencia del activador.

Las condiciones de operación pueden ser: presión del absorbedor de hasta 123 kg/cm^2 y temperatura del absorbedor desde 40 hasta 90°C .

Equipos de Planta de Amina

Los equipos que integran la planta de endulzamiento son (Martínez, 2000; Madox, 1982; Behroozsarand & Zamaniyan, 2011):

Separador de entrada (F-100): Se encarga de separar los agentes contaminantes que lleguen a la planta de tratamiento de gas, tales como partículas sólidas, hidrocarburos líquidos, etc., que puedan generar problemas de espuma, corrosión, entre otros.

Torre contactora (CONTACTORA CON DEA): Es uno de los equipos principales de la planta junto con la torre regeneradora. Es una torre de platos (20 en este trabajo) de intercambio gas-líquido. El gas ácido entra por la parte inferior de la torre y la amina pobre (amina sin CO₂) por la parte superior de la misma. En cada plato se realiza una reacción de equilibrio entre ambos, y el gas sale por la parte superior con un bajo porcentaje de dióxido de carbono. Esta torre trabaja a altas presiones y bajas temperaturas, esto se debe a que el gas es tomado directo del gasoducto, siendo transportado a una presión entre 70 – 75 kg/cm².

La amina pobre al salir de la torre es denominada "amina rica" debido a que ha aumentado su concentración en componentes ácidos.

Tanque de venteo (TANQUE DE VENDEO): Se utiliza para recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, ya que provocan la generación de espuma en el equipo siguiente (torre regeneradora).

Este equipo trabaja a bajas presiones (4 kg/cm²), esta disminución de presión hace que los hidrocarburos disueltos se vaporicen y arrastren una pequeña cantidad de CO₂.

Intercambiador Amina-Amina (I-100): Se calienta la amina rica para facilitar la desorción del gas de la solución. Además, se aprovecha el calor de la amina pobre regenerada, disminuyendo así el requerimiento energético del reboiler (rehervidor) del sistema de regeneración. El intercambiador trabaja a una presión menor que la del tanque flash, esto produce que a medida que se calienta la amina rica libere gases ácidos, tal situación se debe evitar ya que el sistema se vuelve muy corrosivo. Para disminuir este efecto se puede colocar una válvula de control que regule el flujo de salida del intercambiador para que este opere a la misma presión que el tanque flash.

Torre regeneradora (REGENERATOR): Esta torre al igual que la torre contactora trabaja en contracorriente, en ella se elimina el CO₂ de la amina regenerando la misma para utilizarla nuevamente. Está constituida por 18 platos de contacto gas-líquido, un condensador de productos de cabeza y un reboiler. La solución ácida ingresa por el cuarto plato en este trabajo (los platos están numerados de arriba hacia abajo), ésta entra en contacto con una corriente de vapor de agua, el cual es generado en el reboiler de fondo vaporizando parte del agua contenida en la solución de amina rica. A medida que se aumenta la cantidad de vapor aumenta la cantidad de CO₂ despojado, de allí que también se utilice "vapor de stripping" para aumentar la eficiencia de la torre.

El condensador actúa como un separador gas líquido, el vapor se condensa y se utiliza como reflujo de la torre mientras que el gas removido es incinerado.

Tanque de almacenamiento: En este tanque se almacena la amina pobre recuperada, y se reponen las pequeñas pérdidas que se pueden haber generado en el proceso. Se debe tener cuidado que la solución agredida mantenga la proporción amina/agua, si no la planta trabajará de manera ineficiente.

Se debe evitar que la amina en el tanque entre en contacto con el aire ya que reaccionará perdiendo su propiedad de absorción, para prevenir esta situación se coloca un colchón de gas inerte en el tanque.

Filtros: Antes que la amina vuelva al proceso se la hace circular a través de filtros para remover partículas solidas contaminantes producto de la corrosión. Estos dispositivos deben ser reemplazados o limpiados periódicamente para evitar la saturación por suciedad. La saturación de un filtro se puede observar mediante el aumento de la caída de presión a través de éste.

