

# ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD POR SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE UNA PLANTA DE ACONDICIONAMIENTO DE GAS NATURAL

## SENSITIVITY ANALYSIS USING DEHYDRATION PROCESS SIMULATION OF A CONDITIONING PLANT FOR NATURAL GAS

**Eleonora Erdmann<sup>1</sup>, Liliana Ale Ruiz<sup>2</sup>, Leonel Benítez<sup>3</sup>, Enrique Tarifa<sup>4</sup>**

(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  
Consejo de Investigaciones de la UNSa- CIUNSa, (2) Facultad de Ingeniería, (3) Instituto de Investigaciones para la Industria Química,-INIQUI (UNSa-CONICET), Avda. Bolivia 5150, (4400) Salta - Argentina  
(4) Universidad Nacional de Jujuy, Facultad de Ingeniería, CONICET, Gorriti 237, San Salvador de Jujuy - Argentina  
(e-mail: eleonora@itba.edu.ar)

*Recibido: 15/03/2011 - Evaluado: 28/04/2011 - Aceptado: 09/08/2011*

### RESUMEN

Este trabajo describe el desarrollo de un simulador estacionario para los sectores de deshidratación y estabilización de una planta de tratamiento de gas natural. El simulador fue implementado empleando el simulador comercial ASPEN HYSYS®. El gas considerado en la simulación es un gas típico proveniente de yacimientos de la provincia de Salta (Argentina). La configuración de la planta y las condiciones de operación adoptadas para la simulación son las generalmente empleadas en el tratamiento de gas natural en Salta. Con el simulador desarrollado, se llevó a cabo un estudio de sensibilidad paramétrica de las principales variables operativas del proceso. La simulación realizada permite visualizar el proceso de deshidratación, y realizar un análisis de su comportamiento en función de las variables operativas críticas: concentración de la solución de TEG (70% p – 99% p) y temperatura del rehervidor (200 – 375 °F).

### ABSTRACT

This paper describes the development of a steady simulator for the sectors of dehydration and stabilization of a natural gas treatment plant. The simulator was implemented by using the commercial simulator ASPEN HYSYS®. The gas considered in the simulation is a typical gas from deposits in the province of Salta (Argentina). The plant configuration and operating conditions adopted for the simulation are those generally used in the treatment of natural gas in Salta. With the developed simulator, a parametric sensitivity study of the major operating variables of the process was carried out. The simulation performed to visualize the process of dehydration, and analysis of their behavior depending on the variables critical operational: concentration of the solution of TEG (70 wt% - 99% p) and temperature of the reboiler (200 - 375 ° F).

Palabras clave: deshidratación; estabilización; gas natural; simulación  
Keyword: dehydration; stabilization; natural gas; simulation

## INTRODUCCIÓN

El gas natural normalmente está saturado con vapor de agua a las condiciones de presión y temperatura de operación; conteniendo, por lo general, de 20 a 100 libras de agua por MMPCS (millón de pie cúbico estándar). La mayoría de esta agua se encuentra en forma líquida y puede ser removida pasando el gas a través de separadores. Sin embargo aun después de pasar el gas por los separadores queda agua en forma de vapor. Si este vapor se condensa parcialmente, por efecto de variaciones en la presión y la temperatura del gas, podrían producirse diversos problemas referentes al aseguramiento del flujo en tuberías y plantas de procesamiento, tales como:

- a) Corrosión en tuberías: causadas por la presencia de  $H_2S$  y/o  $CO_2$ , los cuales se disuelven en el agua formando ácidos que son altamente corrosivos.
- b) Reducción de la capacidad de transmisión de gas en las tuberías: el agua líquida puede depositarse en las partes bajas de las tuberías e incrementar la caída de presión y/o producir tapones de líquido. Por otro lado, la presencia de agua libre también ocasiona serios problemas en plantas de extracción de líquidos del gas natural y en equipos secundarios tales como intercambiadores de calor, compresores, instrumentos, etc.
- c) Formación de hidratos: los hidrocarburos de bajo peso molecular (metano, etano, propano e isobutano) y otros gases (nitrógeno,  $CO_2$ ,  $H_2S$ ), al combinarse con agua, en condiciones de alta presión (de 2500 hasta 11000 kPa) y baja temperatura (entre 35,33 y 53,33 °F) (Koh *et al.*, 2002), pueden formar hidratos de gas, los cuales tienen una densidad media de 56,14 lb/pie<sup>3</sup>. Los hidratos fueron descubiertos por Sir Humphrey Davy en 1810. Sin embargo, fue hasta el año 1934 cuando Hammerschmidt reportó que los mismos se pueden formar en tuberías durante los procesos de producción y transporte del gas natural, obstruyendo el flujo de gas y ocasionando elevadas caídas de presión a lo largo de las mismas (Hammerschmidt, 1934). Este trabajo inicial motivó posteriores investigaciones sobre la formación de los hidratos, y condujo al desarrollo de los primeros métodos predictivos y técnicas de inhibición de los hidratos de gas natural (Pickering *et al.*, 2001). Más de siete décadas después, el fenómeno de taponamiento de gasoductos a causa de la formación de hidratos sigue representando un problema para la industria del gas natural, ya que pone en riesgo la seguridad en operaciones de producción y puede ocasionar sustanciales pérdidas económicas (Koh *et al.*, 2002). La composición del hidrato es aproximadamente un 10% de hidrocarburos y un 90% de agua. Su gravedad específica es de 0,98 y flotan en el agua pero se hunden en los hidrocarburos líquidos.

