



**SELECCIÓN DE AMINAS PARA UNIDADES DE
ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL**

G.V. Morales, D.E. Cabrera, G.M. Tirado, L. Mercado Fuentes

Facultad de Ingeniería - Consejo de Investigación

INIQUI – Universidad Nacional de Salta

RESUMEN

Se realiza la simulación del proceso de endulzamiento de gas natural, con la ayuda del simulador comercial HYSYS. Se utilizan datos de corrientes gaseosas obtenidas de pozos gasíferos de la provincia de Salta y de soluciones acuosas de aminas. Se analizan los criterios para seleccionar aminas y se comparan los resultados de simulación obtenidos utilizando soluciones de MEA, DEA y MDEA pura y mezclas de MDEA con MEA ó DEA. Los análisis de los resultados de simulación permiten inferir que las soluciones de MEA y DEA requieren mayor caudal de circulación y en consecuencia el calor necesario en el reboiler para regenerar las mismas y las pérdidas por evaporación en la cabeza del regenerador son mayores que para las soluciones de MDEA pura y de mezclas.

Se realiza un análisis de sensibilidad paramétrica, identificándose como variables más sensibles de operación al caudal de solución de amina que ingresa al absorbedor, la temperatura de la misma y la temperatura del reboiler del regenerador.

INTRODUCCION

El gas natural posee impurezas o contaminantes tales como: agua, nitrógeno, anhídrido carbónico y sulfuro de hidrógeno, entre otros. El agua, siempre presente en el gas proveniente del yacimiento, debe eliminarse ya que produce corrosión y formación de hidratos. Los hidratos son inclusiones sólidas que se forman cuando los hidrocarburos del gas natural están en contacto con el agua líquida bajo ciertas condiciones de presión y temperatura. El aumento de presión favorece la formación de hidratos y estos se forman a temperaturas tan altas como 37 °C.

Por otra parte, el nitrógeno es un gas inerte que solo va a afectar el poder calorífico del gas y también, lógicamente, el costo de transporte, mientras que el anhídrido carbónico (CO₂) y el sulfuro de hidrógeno, forman ácidos o soluciones ácidas en presencia del agua contenida en el gas. Ello provoca serios inconvenientes tanto durante el transporte del gas, como en su fraccionamiento ó en su utilización final. Por lo tanto resulta de suma importancia el acondicionamiento del gas natural a los efectos de alcanzar las especificaciones que debe cumplir el mismo en cuanto al contenido de estas impurezas.

Los procesos para eliminar los gases ácidos de las corrientes de gas natural se conocen como “procesos de endulzamiento de gas natural” y se realizan, generalmente, por absorción del gas ácido en una solución básica, entre ellas las soluciones acuosas de aminas.

La tecnología de endulzamiento del gas natural usando soluciones de aminas ha sido usada a escala comercial desde hace más de 80 años. La elección de las aminas para las unidades de endulzamiento es compleja y se basa, entre otros factores, en varias consideraciones del proceso. Entre los años 1960 y 1970 varias aminas como MEA (monoetanolamina), DEA (dietanolamina),



TEA (trietanolamina) y MDEA (metildietanolamina) adquirieron importancia debido a su reactividad y disponibilidad a un costo accesible. Sin embargo, hay muy poca información, en la literatura, relacionada a los aspectos de esta tecnología que permitan mejorar su eficiencia. Muchas unidades de amina que operan en forma ineficiente podrían ser optimizadas simplemente cambiando de amina.

En este trabajo se utiliza el simulador comercial HYSYS (1998) en estado estacionario, para estudiar el efecto de la amina usada para tratar diferentes corrientes de gas natural provenientes de yacimientos gasíferos de la provincia de Salta. Afortunadamente estas corrientes gaseosas se caracterizan por su bajo contenido en sulfuro de hidrógeno, que no supera las normas de calidad establecidas por el ENARGAS (Ente Regulador del Gas: Tabla 1).

Tabla 1 Especificaciones de Calidad del Gas Natural (contenidos máximos)	
CO ₂	2 % molar
Agua	65 mg / m ³
Total Inertes	4 % molar
SH ₂	3 mg / m ³
Azufre entero	15 mg / m ³
Hidrocarb. Condensables Punto de rocío	- 4 °C a 5500 kPa
Oxígeno	0.2 % molar
Partículas sólidas	22.5 kg / MMm ³
Partículas líquidas	100 lt / MMm ³
Poder calorífico superior	8850 –10200 kcal /m ³
Temperatura	50 °C
Otras consideraciones	Libre de arenas, polvos, gomas, aceites, glicoles

Sin embargo, algunas de estas corrientes gaseosas poseen un alto tenor de CO₂, superando en muchos casos lo establecido por las normas de calidad que, en Argentina, prevén un contenido máximo del 2 % en volumen.

Se realiza un análisis de sensibilidad paramétrica con las variables más sensibles de operación del proceso de endulzamiento y se comparan, los resultados obtenidos, usando diferentes soluciones de aminas de uso comercial.