Enfriador (I-101): Al trabajar la torre de regeneración a altas temperaturas, la amina pobre saldrá caliente, por ello no se la puede introducir directamente a la torre contactora ya que disminuiría su capacidad de retención de CO₂. El enfriador logra disminuir la temperatura de la amina recirculada hasta aproximadamente 10°C por encima de la temperatura a la cual entra a la torre contactara la corriente gaseosa a tratar. Esta condición es lograda usando la función lógica SET.

El Tanque de almacenamiento y los Filtros no son considerados en esta simulación, ya que la misma es una simulación estacionaria, y no modela pérdidas de amina ni corrosión en las cañerías y/o equipos.

Datos de Entrada

El gas a tratar tiene las condiciones dadas en la Tabla 2 y, como se planteó anteriormente, presenta la composición de un gas típico del norte del país.

Tabla 2: Condiciones operativas del gas ácido

Gas Ácido	
Temperatura	30 °C
Presión	68 atm (abs)
Flujo Molar	7,06 x 10 ⁵ m ³ /d (24 MMSCFD)
Componentes	Fracción molar
C ₁	0,8619
C ₂	0,0621
C ₃	0,0203
iC ₄	0,0039
nC ₄	0,0053
iC ₅	0,0022
nC ₅	0,0013
C ₆	0,0005
C ₇	0,0007
C ₈	0,0001
C ₉	0,0001
CO ₂	0,0346
H ₂ O	0,0020
N ₂	0,0052
DEA	0,0000

Tabla 3: Condiciones operativas de DEA

DEA a absorbadora	
Temperatura	35 °C
Presión	70 Kg/cm ²
Flujo Molar	1889 kmol/h
CO ₂ Frac. masa	0,00088
Agua Frac. masa	0,72050
DEA Frac. masa	0,27860

En cuanto a las condiciones correspondientes a la corriente de amina que ingresa por cabeza, están dadas por la Tabla 3.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los resultados obtenidos de la simulación son presentados en diferentes figuras. La concentración de dióxido de carbono en el gas se expresa en fracciones molares, mientras que en el líquido se expresa en fracciones másicas. La Figura 2 muestra los perfiles de concentración de CO₂ en el gas natural y de temperatura en la solución de amina, en función del número de platos de la torre absorbidora. Se puede observar que la remoción de CO₂ de la corriente de gas es progresiva hasta extraer casi la totalidad del mismo. Por otra parte en la misma figura se puede visualizar el perfil de temperatura a lo largo de la torre, en la parte inferior el valor de temperatura muestra un aumento importante respecto a las otras zonas de la torre, este comportamiento se debe a que en esta zona se extrae la mayor cantidad de CO₂, y dado que las reacciones involucradas son exotérmicas, el perfil de temperatura presenta un aumento significativo (Campos *et al.*, 2008).

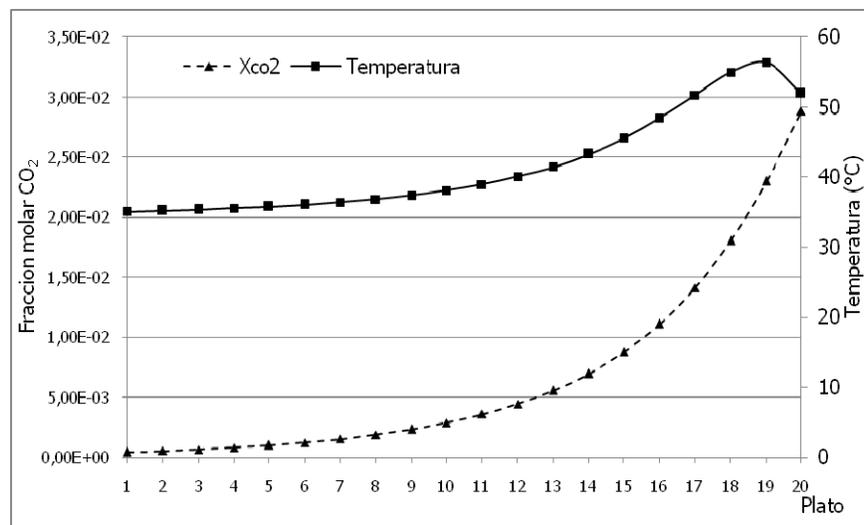


Fig. 2: Perfiles de de concentración de CO₂ y temperatura en la torre absorbidora.

