

APLICACIÓN DE ESQUEMAS DE CONTROL AVANZADOS EN EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

RESUMEN

La deshidratación del gas natural juega una parte importante en la producción de gas natural. Una deshidratación efectiva previene la formación de hidratos de gas y la acumulación de agua en los sistemas de transmisión. Este trabajo determina las influencias de los factores externos e internos en el proceso de deshidratación de gas natural, en la operación de la planta Ballena (Departamento de La Guajira - Colombia) y el cumplimiento de las normas estipuladas para el transporte y comercialización del gas.

PALABRAS CLAVES: Deshidratación, Gas Natural, Trietilenglicol, Simulación, Control

ABSTRACT

Gas dehydration plays an important part in the production of natural gas. Effective dehydration prevents formation of gas hydrates and accumulation of water in transmission systems. This work determines the influence of the external and internal factors of the process of natural gas dehydration, on the operation of the Ballena plant (Departamento de La Guajira - Colombia) and the execution of the standards specified for the transport and commercialization of the gas.

KEYWORDS: Dehydration, Natural gas, Triethylene glycol, Simulation, Control.

MELVIN DURAN RINCON

Ingeniero Químico, Ms.C
Profesor Auxiliar
Escuela de Tecnología Química
Universidad Tecnológica de Pereira
melvin.duran@utp.edu.co

EDGAR F. CASTILLO M.

Ingeniero Químico, Ph.D.
Profesor Asociado
Escuela de Ingeniería Química
Universidad Industrial de Santander
efcastil@uis.edu.co

1. INTRODUCCIÓN

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 y se puede realizar mediante el uso de un desecante como el trietilenglicol. 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).

La tecnología de la simulación ha provisto modelos de deshidratación del gas natural desde 1983. El modelo termodinámico original fue 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.

En tiempos atrás la simulación de procesos era considerada una tecnología exclusiva de expertos [1]. Para crear una herramienta 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 y a su vez desactualizados con el paso del tiempo.

Hoy en día existen simuladores con una basta experiencia en procesos industriales con la versatilidad de poder trabajar en estado estable y dinámico con una amplia base de datos de compuestos y propiedades, donde se incluyen los controladores (PID) y las facilidades para la adición de controles avanzados.

El trabajo se desarrolló en cuatro grandes áreas. La primera fue el modelamiento del proceso de deshidratación de la planta de glicol. El segundo paso fue la verificación de los parámetros del modelo con datos de planta. Una vez se hicieron la comparación y los ajustes necesarios, se desarrolló un estudio del sistema de control.

2. PROCEDIMIENTO

La simulación se realizó con base en los datos aportados por la empresa operadora así como la información detallada de diseño y operación de la unidad deshidratadora.

La unidad deshidratadora de glicol está típicamente representada por la torre absorbadora, un separador de condensados, un separador flash, intercambiadores de calor glicol-glicol y gas-glicol, una bomba de glicol y una unidad regeneradora de glicol húmedo (ver Figura 1).

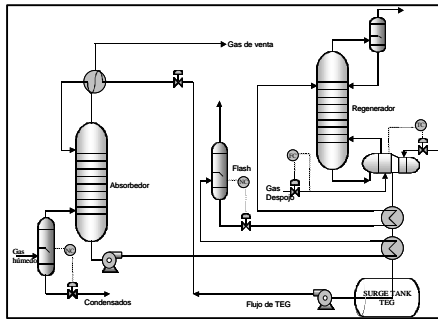


Figura 1. Diagrama de la planta deshidratadora

2.1 Metodología

Las etapas realizadas se dividen en:

1. Recolección de información. Se obtuvo información acerca de dimensionamiento de los equipos de la planta, datos históricos de operación, especificaciones de equipos, composición de flujos, variables actuales, recomendaciones de operación, manuales de diseño, información de revistas y libros especializados, sitios en Internet, datos de operadores de la planta y de expertos.
2. Se analizó cuidadosamente si el simulador de procesos utilizado (Hysys), puede soportar la simulación con la base de datos existente y las operaciones unitarias requeridas. Se realizó inicialmente una simulación en estado estable, donde se obtuvieron resultados similares a los reales.

El modelo seleccionado para la solución de la simulación utiliza la ecuación de estado de Peng Robinson, recomendada para la mezcla gas-agua-teg.