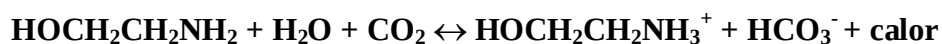


CONSIDERACIONES GENERALES PARA SELECCIONAR AMINAS

Los criterios generales para seleccionar aminas en plantas de endulzamiento fueron cambiando con los años. Bullin y Polasek (1982) expresan que hasta el año 1970, la MEA era la amina considerada como óptima para cualquier proceso. Posteriormente, el cambio de MEA a DEA condujo a resultados más favorables y, en los últimos años la MDEA y mezclas de aminas han ganado en popularidad y beneficios.

La MEA se usa generalmente en una solución acuosa del 10 a 20 % en peso. Es la base más fuerte de las diferentes aminas y reacciona muy rápidamente con los gases ácidos. Al tener menor peso molecular que el resto de las aminas, tiene mayor capacidad para arrastrar los gases ácidos por volumen de solución (Maddox, 1977), lo cual implica un menor caudal de circulación en la unidad de endulzamiento. Las principales razones para preferir el uso de MEA son entonces, su bajo precio, alta reactividad, excelente estabilidad y facilidad con que se la recupera de las soluciones contaminadas. Sin embargo, posee dos importantes desventajas: i) la MEA en sí misma no es corrosiva pero reacciona en forma irreversible con agentes oxidantes tales como COS, CS₂, SO₂, SO₃ y oxígeno formando productos solubles que deben ser retirados de circulación para evitar problemas de corrosión y; ii) la MEA posee mayor presión de vapor que las otras aminas, lo cual ocasiona grandes pérdidas por evaporación.

Las reacciones de MEA con H₂S y CO₂ son las siguientes:

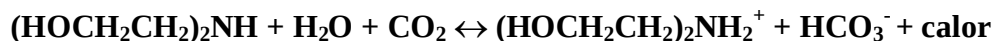


La reacción inversa es la reacción de regeneración de la amina.

Polasek y Bullin (1994) determinaron un calor de reacción de MEA con CO₂ de 825 BTU/lb (1916 kJ/kg) de CO₂ y un calor de reacción de MEA con H₂S de 550 BTU/lb (1278 kJ/kg) de H₂S. Por otra parte, Martínez (1998) utiliza para sus cálculos el mismo valor del calor de reacción de MEA con CO₂, pero utiliza un valor diferente para el calor de reacción de MEA con SH₂, 820 BTU/lb de SH₂ (1906 kJ/kg).

La DEA se usa en soluciones acuosas del 25 al 35 % en peso. Dado que es una amina secundaria, reduce su afinidad por H₂S ó CO₂ y puede no ser capaz de alcanzar las especificaciones de calidad del gas natural a bajas presiones (Polasek y Bullin, 1994). Las ventajas del uso de DEA en relación a MEA son su resistencia a la degradación por COS y S₂C y sus menores pérdidas por evaporación. Las desventajas son su más baja reactividad, mayor velocidad de circulación y, en consecuencia, mayor costo.

Las reacciones de DEA con SH₂ y CO₂ son las siguientes:

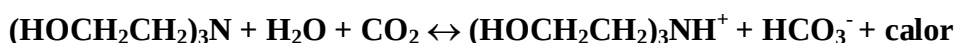




Polasek y Bullin (1994) determinaron un calor de reacción de DEA con CO₂ de 653 BTU/lb de CO₂ (1518 kJ/kg) y un calor de reacción de DEA con H₂S de 511 BTU/lb de H₂S (1187 kJ/kg).

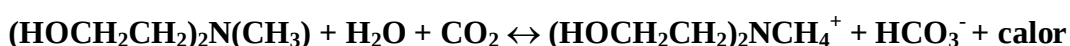
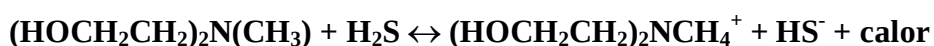
Aunque la TEA, inicialmente, fue comercialmente aplicada a procesos de endulzamiento de gas natural con aminas, fue rápidamente desplazada por MEA ó DEA. La TEA posee las siguientes desventajas: i) es menos reactiva con los gases ácidos; ii) tiene menor capacidad para arrastrar los gases ácidos por volumen de solución que las otras aminas y; iii) puede no reducir el contenido de H₂S a las especificaciones requeridas para el transporte. La principal ventaja que posee es que es selectiva a H₂S en presencia de CO₂.

Las reacciones de TEA con H₂S y CO₂ son las siguientes:



La MDEA es comúnmente usada en un rango de concentración del 20 al 50 % en peso. Tiene una serie de ventajas frente a las aminas primarias y secundarias: i) menor presión de vapor y menos pérdidas por evaporación; ii) menor calor de reacción: 600 BTU/lb de CO₂ (1394 kJ/kg) y 522 BTU/lb de H₂S (1214kJ/kg) (Polasek y Bullin, 1994); iii) alta resistencia a la degradación; iv) pocos problemas de corrosión y; iv) selectividad a H₂S en presencia de CO₂. Cuando la relación CO₂/H₂S es alta, aumenta su capacidad de absorción de CO₂. Las principales desventajas que presenta la MDEA son las siguientes: i) baja velocidad de reacción con CO₂; ii) tendencia a formar espuma a altas concentraciones y; iii) alto costo.