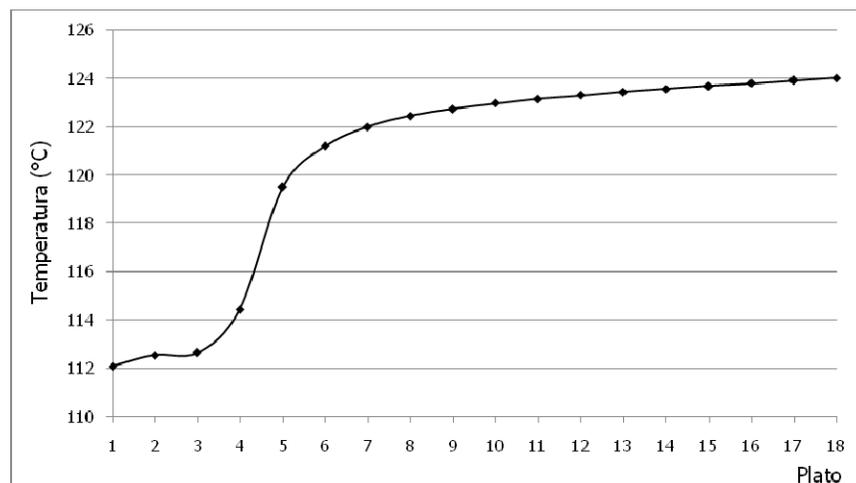


Fig. 3: Perfil de temperatura en la torre regeneradora.

La Figura 3 presenta el perfil de temperatura en la torre regeneradora en la cual se observa que alcanza un valor máximo de 124 °C en el reboiler.

En la Figura 4 se representa el perfil de concentración de CO₂, el aumento brusco de la concentración en el plato 4 se debe a que ese es el plato donde se alimenta la corriente de amina a regenerar.

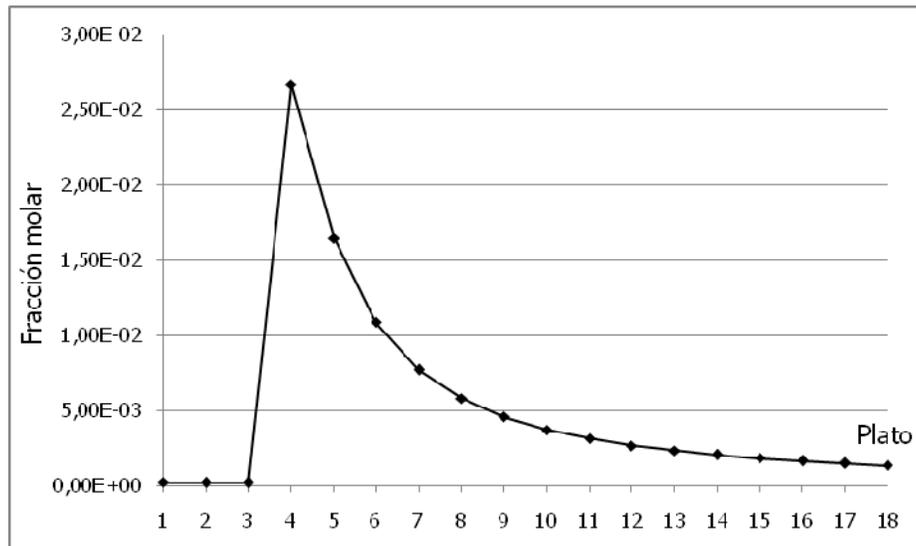


Fig. 4: Perfil de concentración de CO₂ en la solución de amina en la torre regeneradora.

En la Tabla 4 se presentan los valores de dióxido de carbono en la amina a la entrada y a la salida del regenerador. Como puede observarse se logra una remoción del 97,85% respecto al porcentaje total de dióxido pero de un 100% respecto al dióxido absorbido del Gas Natural en el sector de regeneración, debido a que el contenido final del gas ácido en la corriente de amina regenerada es con el que está entrando en la torre contactora debido al reciclo.