3. Se pasó la simulación a estado dinámico, basándose en las dimensiones de vasijas y equipos. Para esto se tomaron los valores de llenado de los mismos, ajuste de variables con la nueva topología.
4. Instalación de controladores existentes en la planta. Se cuenta con un control de temperatura en el quemador del regenerador, un controlador de nivel en cada uno de los separadores.
5. Observación de valores similares de la simulación dinámica con los valores reales aportados por la empresa operadora.
6. Se procedió a la instalación de los esquemas de control para las perturbaciones, en este caso se tomó únicamente la perturbación en el flujo de entrada del gas (aumento del 10% en el caudal). Se realizó un esquema de control feedback en cascada, un

esquema en feedforward y un esquema de control óptimo.

2.2 Restricciones y suposiciones para la simulación

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 ni en las de glicol.

La torre absorbadora, posee dos platos teóricos.

La temperatura del rehervidor se mantiene en 375 °F. Esto para evitar la degradación del glicol a los 404 °F, que se lleva a cabo en la realidad.

Las normas colombianas aceptan un gas de venta hasta con 4 lb/MMscfd de agua. Por lo que se trabajó con este criterio como máximo permisible a la salida del gas.

La corriente del gas de entrada no presenta rastros de BTX, por lo que se considera que no debe tener equipos auxiliares para el acondicionamiento del vapor de agua que sale del regenerador.

Las tuberías y equipos no tienen pérdidas de calor.

2.3 Condiciones de operación

Las condiciones de entrada del gas a la planta deshidratadora fueron: temperatura 80 °F, presión 1175 psia, el gas entra saturado de agua 28.04 lb/MMscf, flujo de gas 75 MMscfd.

El glicol que entra a la torre absorbadora presenta las siguientes características: temperatura 110 °F, presión 1175 psia, pureza 98.6 % masa, flujo 155 galones por hora, la temperatura del rehervidor se mantiene en 375 °F. La composición del gas que entra a la planta se presenta en la Tabla 1.

3. SIMULACIÓN Y APLICACIÓN DE VARIOS ESQUEMAS DE CONTROL.

Las variables a tener en cuenta son: la temperatura de entrada del gas a la planta, el flujo de gas húmedo, temperatura del rehervidor en el regenerador, caudal del glicol, concentración del glicol y flujo de gas de arrastre en el rehervidor.

El proceso se probó inicialmente en lazo abierto en el que se trabajó con las condiciones de operación observando la respuesta a la perturbación propuesta. Posteriormente se realizó esta misma perturbación para los esquemas de control estudiados. La simulación se realizó observando el siguiente modelo termodinámico: comportamiento PVT ecuación de estado Peng Robinson.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (1)$$

$$\frac{S-S_o^{ID}}{R} = \ln(Z-B) - \ln \frac{P}{P^0} - \frac{A}{2^{1.5} b RT} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{V+(2^{0.5}+1)b}{V+(2^{0.5}-1)b} \right) \quad (2)$$

$$\frac{H-H^{ID}}{RT} = Z-1 - \frac{1}{2^{1.5} b RT} \left[a-T \frac{da}{dt} \right] \ln \left(\frac{V+(2^{0.5}+1)b}{V+(2^{0.5}-1)b} \right) \quad (3)$$

Tabla 1. Composición del gas en base seca.

Componente	Fórmula	% Molar
Metano	CH ₄	97.9540
Nitrógeno	N ₂	1.6353
Dióxido de Carbono	CO ₂	0.0421
Etano	C ₂ H ₆	0.2704
Propano	C ₃ H ₈	0.0517
Agua	H ₂ O	0.0000
Sulfuro de Hidrógeno	H ₂ S	0.0000
Hidrógeno	H ₂	0.0000
Monóxido de Carbono	CO	0.0000
Oxígeno	O ₂	0.0000
i-Butano	C ₄ H ₁₀	0.0166
n-Butano	C ₄ H ₁₀	0.0077
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	0.0054
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0.0013
n-Hexano	C ₆ H ₁₄	0.0154
n-Heptano	C ₇ H ₁₆	0.0000
n-Octano	C ₈ H ₁₈	0.0000
n-Nonano	C ₉ H ₂₀	0.0000
n-Decano	C ₁₀ H ₂₂	0.0000
Helio	He	0.0000
Argón	Ar	0.0000
	Total	100.0000
Poder calorífico real, Btu/scf		999.4
Peso molecular, Lbm/Lbmol		16.33
Gravedad específica real, 60 °F		0.5646