Las reacciones de MDEA con H₂S y CO₂ son las siguientes:



En la Tabla 2 se presentan datos de aminas y de condiciones típicas de operación. Los valores de presión de vapor muestran que las pérdidas de MEA por evaporación serán mayores (por un orden de magnitud) que las de cualquier otra amina. Se observa, también en la Tabla 2, que debido a problemas de corrosión la relación mol gas ácido/mol amina, R_g, en la solución de amina que sale por la base de la unidad de endulzamiento, posee un valor límite máximo que depende del tipo de material de la misma (Polasek y Bullin, 1994).



Tabla 2 Datos de aminas y condiciones típicas de operación				
	MEA	DEA	TEA	MDEA
Peso Molecular (PM)	61.08	105	149	119
Presión de vapor (a 38 °C) (kPa)	0.004	0.0001	< 0.00001	0.00005
Concentración de la solución (% peso)	15-20	25-35	20-50	20-50
Rg (mol gas ácido/mol amina) (valor máximo) (acero al carbón)	0.3-0.35	0.3-0.35	0.3-0.35	Ilimitado
Rg (mol gas ácido/mol amina) (valor máximo) (acero inoxidable)	0.7-0.9	-	-	Ilimitado

En cuanto a las mezclas de aminas, ellas son generalmente mezclas de MDEA y DEA ó MEA. Estas mezclas se utilizan, generalmente, para aumentar la absorción de CO₂ y alcanzar las especificaciones de calidad del gas de venta, cuando no es posible lograrlo con MDEA únicamente y tienen gran aplicabilidad a bajas presiones (Polasek y col., 1992). A altas presiones, las mezclas de aminas no poseen mayores ventajas sobre la MDEA.

DESCRIPCION DEL PROCESO

El proceso que simulamos es una instalación típica del proceso de endulzamiento de gas natural (Campbell J.M., 1979) y consiste en la remoción del CO₂, únicamente, utilizando una solución de amina ó de mezclas de aminas. Este proceso se completa con la posterior regeneración de la solución de amina utilizada en una torre de destilación (Fig.1). Se trabaja con corrientes gaseosas obtenidas de pozos gasíferos de la provincia de Salta.

El ejemplo que se presenta en este trabajo corresponde a la corriente gaseosa del pozo gasífero Ramos, posee un contenido moderado de CO₂ (2.5 % de CO₂ en volumen) y, sus propiedades y composiciones molares se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3	
Corrientes de Gas Natural de Ramos	
T = 40 °C	
P = 6865 kPa (70 kg/cm ²)	
Caudal de Gas : 80470 kg/h	
Fracción molar	
Metano:	0.88208
Etano:	0.05283
Propano:	0.01753
i-Butano:	0.00345
n-Butano:	0.00493
i-Pentano:	0.00210
n-Pentano:	0.00140
n-Hexano:	0.00286
Nitrógeno:	0.00608
CO ₂ :	0.02528
H ₂ O:	0.00147

El gas a tratar pasa primeramente por un separador bifásico (Separador-1) para remover algo de líquido que contenga antes de su ingreso al absorbedor. El absorbedor es una torre de cinco platos que trabaja a altas presiones (presión de yacimiento), en la cual el gas a purificarse ingresa por el fondo y en sentido contrario a la solución de amina pobre o magra (muy baja concentración de CO₂).

El gas purificado sale por la cabeza del absorbedor y la amina rica en CO₂ sale por la base del mismo y es enviada a regeneración. Dado que la regeneración de la solución de amina es favorecida por menores presiones y mayores temperaturas, se coloca una válvula de nivelación en la línea de flujo de la amina rica. Dicha válvula cumple la función de disminuir la presión hasta 490 kPa (5 kg/cm²), lo cual permite separar parte del CO₂ de la amina en un segundo separador (Separador-2). A continuación el intercambiador de calor cumple la función de precalentar la amina rica en CO₂, antes de su ingreso al regenerador, por intercambio de calor con la amina magra que viene del mismo.

El regenerador es una torre de platos donde la solución de amina rica descende en dirección contraria a los vapores de extracción ascendentes que consisten sobre todo en vapor de agua. Es importante tener sumo cuidado de no superar la temperatura de descomposición de la solución de amina en el regenerador (Maddox, 1977). Finalmente, en el mezclador se combina la amina magra que proviene del regenerador con la amina de reposición. La necesidad de reponer la solución de amina surge del hecho de que parte de la misma se pierde por las cabezas del absorbedor y del regenerador.