Tabla 4: Regeneración DEA

Corriente	% CO ₂ p/p
Alimentación al regenerador	4,144
DEA regenerada	0,089

Análisis de Sensibilidad

Se realiza un análisis de sensibilidad paramétrica para estudiar e identificar las variables claves del proceso de endulzamiento, considerando las propuestas de los parámetros más importantes obtenidos por Behroozsarand y Zamaniyan (2011). Se proponen tres casos de estudio.

Caso 1: Teniendo en cuenta que el responsable de la compensación energética de la planta es el reboiler de la torre regeneradora (Figura 5), y dado que en este equipo se produce el calor necesario para vaporizar la solución regenerada, se plantea entonces como primer caso de estudio la variación de la presión del reboiler. El rango de variación de la presión fue de 2– 4,5 kg/cm². Ante esta variación, se estudia el comportamiento de dos variables fundamentales del proceso de regeneración: la temperatura de la corriente de amina y la concentración de CO₂ en la amina regenerada.

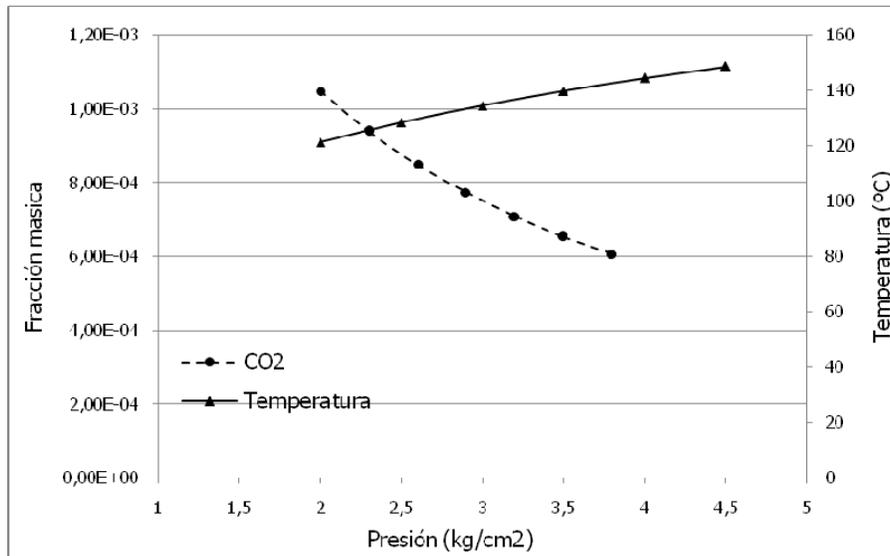


Fig. 5: Variación de la temperatura y de la fracción de CO₂ en la amina regenerada en función de la presión del reboiler.

Las mejores regeneraciones se obtienen a presiones relativamente altas (aunque mucho menores que las empleadas en la torre contactora) ya que permiten alcanzar mayores temperaturas que favorecen el agotamiento de la amina. Presiones de operación más altas en el stripper aumentan la temperatura de fondo, lo cual provoca un despojamiento más completo de los gases ácidos, sin embargo el incremento de temperatura provoca un exceso de corrosión y de degradación química de la amina de acuerdo a lo citado por Madox (1982). Para la mayoría de las unidades de amina se usa una presión en el fondo del regenerador de hasta 15 psi (1,02 atm), y una temperatura de 240-260 °F (115,5-126 °C) es suficiente para separar el gas ácido de la solución. Con la intención de ahorrar energía, algunos operadores bajan la temperatura del reboiler a 230-235°F (110-113°C), pero como consecuencia de un mal despojamiento debido al descenso de la temperatura aparece corrosión sobre todo si se está removiendo CO₂ (Martínez, 2000). En este trabajo la temperatura en la torre regeneradora alcanza un valor máximo de 124 °C no superando el máximo de 126 °C ni llegando al mínimo de 110°C valores en los que la corrosión es posible.