La formación de hidratos se acelera debido a la agitación, pulsaciones de presión (altas velocidades o turbulencia), cristales de hidratos incipientes, y se favorece en sitios tales como un codo en una tubería, placas de orificio, termopozos e incrustaciones y productos de corrosión sólidos en tuberías.

La formación de hidratos en el gas natural ocurrirá si existe agua libre y se enfría el gas por debajo de la temperatura llamada "de formación de hidratos". La unidad básica de un hidrato es una jaula de moléculas de agua que contiene una sola molécula de gas flotando en su interior. Existen tres tipos de estructuras de hidratos de gas, entre ellas se distinguen las estructuras I, II y H, (ver Figura 1) las cuales difieren en el tipo y número de cavidades que contienen por unidad de celda (Thompson *et al.*, 2006). En estado puro, el metano, etano,  $CO_2$  y  $H_2S$  forman hidratos de estructura I. Las moléculas de propano e isobutano pueden entrar sólo en cavidades grandes de la estructura II, por lo que un gas natural que contiene a estos hidrocarburos forma hidratos de estructura II. El butano al estado puro no forma hidratos pero sí lo forma con otros compuestos (Parra, 2007).

### Tipos de procesos de deshidratación del gas natural

La deshidratación del gas natural se define como la remoción del agua en forma de vapor que se encuentra asociada con el gas desde el yacimiento. Este proceso es necesario para asegurar una operación eficiente en las líneas de transporte de gas. La remoción del vapor de agua previene la formación de hidratos del gas, disminuye la corrosión en las tuberías y mejora la eficiencia en las mismas, ya que reduce la acumulación de líquidos en las partes bajas de la línea, cumpliendo con las especificaciones del contenido de agua en el gas de venta (4 lb de agua/millón de pie cúbico de gas) (Rincón & Castillo, 2004).

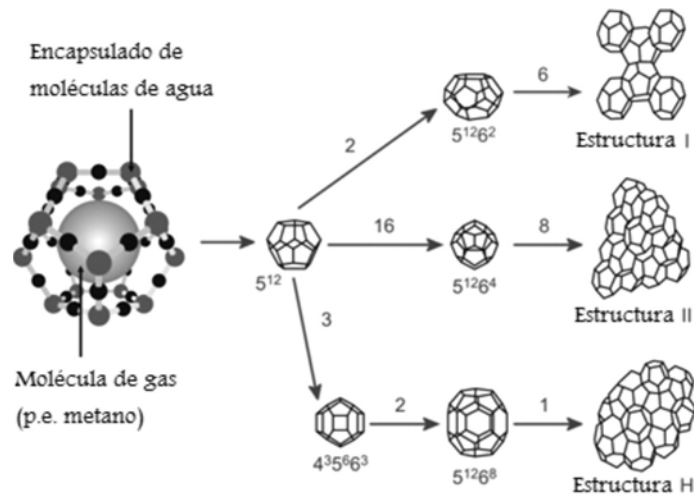


Fig. 1: Estructuras de los hidratos (CGHR, 2001).

En general, para remover el vapor de agua presente en el gas natural existen diversos métodos de deshidratación que, de acuerdo a su principio de operación, pueden ser clasificados de la forma siguiente:

- Absorción con solventes físicos: desecantes líquidos (glicoles, metanol).
- Adsorción en lecho sólido: desecantes sólidos (alúmina, sílica gel, tamices moleculares)
- Refrigeración.
- Reacciones químicas.

Los procesos de deshidratación de gas natural más usados a nivel mundial son los basados en glicoles y desecantes sólidos. Debido a su importancia, se presentan a continuación las ventajas y desventajas de ambos procesos. Los procesos de deshidratación de glicol tienen las siguientes ventajas (sobre los procesos de desecantes sólidos):

- Bajo costo de instalación.
- Baja caída de presión (5-10 lb/pie<sup>2</sup>) en comparación con unidades de desecantes sólidos (10-50 lb/pie<sup>2</sup>).
- Proceso continuo, no por lote (proceso "batch").
- La reposición del glicol se realiza fácilmente, mientras que las cargas de las torres de desecantes sólidos consume mucho tiempo.
- La unidad de glicol requieren menor cantidad de calor de regeneración por libra de agua removida.
- Los sistemas de glicol tienen la capacidad de operar en presencia de materiales o componentes que pueden producir daños en los desecantes sólidos; por ejemplo, hidrocarburos pesados.
- Las unidades de glicol pueden deshidratar el gas natural hasta obtener un contenido de agua de 0,5 lb de agua/MMPCS.

Sin embargo, la deshidratación con glicol tiene las siguientes desventajas:

- Los puntos de rocío del agua por debajo de -25 °F requieren gas de despojamiento en la columna de regeneración.
- El glicol es susceptible a contaminación.
- El glicol es corrosivo cuando está contaminado o descompuesto.

Por otro lado, los procesos con desecante sólidos, con respecto a los procesos de deshidratación con glicol, presenta las siguientes ventajas:

- Se pueden obtener puntos de rocío del gas tan bajos como -150°F (1 ppmv de agua).
- Son pocos afectados por pequeños cambio en la presión, la temperatura y el caudal de gas.
- Son menos susceptibles a formación de espuma o corrosión en los equipos.