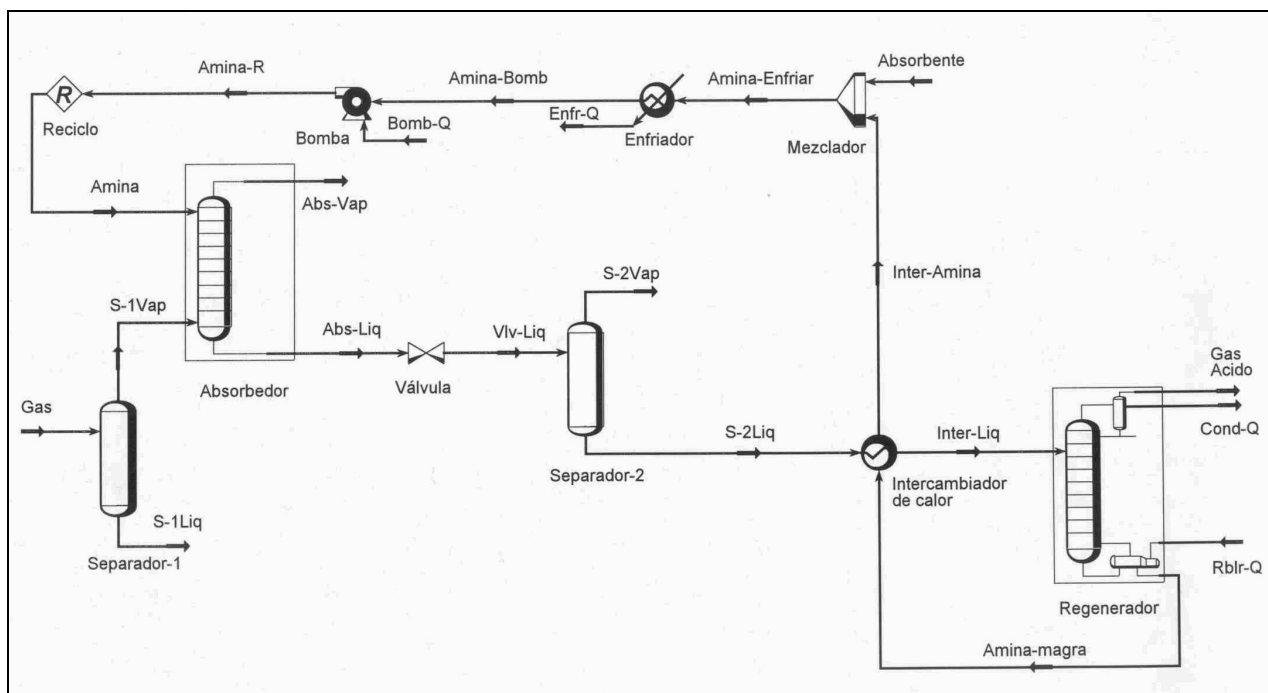


Figura 1: Proceso de Endulzamiento del Gas Natural

PROCESO DE CÁLCULO

Para predecir el equilibrio líquido-vapor, se seleccionó a la ecuación de estado Peng- Robinson, en el programa de simulación de procesos HYSYS. Con este simulador el usuario puede dibujar el flowsheet del proceso en la pantalla de la computadora e ir cargando al programa los parámetros operativos del mismo. A medida que se va construyendo el proceso se tiene la posibilidad de ir observando los resultados parciales obtenidos para cada operación (equipo) y sus corrientes de entrada y salida. Por otra parte, una vez construido el flowsheet del proceso, identificadas las variables de simulación y obtenidos los primeros resultados, es posible cambiar rápidamente los valores de dichas variables y observar la evolución del proceso bajo las nuevas condiciones de operación. Esto se puede hacer sin la necesidad de realizar cálculos complicados que insumirían mucho tiempo.



VARIABLES DEL PROCESO (GRADOS DE LIBERTAD) PARA LA SIMULACION

Las variables operativas para cada caso fueron cuidadosamente examinadas con la ayuda del simulador, pudiéndose determinar que las variables más sensibles de operación son las siguientes:

Caudal de la solución de amina alimentada al absorbedor

En todos los casos cuando la velocidad de circulación de la solución de amina aumenta, para una columna de absorción dada, aumenta la cantidad de CO₂ extraída. Esto se mantiene así aun cuando, para una columna de dimensiones fijas, el hecho de aumentar el caudal de circulación de la solución de amina implica una disminución del tiempo de residencia de la solución en el equipo.

Temperatura de la solución de amina magra

Generalmente el único parámetro disponible para controlar la temperatura de la columna de absorción es la temperatura de la solución de amina magra. Bullin y col., 1990 expresan que la reacción de CO₂ con la amina es cinéticamente controlada y que cuanto mayor es la temperatura de la columna mayor es la velocidad de reacción. Expresan, también que, cuando la temperatura de la solución de amina alcanza los 35 °C aproximadamente, disminuye la solubilidad del CO₂ en la solución de amina y disminuye, en consecuencia, la extracción de CO₂ de la corriente de gas natural. Por otra parte, Campbell, 1979 expresa que si bien la afinidad de las aminas por los gases ácidos es una reacción química reversible, los enlaces químicos son tan débiles que el comportamiento general del proceso es similar al de una absorción física.

Temperatura del Reboiler de Regenerador

Para cada situación en particular, cuando se incrementa la temperatura del reboiler incrementan las pérdidas de solución de amina en la cabeza del regenerador, sin que aumente en forma significativa la pureza de la solución de amina por eliminación del CO₂ absorbido en la misma.

ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

En la Tabla 4 se presenta la influencia del tipo de amina sobre el contenido del CO₂ en el gas de venta (cabeza del absorbedor), algunos calores requeridos en la planta y las pérdidas de amina en la cabeza del regenerador. Se trabajó con soluciones de aminas y mezclas de aminas a 30 °C.

En cuanto al caudal de solución de amina a alimentar al absorbedor, la ecuación química que se usa para caracterizar la reacción de CO₂ con la amina, muestra que se requiere un mol de amina para reaccionar con un mol de CO₂. Esto representa el caudal mínimo de circulación de solución amina necesario para llevar a especificaciones de calidad a una corriente gas natural ácido dada. Pero en la práctica este caudal, generalmente, no es suficiente considerando que la solución regenerada de amina no está completamente libre de CO₂ y en consecuencia se requerirán mayores caudales de circulación. Por otra parte, una vez seleccionado el caudal de circulación de amina debe verificarse que a la salida del absorbedor no se supere el valor de R_g para evitar problemas de corrosión.

Como puede observarse en la Tabla 4 se trabajó con concentraciones típicas de soluciones de aminas. Cuando se analizan los resultados obtenidos, debe tenerse en cuenta en primer lugar que la elección de la mejor solución de amina dependerá de que la misma permita alcanzar las especificaciones de calidad establecidas para el gas de venta (Tabla 1). En todos los ejemplos presentados en la Tabla 4 se reúnen dichas especificaciones de calidad .



Tabla 4

Efecto de la selección de amina

Amina	kg/h	Rg	CO ₂ en gas venta (kgmol/h)	Reboiler (kJ/h)	Cabeza del regenerador (Pérdida de amina: kg/h)
20 % MEA	99590	0.035	97.50	$4.05 \cdot 10^7$	5.49
35 % DEA	97830	0.083	81.53	$4.48 \cdot 10^7$	2.78
50% MDEA	79242	0.055	93.05	$3.22 \cdot 10^7$	0.11
5% MEA + 45%MDEA	74351	0.045	92.26	$1.37 \cdot 10^8$	0.84 MEA 0.0005 MDEA
8% DEA + 42 % MDEA	74631	0.050	92.67	$3.02 \cdot 10^7$	0.0074 DEA 0.084 MDEA

Se observa, en la Tabla 4, que las soluciones de amina pura de MEA y DEA requieren mayor caudal de circulación que la solución de MDEA pura y, en consecuencia, el calor necesario en el reboiler para regenerar las mismas es mayor. También las pérdidas por evaporación en la cabeza del regenerador son mayores para las soluciones de MEA y DEA

En el caso de las mezclas, el análisis de los resultados coincide con lo indicado por Polasek y col. (1992), quienes expresan que a altas presiones, como en el ejemplo presentado, las mezclas de aminas no poseen mayores ventajas sobre la MDEA.

Para demostrar más claramente la influencia de mezclas de aminas sobre la absorción de CO₂, se mantuvieron constantes todos los parámetros operativos en todas las simulaciones a excepción de la mezcla de amina y el caudal de circulación. Esto incluye caudal de entrada de gas natural al absorbedor, concentración de gas ácido en la corriente de gas natural, tamaño del absorbedor y la temperatura de la solución de amina que ingresa al absorbedor. En todos los casos las soluciones de amina contenían un 50 % en peso de agua.

Los efectos del caudal de circulación de las mezclas de MDEA-MEA y MDEA-DEA, de distinta concentración, sobre la cantidad de CO₂ extraído de la corriente de gas natural, se muestran en las Figs. 2 y 3. En la Fig. 2 se observa que a medida que aumenta el caudal de circulación de la solución de MDEA-MEA, aumenta la extracción de CO₂. Se observa, también en la Fig. 2, que dada la alta presión a la que se está operando 75 kg/cm^2 (6865 kPa) las soluciones formadas con mezclas de MDEA-MEA no tienen mayores ventajas sobre las soluciones de MDEA pura. Por ejemplo, para una caudal de solución de amina de 85000 kg/h, la diferencia entre la cantidad de CO₂ extraído con una solución de MEA-MDEA y de MDEA pura es del orden de 0.64 kgmol/h.