Propiedades físicas y de transporte: volumen de líquido saturado (Hankinson y Thompson).

$$\frac{V_S}{V^*} = V_R^0 [1 - w_{SRK} V_R^d] \tag{4}$$

Viscosidad de líquidos (Orrick y Erbar).

$$\ln \frac{h_L}{r_L M} = A + B/T \tag{5}$$

Viscosidad de los gases (Reichenberg).

$$\frac{V_S}{V^*} = V_R^0 [1 - w_{SRK} V_R^d] \tag{6}$$

Conductividad térmica de los líquidos (Latini).

$$I_L = \frac{A(1 - T_R)^{0.38}}{T_R^{1/6}} \tag{7}$$

Conductividad térmica de los gases (Misil, Thodos y Chung).

$$I_G = I^{**} + \frac{n^*}{M'} (1.32)(C_V - 3R/2) \tag{8}$$

Tensión superficial (Brock y Bird).

$$s = P_C^{\frac{2}{3}} T_C^{\frac{1}{3}} Q(1 - T_R)^{a b} \tag{9}$$

Modelos hidrodinámicos:

Balances de masa y energía para la torre absorbedora: plato n.

$$\frac{d(M_n)}{dt} = F_{TEG(n-1)} r_{TEG(n-1)} + F_{v(n+1)} r_{v(n+1)} - F_{TEG(n)} r_{TEG(n)} - F_{v(n)} r_{v(n)} \tag{10}$$

$$\frac{d(M_n h_n)}{dt} = F_{TEG(n-1)} r_{TEG(n-1)} h_{(n-1)} + F_{v(n+1)} r_{v(n+1)} H_{(n+1)} - F_{TEG(n)} r_{TEG(n)} h_{(n)} - F_{v(n)} r_{v(n)} H_{(n)} \tag{11}$$

Balances de masa y energía para la torre regeneradora: plato n.

$$\frac{d(M_n)}{dt} = F_{TEG(n-1)} r_{TEG(n-1)} + F_{v(n+1)} r_{v(n+1)} - F_{TEG(n)} r_{TEG(n)} - F_{v(n)} r_{v(n)} \tag{12}$$

$$\frac{d(M_n h_n)}{dt} = F_{TEG(n-1)} r_{TEG(n-1)} h_{(n-1)} + F_{v(n+1)} r_{v(n+1)} H_{(n+1)} - F_{TEG(n)} r_{TEG(n)} h_{(n)} - F_{v(n)} r_{v(n)} H_{(n)} \tag{13}$$

Ecuación de equilibrio para los hidrocarburos:

$K = [(\gamma)^{f^o} \exp(-PV/RT)] / (\phi^v P)$ donde γ es el coeficiente de actividad de los hidrocarburos. Se usa el modelo de actividad de UNIQUAC.

$$\ln g_i = \ln \left(\frac{f_i}{X_i} \right) + 0.5zq_i \ln \left(\frac{q_i}{f_i} \right) + L_i - \left(\frac{q_i}{f_i} \right) \sum_{j=1}^n L_j X_j + q_i \left(1.0 - \ln \sum_{j=1}^n q_j t_{ji} \right) - q_i \sum_{j=1}^n \left(\frac{q_j t_{ij}}{\sum_{k=1}^n q_k t_{kj}} \right) \tag{14}$$

Donde :

n= número total de componentes

$L_j = 0.5z(r_j - q_j) - r_j + 1$ $\theta_i = q_{ixi} / \sum(q_{ixi})$

$\tau_{ij} = \exp[-(a_{ij} + b_{ij}T)/RT]$ $z = 10.0$

a_{ij} = parámetro no dependiente de T

T = temperatura absoluta

b_{ij} = parámetro dependiente de T

q_i, r_i = parámetro de área y volumen de Van der Waal

3.1 Simulación en lazo abierto

La respuesta a un aumento de un 10% del flujo del gas, de 75 a 82.5 MMscfd se presenta en la Figura 2. En este caso el flujo de glicol se mantuvo en 155 galones / hora, con la concentración de 98.6% en masa. El sistema busca un nuevo estado a espera de nuevas perturbaciones.