Las desventajas de los desecantes sólidos son:

- a) Alto costo.
- b) Alta caída de presión (10-50 lb/pie<sup>2</sup>).
- c) Se contaminan fácilmente con hidrocarburos pesados, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, agua libre, etc.
- d) Tendencia al rompimiento mecánico de las partículas del desecante.
- e) Las instalaciones ocupan gran espacio y los equipos son muy pesados.
- f) Altos requerimiento de calor de regeneración en los lechos.
- g) Altos costos de operación.

En la industria petrolera nacional, los métodos de deshidratación de gas natural más utilizados están basados en la absorción del agua con glicol.

Este trabajo describe el desarrollo de un simulador estacionario para los sectores de deshidratación y estabilización de una planta de tratamiento de gas natural, haciendo especial énfasis en el sector de deshidratación. El simulador fue implementado empleando el simulador comercial ASPEN HYSYS®. El gas considerado en la simulación es un gas típico proveniente de yacimientos de la provincia de Salta (Argentina). La configuración de la planta y las condiciones de operación adoptadas para la simulación son las generalmente empleadas en el tratamiento de gas natural en Salta. Con el simulador desarrollado, se llevó a cabo un estudio de sensibilidad paramétrica de las principales variables operativas del sector de deshidratación. Este estudio permitió identificar a las variables críticas de dicho proceso.

### **PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL UTILIZANDO TRIETILENGLICOL (TEG)**

La absorción con glicol es uno de los métodos más comunes para la deshidratación de gas. El proceso consiste en contactar el gas húmedo a alta presión en contracorriente con el líquido desecante en un absorbedor. La columna absorbidora puede ser de platos de campana de burbujeo, empaque estructurado o empaque al azar. La solución pobre de TEG entra por el tope de la columna y absorbe el agua del gas húmedo. El gas seco sale por el tope del absorbedor mientras que la solución rica de TEG (rica en agua), sale por el fondo y es regenerada en la sección de regeneración de glicol (ver Figura 2).

Los avances en el área de simulación para estos tipos de procesos han provisto modelos de deshidratación del gas natural desde 1983. El modelo termodinámico original estuvo basado en una aproximación del coeficiente de actividad para el tratamiento de los componentes supercríticos usando la ley de Henry. Esta aproximación se actualizó en los 90's para los simuladores de procesos.

Anteriormente, la simulación de procesos era considerada una tecnología exclusiva de expertos (Eastman, 1997/8). Para generar un modelo de simulación, era necesario recurrir a conocimientos de ingeniería química, termodinámica, análisis numérico, lenguajes de programación y tecnologías computacionales, que hacían las labores tediosas y prolongadas por lo que en muchos casos los trabajos quedaban inconclusos o desactualizados con el paso del tiempo.

Hoy en día existen simuladores con la versatilidad de poder trabajar en estado estacionario y dinámico, con una amplia base de datos de compuestos, propiedades y modelos de equipos, donde se incluyen los controladores (PID) y facilidades para la adición de controles avanzados. Estos simuladores son desarrollados por empresas con una vasta experiencia en procesos industriales.

En este trabajo se empleó el simulador comercial Aspen HYSYS®. Este simulador tiene la capacidad de simular rigurosamente sistemas considerando el uso de TEG, utilizando la ecuación de estado Peng-Robinson. La ecuación de estado (EOS) de Peng-Robinson (PR) (Peng & Robinson, 1976) es una modificación de la ecuación de Redlich-Kwong (RK) para representar mejor los cálculos del equilibrio líquido vapor (VLE). Las densidades de la fase líquida en RK no representan con exactitud los valores experimentales debido a un alto factor de

compresibilidad crítico universal de 0,3333. La ecuación de PR es una modificación de la ecuación de estado RK que corresponde a una compresión crítica más baja de alrededor de 0,307, lo que representa el VLE de los sistemas de gas natural con precisión. La ecuación de estado PR emplea parámetros específicos de interacción componente a componente. Los componentes claves que deben recibir un trato especial son los siguientes: He, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O, CH<sub>3</sub>OH, EG y TEG. La implementación de la EOS PR en HYSYS cuenta con varias mejoras que permiten ampliar el rango de aplicabilidad (Aspen HYSYS Thermodynamics COM Interface, 2009). El modelo termodinámico seleccionado para la simulación del proceso de deshidratación del gas natural y la regeneración del glicol, resulta adecuado para los objetivos propuestos, como lo indica la literatura (Rincón & Castillo, 2004).