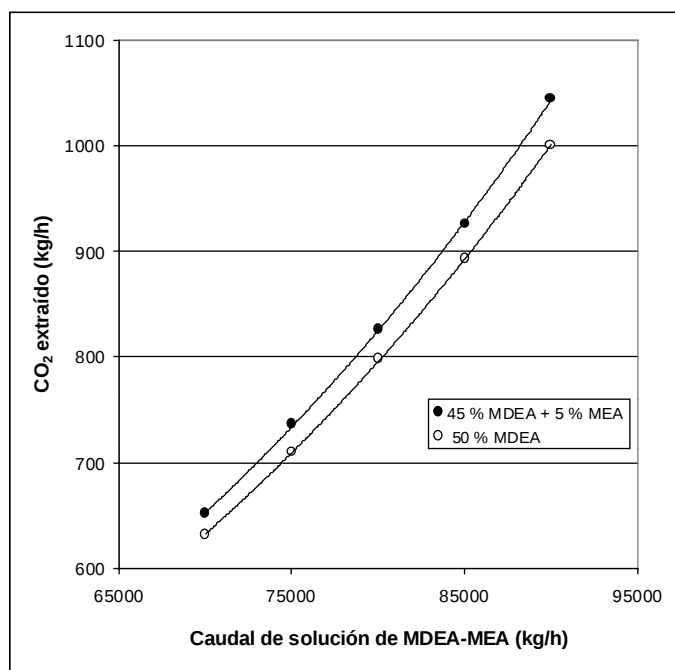


Figura 2: Efecto de la solución de MDEA-MEA sobre el CO₂ extraído

La misma tendencia en los resultados se observa al comparar la extracción de CO₂ con solución de MDEA-DEA, de distinta concentración, con la solución de MDEA pura (Figura 3). En este caso para un caudal de 85000 kg/h, las diferencias entre las cantidades de CO₂ extraídos con soluciones de MDEA-DEA y de MDEA pura son del orden de 0.25 kgmol/h (4 % DEA) y 1.43 kgmol/h (8 % DEA).

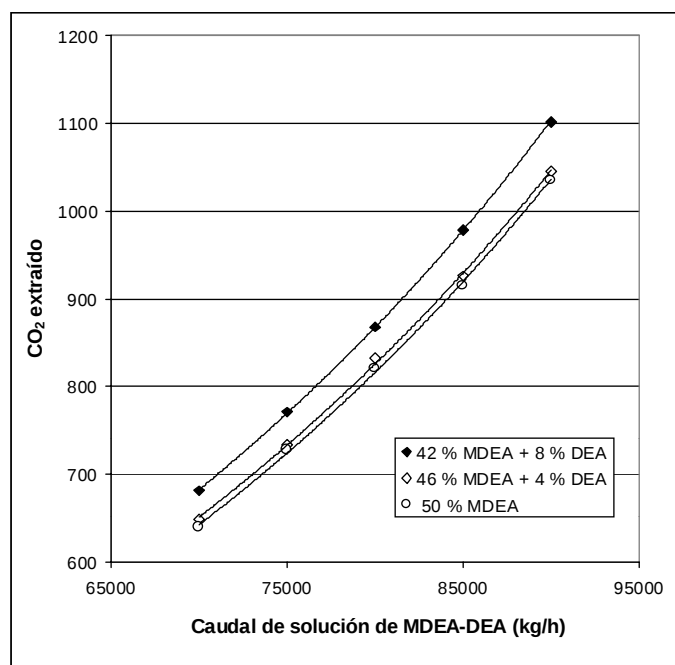


Figura 3: Efecto de la solución de MDEA-DEA sobre el CO₂ extraído

Por otra parte, en la Fig. 4 se muestra el efecto de la temperatura de la amina magra que ingresa al absorbedor sobre el CO₂ extraído de la corriente gaseosa en kg/h. Se observa que a medida que

incrementa la temperatura de la solución de amina disminuye la cantidad de CO_2 absorbida en la misma. Este efecto se observa tanto para aminas puras como las mezclas de aminas. Esto permite inferir que la solubilidad del CO_2 en la solución de amina es un factor limitante que controla el proceso frente a la reacción química a cualquier temperatura, lo cual resulta coincidente con lo expresado por Campbell, 1979, que el comportamiento general del proceso es similar al de una absorción física.

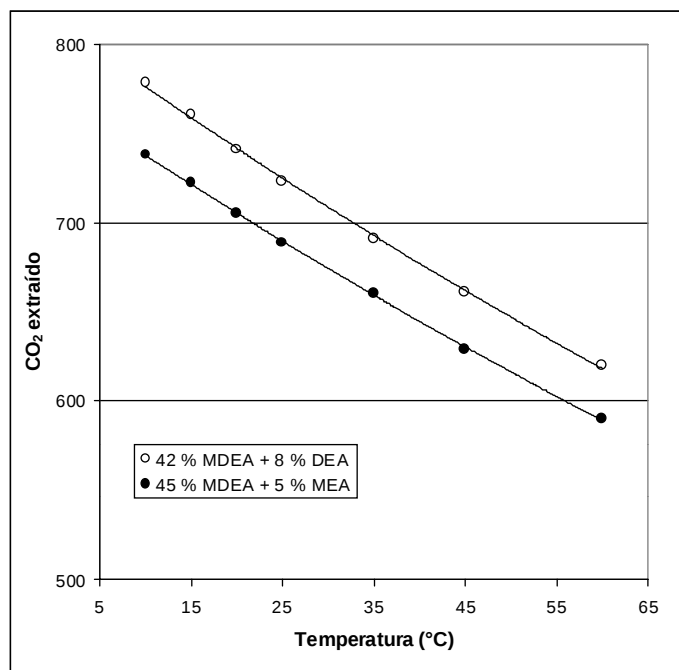


Figura 4: Efecto de la temperatura de la solución de amina magra sobre el CO_2 extraído