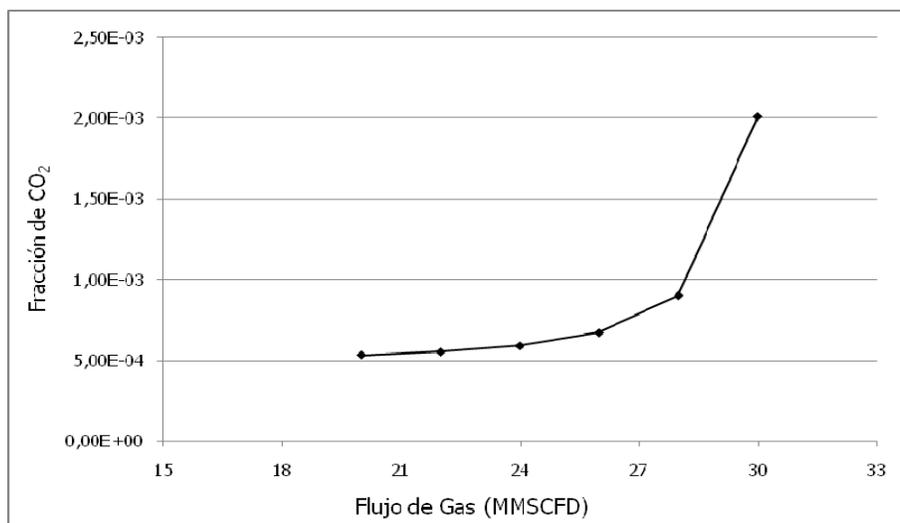


Fig 6. Concentración de CO₂ en el gas dulce en función del flujo de gas a tratar.

Caso 2. El segundo caso de estudio (cuyos resultados se presentan en la Fig. 6) se realizó en la torre absorbidora variando el flujo de gas a endulzar. El objetivo de este análisis es determinar un rango de operación para el flujo de gas que ingresa a la torre con un caudal de amina fijo en 1889 kmol/h, tal que el gas endulzado cumpla con las especificaciones en cuanto su contenidos de gases ácidos.

Caso 3: El tercer caso de estudio (cuyos resultados se presentan en la Fig. 7) se realizó en la torre absorbidora variando el caudal de amina para un mismo caudal de gas de 24 MMSCFD (Abedini *et al.*, 2010).

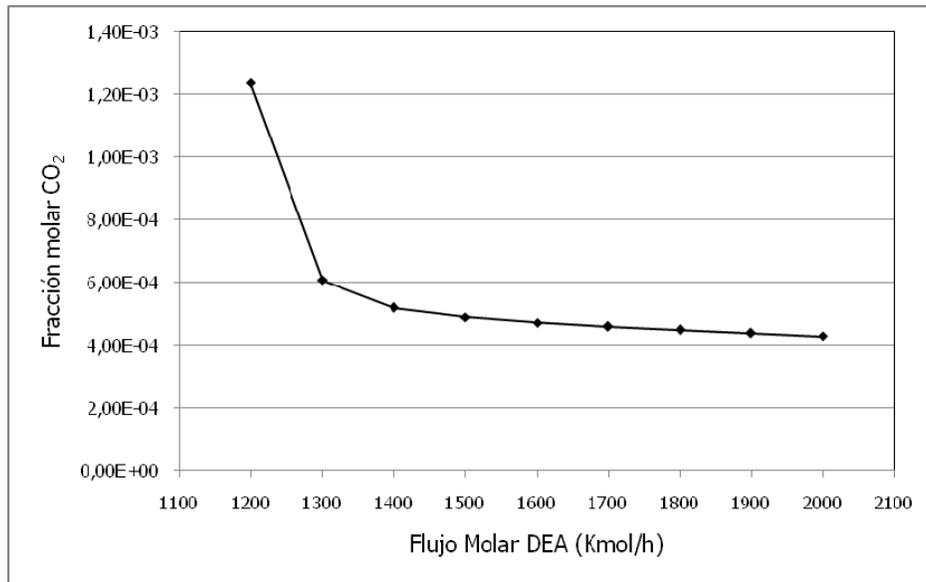


Fig. 7: Concentración de CO₂ en el gas dulce en función del caudal de DEA.

A medida que aumenta el caudal de amina disminuye la composición del CO₂ en el gas. A partir de 1700 Kmol/h de amina la variación de concentración de CO₂ casi no varía, por lo tanto aumentar el caudal de amina por encima de este valor no es económicamente rentable.