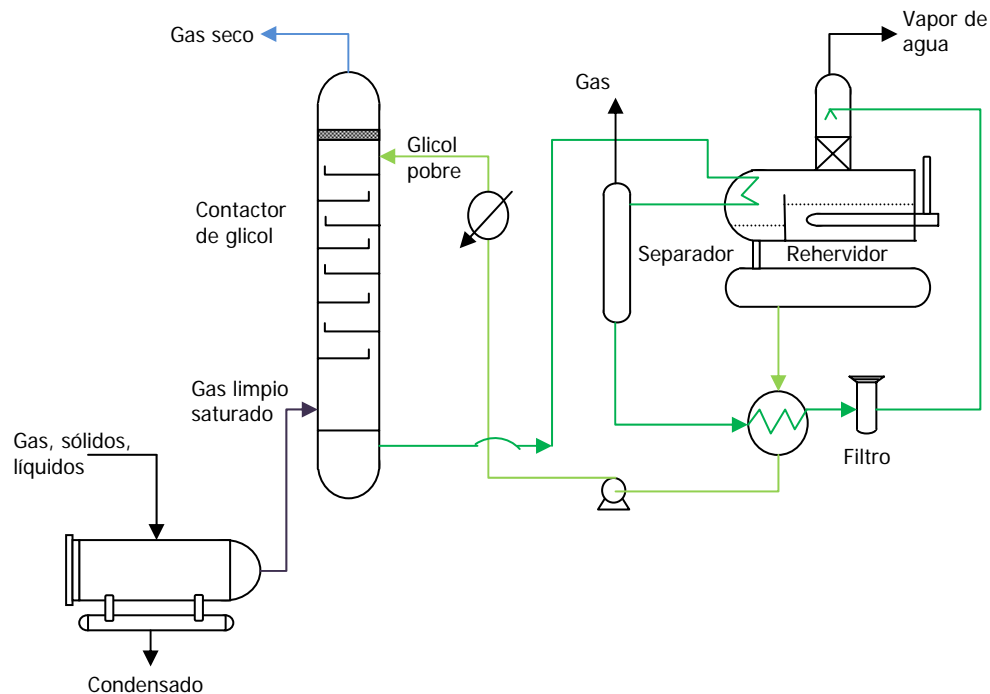


Fig. 2: Diagrama de flujo del proceso de deshidratación con TEG.

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de deshidratación simulado (Figura 3) es alimentado por una corriente gaseosa que sale del sector de endulzamiento con las condiciones definidas en Tabla 1. Dichas condiciones son típicas de gases provenientes de yacimientos de la provincia de Salta (Argentina). La estructura de la planta y las condiciones de operación utilizadas corresponden a una planta de tratamiento de gas natural que opera en Salta.

La unidad de deshidratación consta de distintos sectores: recuperación de hidrocarburos pesados condensados (desgasolinaje), absorción de agua en torre contactora utilizando Trietilenglicol (TEG) como líquido absorbente, regeneración de glicol para luego reciclarlo hacia la torre absorbidora, y estabilización de los hidrocarburos pesados condensados.

Los sectores de absorción y regeneración de TEG componen la unidad deshidratadora del gas natural, esta unidad consta principalmente de una torre absorbidora, un separador "flash", intercambiadores de calor glicol-glicol y gas-glicol, una bomba de glicol y una unidad regeneradora de glicol húmedo.

En la zona de ingreso a la planta de deshidratación, el gas natural ingresa al separador primario donde por el fondo se obtienen líquidos condensados y por la cabeza el gas que posteriormente será deshidratado.

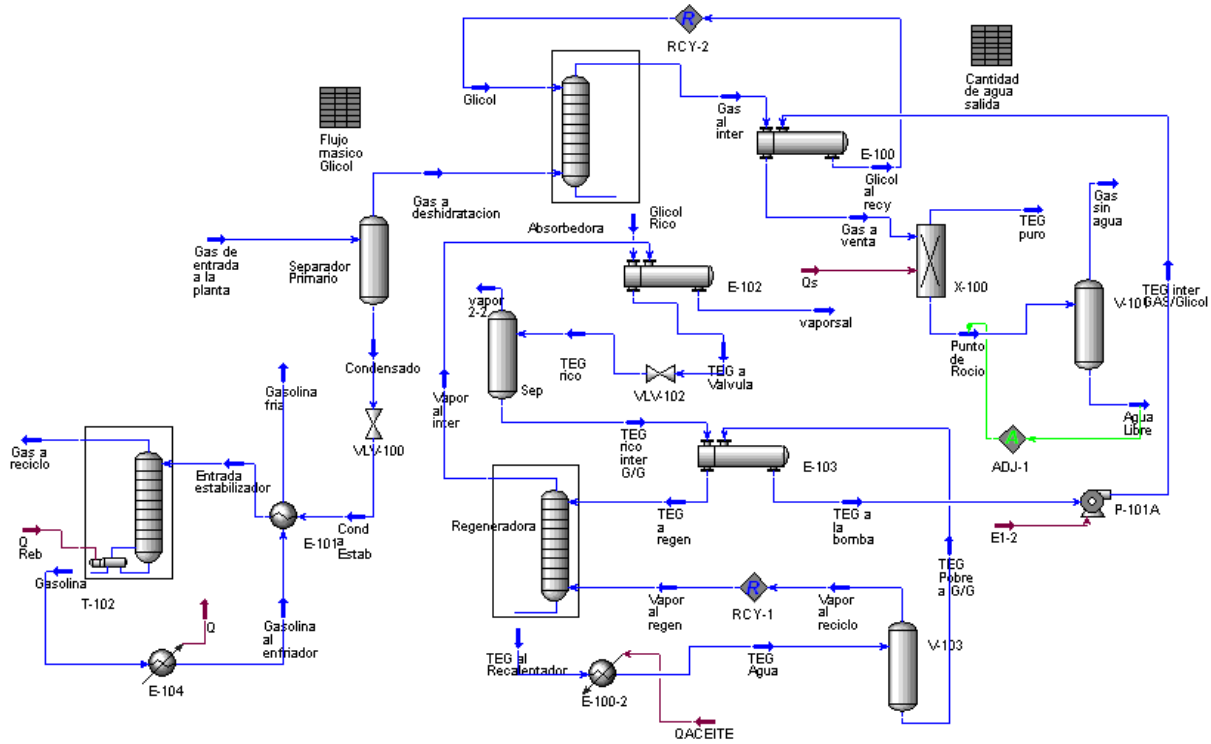


Fig. 3: Esquema general de la planta.