Para analizar el efecto de la temperatura del reboiler del regenerador sobre las pérdidas de solución de amina en la cabeza del regenerador se mantuvieron todos los parámetros operativos constantes en las simulaciones con excepción de la temperatura del reboiler del regenerador. En la Figura 5 se presentan datos de las pérdidas de la solución de MDEA en la cabeza del regenerador en función de la temperatura del reboiler, observándose lo siguiente: i) si bien un aumento de temperatura en el reboiler favorece la regeneración de la solución de MDEA por desprendimiento de CO_2 , aumentan las pérdidas de la amina por evaporación en la cabeza del regenerador y en consecuencia, el costo de reposición de la misma; ii) la pérdida de solución de MDEA por evaporación en la cabeza del regenerador se hace muy importante por encima de los 110 °C.

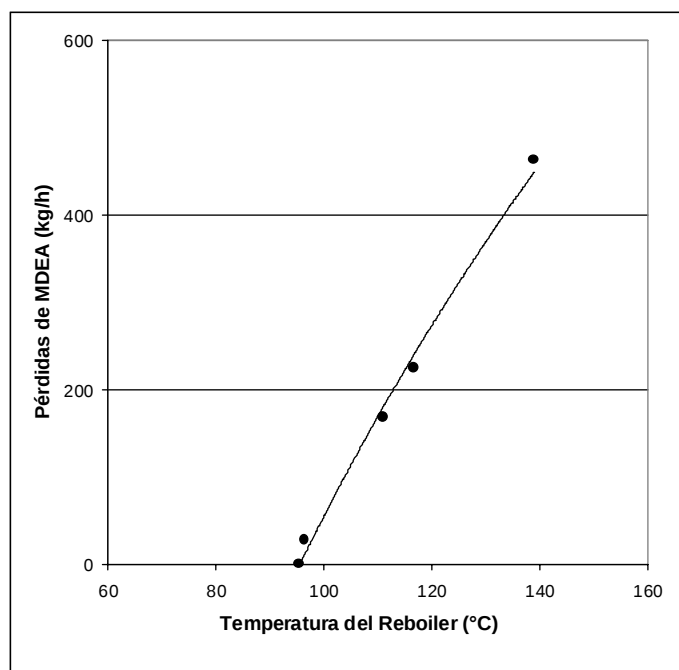


Figura 5: Evaporación de la solución de amina en la cabeza del regenerador

CONCLUSIONES

Se realiza la simulación del proceso de endulzamiento (eliminación parcial del dióxido de carbono) de gas natural utilizando el simulador comercial HYSYS y con el objetivo de mejorar la eficiencia del mismo y alcanzar las especificaciones de calidad de gas comercial. Se trabaja con corrientes gaseosas obtenidas de pozos gasíferos de la provincia de Salta. La composición de la corriente de gas natural que se presenta como ejemplo en este trabajo, Tabla 2, indica que la concentración CO_2 supera el valor máximo establecido por las normas de calidad del gas natural (Tabla 1) y, en consecuencia, esta corriente debe ser sometida al proceso de endulzamiento.

El proceso de endulzamiento se realiza utilizando soluciones de aminas puras (MEA, DEA y MDEA) y mezclas de aminas (MDEA-MEA y MDEA-DEA) a distintas concentraciones. El análisis de los resultados de simulación permiten inferir lo siguiente:

- Las soluciones de MEA y DEA pura requieren mayor caudal de circulación que la solución de MDEA para llevar a la corriente gaseosa a especificaciones de calidad. En consecuencia el calor necesario en el reboiler para regenerar las soluciones de MEA y DEA y las pérdidas por evaporación en la cabeza del regenerador son mayores.
- En cuanto a las mezclas de aminas utilizadas en este trabajo (MEA-MDEA y DEA-MDEA), el análisis de los resultados coincide con lo indicado por Polasek y col. (1992), quienes expresan que a altas presiones, como en el ejemplo presentado, las mezclas de aminas no poseen mayores ventajas sobre la MDEA pura.

Del análisis de sensibilidad paramétrica realizado se puede inferir lo siguiente:

- i) El caudal de la solución de amina alimentado al absorbedor, la temperatura de la misma y la temperatura del reboiler del regenerador son variables sensibles del proceso.
- ii) Si bien un aumento en el caudal de la solución de amina, por encima del caudal mínimo, permite extraer mayor cantidad de dióxido de carbono de la corriente **gaseosa, la cantidad**



de amina a ser utilizada en condiciones de operación surge de un estudio económico en la etapa de regeneración.

- iii) El aumento de la temperatura en el reboiler del regenerador por encima de 110 °C aumenta considerablemente las pérdidas de amina por evaporación en la cabeza del regenerador sin que aumente en forma significativa la pureza de la solución de amina por eliminación del CO₂ absorbido en la misma.
- iv) A medida que aumenta la temperatura de la solución de amina que ingresa al absorbedor, disminuye la absorción del CO₂ en la misma. Esto ocurre como consecuencia de la disminución de la solubilidad del CO₂ en la amina, indicando que el proceso se comporta como una absorción física.
- v) Las simulaciones realizadas con datos de corrientes gaseosas de características diferentes a aquellas correspondientes al ejemplo presentado, muestran la misma tendencia en los resultados.
- vi) Por lo anteriormente expuesto, este trabajo resulta de fundamental importancia para los análisis económicos a realizarse en un trabajo posterior; siendo factible la comparación de los datos de simulación con los datos de plantas operando en iguales condiciones.