CONCLUSIONES

En este trabajo, se simuló una planta de endulzamiento de gas natural para un gas característico de la región norte, empleando las condiciones operativas características de este tipo de planta. La simulación se realizó con el simulador comercial ASPEN – HYSYS® (2009), usado en la industria del petróleo y gas. Luego, se realizó un análisis de sensibilidad con el fin de identificar las principales variables operativas del proceso de endulzamiento.

La temperatura de la corriente de amina regenerada y la concentración de CO₂ en dicha corriente son sensibles a los cambios de presión en el reboiler. Ante un aumento de la presión, la concentración de CO₂ disminuye y a su vez la temperatura aumenta de manera proporcional.

Para las condiciones de trabajo establecidas en la torre absorbidora, es posible aumentar el flujo de gas a tratar hasta en un 20% y obtener valores de concentración de CO₂ en el gas dulce que se encuentran dentro de las especificaciones de transporte exigidas.

Al aumentar el caudal de amina disminuye la concentración de dióxido de carbono en el gas dulce en forma sustancial hasta un valor determinado a partir del cual la disminución del gas ácido no es significativa, tomado este valor como el de operación de la planta.

REFERENCIAS

1. Abedini, R., Abedini, A. & Zanganeh, I. (2010). Investigation of mixed amine solution in gas sweetening plant. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2, 36-40.
2. Aspen HYSYS – ASPEN TECH. ASPEN TECHNOLOGY (2009). Tutorial and Application-Version Number 7.1. *Inc. Cambridge, MA 02141-2201. USA.*
3. Behroozsarand, A. & Zamaniyan, A. (2011). Multiobjective Optimization Scheme for Industrial Synthesis Gas Sweetening Plant in GTL Process. *Journal of Natural Gas Chemistry*, 20, 99-109.
4. Campbell, J. (2001). Gas Conditioning and Processing. Vol. 1: The Basic Principles. Ed. Campbell Petroleum Series. USA, pp. 1-43.
5. Campos, N., Kostrencic, D., Erdmann, E., Mercado, L. & Ale Ruiz, L. (2008). Tratamiento de gas natural. Absorción con aminas. Simulación del Proceso. XIII Congreso Nacional de Estudiantes de Ingeniería Química- CONEIQ. Villa Mercedes-San Luis-Argentina. Octubre 2008. Publicado en formato digital.
6. ENARGAS (1998). <http://www.enargas.gov.ar/MarcoLegal/Resoluciones/SelecResol/Index.php>, Resolución 622/98.
7. Erdmann, E., Ale Ruiz, L., Campos, N., Kostrencic, D., Martínez, J. & Mercado, L. (2008). Simulación del endulzamiento del gas natural con aminas. I Reunión Interdisciplinaria de Tecnología y Procesos Químicos- RITeQ. Complejo Vaquerías – Valle Hermoso – Córdoba – Argentina. 19 – 22 de octubre de 2008. Publicado en formato digital.
8. Maddox, R.N. (1982). Gas Conditioning and Processing. Volume 4: Gas and Liquid Sweetening. Campbell Petroleum Series. Oklahoma, USA, pp. 59-128.
9. Martínez, M. (2000). Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Endulzamiento del Gas Natural. Ingenieros Consultores SRL. Maracaibo, Venezuela, pp. 8-281.
10. Martínez, M. & Velázquez de Bermúdez, B. (2006). Diccionario del Gas Natural. Ingenieros Consultores SRL. Maracaibo, Venezuela.
11. Nuchitprasittichai, A. & Cremaschi, S. (2011). Optimization of CO₂ capture process with aqueous amines using response surface methodology. *Computers and Chemical Engineering*, 35, 1521-1531
12. Velásquez, O. (2008). Endulzamiento de Gas Natural, Eliminación de Contaminantes o Proceso de Endulzado. Tesis Facultad de Ciencias Naturales. Ing. En Perforaciones. Universidad Nacional de Salta. Salta, Argentina. Biblioteca de la Universidad Nacional de Salta – Sede Tartagal.