Tabla 1: Composición y condiciones del gas de entrada

| Condiciones:    |                | Temperatura: 100 °F |
|-----------------|----------------|---------------------|
|                 |                | Presión: 1230 psia  |
| Composición     |                |                     |
| Compuesto       | Fracción Molar |                     |
| Metano          | 0,7897         |                     |
| Etano           | 0,0610         |                     |
| Propano         | 0,0294         |                     |
| i-Butano        | 0,0070         |                     |
| n-Butano        | 0,0126         |                     |
| i-Pentano       | 0,0156         |                     |
| n-Pentano       | 0,0135         |                     |
| n-Hexano        | 0,0254         |                     |
| n-Heptano       | 0,0300         |                     |
| Nitrógeno       | 0,0100         |                     |
| CO <sub>2</sub> | 0,0004         |                     |
| Agua            | 0,0054         |                     |

### Deshidratación

El gas proveniente del separador primario ingresa a la torre absorbadora por el fondo, mientras que por tope ingresa una solución de TEG proveniente de la unidad de regeneración. La corriente de TEG seco fluye en contracorriente del gas mojado, atrayendo y reteniendo el agua de la corriente gaseosa. De la torre absorbadora

salen dos corrientes: por tope egresa el gas deshidratado, el cual se acondiciona térmicamente mediante la corriente de glicol proveniente de la regeneración, y por el fondo sale glicol rico o mojado (con mayor cantidad de agua) el cual ingresa al sistema de regeneración.

#### Regeneración de TEG

El TEG rico en agua fluye por el intercambiador de reflujo hacia el separador, donde el gas soluble es separado, el TEG mojado continúa su camino a través del intercambiador de TEG seco/mojado y luego hacia la columna regeneradora. En ella fluye en contracorriente al flujo ascendente del vapor generado en el rehervidor de TEG, este vapor despoja el agua que aún contiene la corriente de glicol.

El TEG seco, o pobre en agua, es preenfriado en el intercambiador glicol/glicol y luego enfriado en el intercambiador de calor gas/glicol antes de la introducción en lo alto de la torre de absorción. El enfriamiento del glicol seco es una condición importante debido a que la capacidad del TEG de atraer y retener agua aumenta a temperaturas inferiores, por lo que es importante mantener un diferencial de temperatura entre el TEG pobre y la corriente de gas que entra en el fondo de la columna.

#### Estabilización de gasolina

Los hidrocarburos condensados provenientes del separador primario, y de otros separadores de la planta, se dirigen a una válvula reductora de presión con el objetivo de producir la vaporización de los componentes livianos. El condensado del separador es acondicionado térmicamente con la corriente de gasolina proveniente del fondo de la columna de estabilización.

En la columna de estabilización se producen dos corrientes, por cabeza hidrocarburos livianos que se reciclan a la entrada de la planta y por fondo la corriente líquida de hidrocarburos pesados junto con gasolina de alto valor comercial.

## **SIMULACIÓN DEL PROCESO**

### Metodología

Las etapas llevadas a cabo para desarrollar el simulador fueron las siguientes:

1. Recolección de información. A partir de consultas realizadas a planta que operan en la región se obtuvieron datos históricos de operación, especificaciones de equipos, composición de flujos, variables actuales, recomendaciones de operación. También se consultaron revistas y libros especializados, sitios en Internet, operadores de planta y expertos.
2. Se analizó y evaluó detalladamente las fortalezas y limitaciones del simulador de procesos utilizado (HYSYS). Para validar el simulador, se realizaron varias simulaciones a fin de reproducir un conjunto de datos históricos representativos del funcionamiento de la planta simulada, la concordancia lograda fue satisfactoria. El paquete físico-químico seleccionado para realizar la simulación utiliza la ecuación de estado de Peng Robinson, recomendada para la mezcla gas-agua-TEG (Erdmann *et al.*, 2008).

### Hipótesis y Restricciones

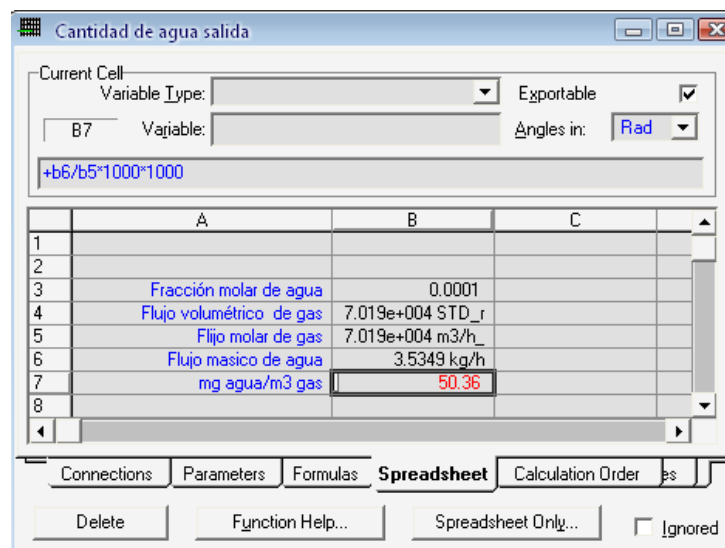
Durante la simulación se realizaron las siguientes suposiciones:

- Los separadores no presentan arrastre de líquidos en las corrientes gaseosas de salida.
- No hay presencia de sólidos en las corrientes de gas y glicol.
- La temperatura del rehervidor es inferior a la temperatura de degradación del glicol.