En cuanto al simulador se concluye lo siguiente: es un simulador de procesos completamente versátil que permite desarrollar modelos, modificar parámetros y variables de operación de una manera muy sencilla, permitiendo al usuario realizar estudios detallados del comportamiento de plantas químicas, bajo diferentes condiciones de proceso. La principal desventaja que presenta este software es su alto costo, que en algunos casos lo hace inaccesible, por lo menos a nivel académico.



BIBLIOGRAFÍA

Bullin J.A. y Polasek J., 1982, "Selective absorption using amines", Proceedings of the Sixty-First GPA Annual Convention. Tulsa, OK: Gas Processors Association, 86-90, USA.

Bullin A., Polasek J.C. y Donnelly S.T., 1990, "The use of MDEA and Mixtures of Amines for Bulk CO₂ removal", Proceedings of the Sixty-Ninth GPA Annual Convention, Tulsa OK: Gas Processors Association, 135-139.

Campbell J.M., 1979, "Gas Conditioning and Processing", Vol.2. Campbell Petroleum Series Inc . Oklahoma.

HYSYS 1.2, 1998, Hyprotech Technical Suport. Hyprotech, Canadá.

Maddox, R.N., "Gas and Liquid Sweetening", 1977, Edited by John M. Campbell (Campbell Petroleum Series), Oklahoma, USA.

Martinez. M. J., 1998, "Ingeniería de Gas. Principio y Aplicaciones". Ingenieros Consultores. S.R.L., Maracaibo – Venezuela.

Polasek J.C. y Bullin J.A., 1994, "Selecting amines for sweetening units", Proceedings GPA Regional Meeting, Sept., Tulsa. OK: Gas Processors Association, USA.

Polasek J.C., Iglesias-Silva G.A. y Bullin J.A., 1992, "Using mixed amine solutions for gas sweetening", Proceedings of the Seventy-First GPA Annual Convention, Tulsa. OK: Gas Processors Association, 58-63, USA.



Graciela V. Morales. Es Ingeniera Química, profesora adjunta regular en la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Salta, en la cátedras de Fenómenos de Transporte y de Cinética Química. Ha finalizado la carrera de Doctorado en Ingeniería en la misma Universidad y espera para la defensa de su Tesis Doctoral en el corriente año. Su área de interés en investigación incluye las transformaciones físico-químicas en el procesamiento del gas natural, como así también el modelado de reacciones químicas heterogéneas y la enseñanza de grado y de postgrado. Ha realizado numerosas presentaciones en Congresos Nacionales e Internacionales, publicado trabajos científicos, dictado cursos de postgrado y fue investigadora visitante en la Universidad de Texas A&M de Estados Unidos en dos oportunidades. Actualmente se desempeña como directora del Proyecto N° 795: “Simulación de transformaciones físicas en procesos de acondicionamiento de gas natural” del Consejo de Investigación de la Universidad Nacional de Salta. E-mail: gmorales@unsa.edu.ar

Daniel E. Cabrera. Es Ingeniero Químico, jefe de trabajos prácticos regular en la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Salta (Argentina), en la cátedra de Química Analítica Cuantitativa. Tiene un destacado desempeño profesional en la Industria Petroquímica. Actualmente se desempeña, también, en la Secretaría de Minería, Industria y Recursos Energéticos de la provincia de Salta. Su área de interés en investigación incluye petróleo y gas natural.

E-mail: locaarturo@sinectis.com.ar

Gilda M. Tirado. Es Ingeniera Química, profesora adjunta regular en la Facultad de Ciencias Exactas de la Universidad Nacional de Salta (Argentina), en las cátedras de Matemática, y Álgebra Lineal y Geometría Analítica. Ha realizado numerosas presentaciones en Seminarios y Congresos Nacionales e Internacionales, publicado trabajos científicos y dictado cursos de postgrado para formación de discípulos. Su área de interés en investigación incluye el procesamiento del gas natural, tal como deshidratación y endulzamiento, como así también los complementos computacionales en el proceso enseñanza - aprendizaje de las asignaturas básicas del Área Matemática en el nivel universitario. E-mail: gilda@unsa.edu.ar

Lorgio Mercado Fuentes. Es Ingeniero Químico. Vice-Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Salta. Profesor Titular en las Cátedras de Operaciones Unitarias y Procesos y Especialidad A “Petroquímica”. Su área de interés en investigación incluye el acondicionamiento del gas natural, tal como deshidratación y endulzamiento, como así también la disolución de boratos. Ha realizado numerosas presentaciones en Seminarios y Congresos Nacionales e Internacionales, publicado trabajos científicos y dictado cursos de postgrado para formación de discípulos. E-mail: lmercado@unsa.edu.ar