- Las normas del ENARGAS (Res. 622/98, <http://www.enargas.gov.ar/MarcoLegal/Resoluciones/SelecResol/Index.php>) aceptan un gas de venta de hasta 4 lb/MMPCS de agua. Este valor se adoptó como valor máximo permisible a la salida del gas.
- La corriente del gas de entrada no presenta rastros de BTX (Benceno, Tolueno, Xileno), por lo que se considera que no son necesarios equipos auxiliares para el acondicionamiento del vapor de agua que sale del regenerador.
- Las tuberías y equipos no tienen pérdidas de calor.

#### Herramientas

Cantidad de agua en el gas de venta: para verificar si el gas de venta obtenido cumple con las especificaciones del ENARGAS (Res. 622/98), con respecto al contenido de agua se calcula el mismo en una planilla de cálculo del simulador ("spreadsheet") denominada Cantidad de agua salida (Ale Ruiz *et al.*, 2008). Esta planilla se muestra en la Figura 4.



|   | A                        | B                | C |
|---|--------------------------|------------------|---|
| 1 |                          |                  |   |
| 2 |                          |                  |   |
| 3 | Fracción molar de agua   | 0.0001           |   |
| 4 | Flujo volumétrico de gas | 7.019e+004 STD_r |   |
| 5 | Flijo molar de gas       | 7.019e+004 m3/h  |   |
| 6 | Flujo masico de agua     | 3.5349 kg/h      |   |
| 7 | mg agua/m3 gas           | 50.36            |   |
| 8 |                          |                  |   |

Fig. 4: Planilla de cálculo del contenido de agua en el gas de venta.

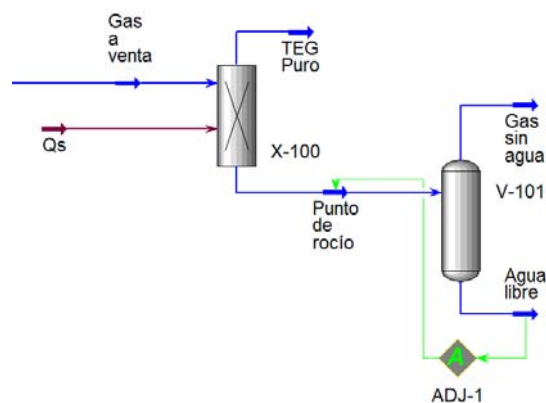


Fig. 5: PDF ampliado en la zona donde se calcula el punto de rocío de agua.



Punto de rocío de agua: uno de los criterios utilizados para determinar la eficiencia de la deshidratación es la determinación del punto de rocío del agua en la corriente de gas de salida. Éste se puede determinar buscando la temperatura a la cual el agua comenzará a condensar. El primer paso en la determinación del punto de rocío es remover todas las trazas de TEG debido a que la presencia del mismo afecta el punto de rocío del agua. Para ello se utiliza la operación "Component Splitter" (equipo X-100 en Figura 5), este equipo de HYSYS es un separador de componentes en el cual se imponen las fracciones molares de salida para asegurar que la corriente Agua libre no contenga trazas de TEG. La operación lógica "Adjust" (equipo ADJ-1 en Figura 5) ajusta la temperatura de la corriente Punto de rocío para que el flujo másico de agua en la corriente Agua libre sea casi cero. El valor de temperatura alcanzado será el punto de rocío del agua en la corriente de gas (Ale Ruiz *et al.*, 2009; Tutorial and Application-Version Number 7.1, Aspen Hysys - Aspen tech., 2009).

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### Análisis de Sensibilidad

Se realizaron varios estudios de sensibilidad, analizados los resultados obtenidos se detectó que la concentración del TEG a la entrada de la torre absorbidora y la temperatura del rehervidor de la sección de regeneración son las variables críticas del proceso porque son las que más lo afectan. En las secciones siguientes se presentan los efectos causados sobre el proceso por cambios en estas variables.

### Variación de la Concentración de TEG a la Entrada de la Torre Absorbidora

Se varió la fracción másica de TEG desde 0,70 a 0,99 y se analizaron las respuestas de dos variables representativas del proceso: contenido de agua y temperatura del gas de venta. A continuación se presentan los resultados obtenidos para esas variables. Si bien en la industria la fracción másica de TEG varía en el rango de 0.995 a 0.999, en este trabajo se exploró un rango mayor con el fin de comprender mejor la conducta de las variables analizadas.

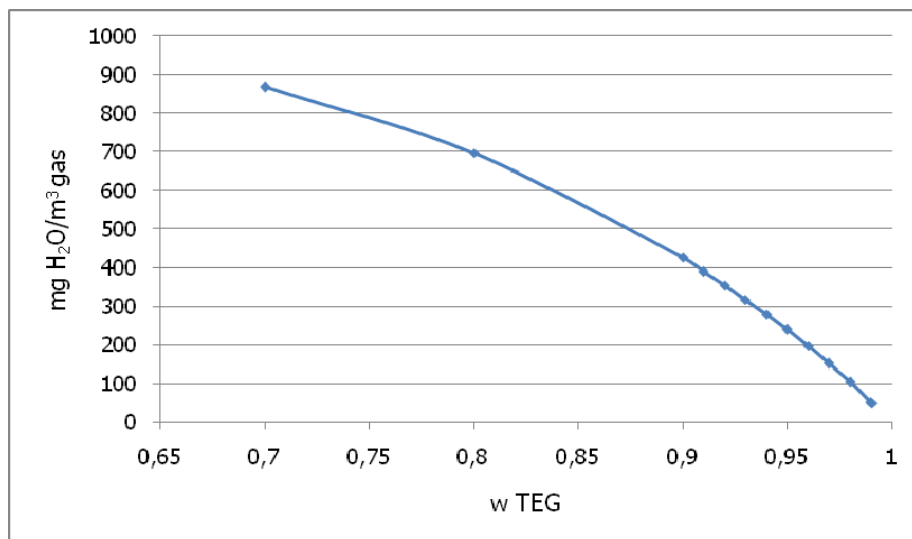


Fig. 6: Agua en gas de venta vs. concentración de TEG.

Contenido de agua en el gas de venta: a medida que se concentra la solución de TEG (Figura 6), el contenido de agua disminuye, alcanzando la especificación de contenido de agua cuando la fracción másica de TEG supera el valor de 0,98. Este valor coincide con los valores recomendados en la literatura (Martínez, 2000).

Temperatura del gas de venta: a medida que se concentra la solución de TEG (Figura 7), la temperatura del gas de venta aumenta; aunque el aumento no es significativo, mejora la eficiencia del proceso, pues el gas tratado debe ingresar al gasoducto con una temperatura similar al gas que fluye en el mismo (50°C-110°F).

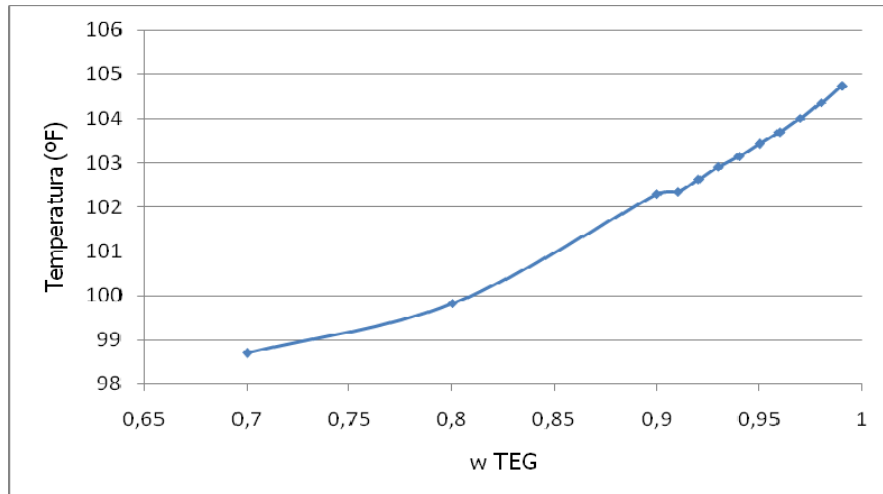


Fig. 7: Temperatura del gas de venta vs concentración de TEG.

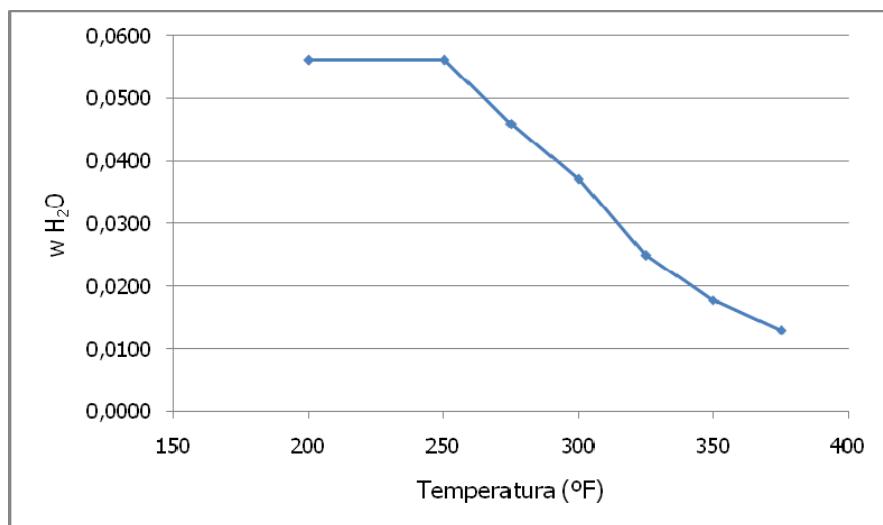


Fig. 8: Fracción molar de agua en TEG reciclado vs temperatura del rehervidor.

#### Variación de la Temperatura del Rehervidor de la Sección de Regeneración

Se varió la temperatura del rehervidor desde 200 °F a 350 °F, y se analizó la variación de la concentración de agua en la solución de glicol que se recicla (Figura 8). Se observa que el contenido de agua disminuye mientras aumenta la temperatura del rehervidor. El límite máximo de temperatura se debe a la descomposición del TEG que según la literatura (Campbell, 1982) es de 400 °F.

En la Tabla 2 se detalla la especificación de contenido de agua para transporte del gas natural a través de gasoducto en Argentina, establecidos por resolución n° 622/98 del ENARGAS (Condiciones de referencias: 15°C y 101,325 kPa), y los resultados obtenidos en la simulación para las condiciones dadas en la Tabla 1.

Tabla 2: Resultados de la simulación

| Contenidos de: | Especificaciones básicas del ENARGAS | Resultados de la simulación |
|----------------|--------------------------------------|-----------------------------|
| Vapor de agua  | 65 mg/m <sup>3</sup>                 | 51,7 mg/m <sup>3</sup>      |
| Temperatura    | 50 °C                                | 40 °C                       |

Realizando un análisis de los resultados obtenidos a partir de adoptar las condiciones iniciales se observa que el gas de venta obtenido en la simulación cumple con la especificación, en cuanto a Vapor de agua, establecida por el ENARGAS.

## CONCLUSIONES

En este trabajo se desarrolló un simulador para representar una planta de deshidratación para un gas característico de la región norte de Argentina, empleando las condiciones operativas características de este tipo de planta. El simulador fue desarrollado empleando el simulador comercial Aspen- HYSYS® Versión 7.1.

Con el simulador desarrollado, se realizó el análisis de sensibilidad de las principales variables operativas del proceso, las conclusiones de este análisis fueron:

- Los valores de concentración de la solución de TEG validados mediante simulación (70% p – 99% p) que mejoran la deshidratación coinciden con los reportados en la literatura (Campbell, 1982; Martínez, 2000).
- Al aumentar la temperatura en el rehervidor aumenta la concentración de glicol regenerado, dicho aumento se ve limitado por la temperatura de descomposición del glicol.

La simulación realizada permite visualizar el proceso de deshidratación, y realizar un análisis de su comportamiento en función de las variables operativas críticas: concentración de la solución de TEG (70% p – 99% p) y temperatura del rehervidor (200 – 375 °F).

## REFERENCIAS

1. Ale Ruiz, L., Mercado, L. & Erdmann, E. (2008). A. Análisis de Sensibilidad Paramétrica y Económico para un Procesos de Deshidratación y Desgasolinaje de Gas Natural, I Reunión Interdisciplinaria de Tecnología y Procesos Químicos- RITeQ, Complejo Vaquerías, Valle Hermoso – Córdoba – Argentina. Actas publicadas en formato digital. Octubre de 2008.
2. Ale Ruiz, L., Mercado, L., Tarifa, E. & Erdmann, E. (2009). B. Natural Gas Dew Point Adjustment. Parametric Sensitivity Analysis, 8th World Congress of Chemical Engineering. Montreal - Quebec- Canadá. Actas publicadas en formato digital. Agosto de 2009.
3. Aspen Hysys - Aspen tech. (2009). Tutorial and Application - Version Number 7.1. *Aspen Technology Inc. Cambridge, MA 02141-2201- USA.*
4. Aspen HYSYS Thermodynamics COM Interface. Reference Guide. (2009) - Version Number: V7.1. *Aspen Technology Inc. Cambridge, MA 02141-2201- USA.*
5. Campbell, J. (1982). Gas Conditioning and Processing. Vol. 1 y 2, Ed. Campbell Petroleum Series. USA.
6. CGHR-Centre for Gas Hydrate Research (2001). What are Gas Hydrates? Institute of Petroleum Engineering, Heriot- Watt University, Edinburgh. Recuperado el 08 de enero de 2008, de [http://ftp.pet.hw.ac.uk/research/hydrate/hydrates\\_what.htm](http://ftp.pet.hw.ac.uk/research/hydrate/hydrates_what.htm).

7. Eastman Chemical Company (1997/8). Simulation Success Story, Chemical Processing Technology International, pp. 89.
8. Erdmann, E.; Ale Ruiz, L.; Mercado, L. (2008). Ajuste del Punto de Rocío de Agua y de Hidrocarburos Pesados en el Gas Natural, IV Jornadas de Ciencia y Tecnología de Facultades de Ingeniería del NOA. Santiago del Estero. Tomo II, ISBN: 978-987-1341-38-2, pag. V 195 – V 200. Diciembre de 2008.
9. Hammerschmidt, E.G. (1934). Formation of gas hydrates in natural gas transmission lines. *Ind. Eng. Chem.*, 26 (8), 851-855.
10. Koh, C.A., Westacott, R.E., Zhang, W., Hirachand, K., Creek, J.L. & Soper, A.K. (2002). Mechanisms of gas hydrate formation and inhibition. *Fluid Phase Equil.*, 194-197, 143-151.
11. Martínez, M. (2000). Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Deshidratación del Gas Natural, Ed. Ingenieros Consultores, S.R.L., Venezuela.
12. Parra Perozo, E. (2007). Hidratos de gas. Un nuevo recurso energético de Venezuela., Info Gas – Boletín informativo de la Asociación Venezolana de Procesadores de gas, Caracas Venezuela - Año 3 N° 9, Pag 5 – 9. <http://www.venezuelagas.net/infogas/info09.pdf>
13. Peng, D.Y. & Robinson, D.B. (1976). A New Two Constant Equation of State. *Ind. Eng. Chem. Fundamen.* 15, 59-64.
14. Pickering P.F., Edmonds, B., Moorwood, R.A.S., Szczepanski, R. & Watson, M.J. (2001). Evaluating new chemicals and alternatives for mitigating hydrates in oil & gas production. IIR Conference, Aberdeen, Escocia. 1-15.
15. Rincón, M.D. & Castillo, M.E.F. (2004). Aplicación de Esquemas de Control Avanzados en el Proceso de Deshidratación del Gas Natural. *Scientia et Technica: X* (24), 239-244.
16. Thompson, H., Soper, A.K., Buchanan, P., Aldiwan, N., Creek, J.L. & Koh, C.A. (2006). Methane hydrate formation and decomposition: Structural studies via neutron diffraction and empirical potential structure refinement. *J. Chem. Phys.*, 124, 164508-1-11.