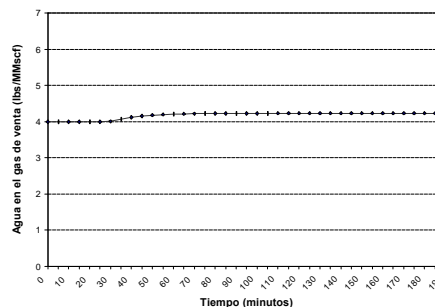


Figura 2. Variación de la cantidad de agua en el gas de salida ante una perturbación de aumento del 10% en el caudal de gas que entra a la planta deshidratadora.

La humedad en el gas de salida aumentó a 4.2 lb/MMscf. Lo que refleja lo sensible que es el proceso y la necesidad de instalar un esquema de control para esta variable

3.2 Simulación en lazo cerrado: aplicación de un esquema feedback en cascada.

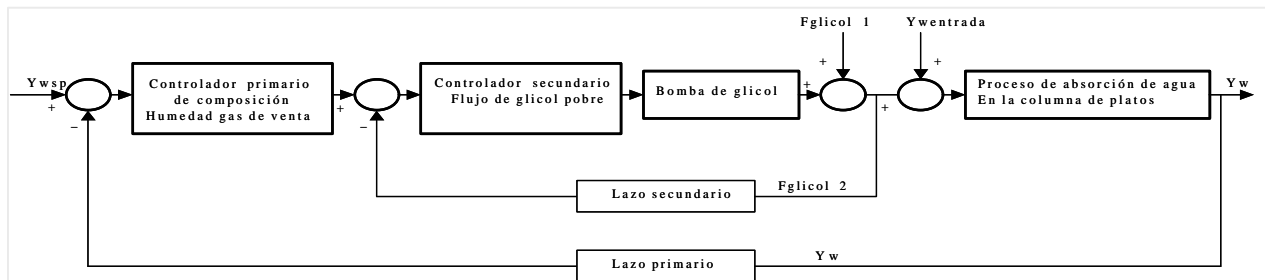


Figura 3. Diagrama de bloques del control feedback en cascada. Se somete el sistema a un esquema de control feedback en cascada. Se instala un controlador de flujo a la válvula de conducción del glicol (actúa como control secundario), en cascada con un controlador de composición (primario), instalado a la salida del gas de la torre absorbidora (ver Figuras 3 y 4).

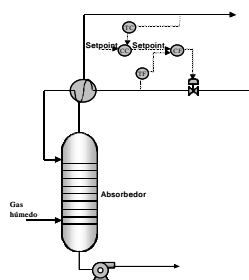


Figura 4. Diagrama del esquema de control feedback en cascada. La respuesta a la perturbación se presenta con un aumento en el flujo de glicol a la torre, este pasa de 155 a 169.4 gph para poder controlar la humedad bajo el set point de 4 lb/MMscf de agua en el gas de salida (ver Figura 5). El esquema de control feedback en cascada, hace referencia a una serie de controladores feedback instalados en una secuencia que permite la oportuna manipulación del flujo de glicol, para mantener un set point deseado. Se observa que el gasto de energía en el regenerador aumenta de 278549 a 308421 Btu/hora.

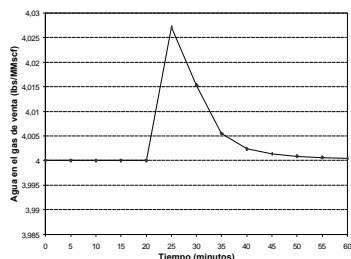


Figura 5. Variación de la cantidad de agua en el gas de salida ante una perturbación de aumento del 10% en el caudal de gas que entra a la planta deshidratadora. Esquema feedback.

3.3 Simulación en lazo cerrado: aplicación de un esquema Feedforward.

Este control requiere el pleno dominio en el conocimiento del proceso de deshidratación. Se usa un sensor para monitorear la perturbación, el controlador determina la necesidad de cambio en la variable manipulada (flujo de glicol), dependiendo del valor del set point a mantener [2]. (Ver Figuras 6 y 7).

El control feedforward sensa la perturbación antes que tenga una influencia marcada en la operación y se adelanta a manipular el flujo de glicol de tal manera que el efecto sea mínimo.

Se utilizan el método de absorción de Kremser-Brown.

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \tag{15}$$

Donde A = función de (T, K, Y_{wentrada}), se aplica para una torre de absorción de 2 platos teóricos (n=2). El flujo de glicol se calcula por la ecuación

$$F_{glicol} = (A)(K)(F_{gas}) \tag{16}$$

La ecuación de equilibrio para el agua – TEG se calcula Con el coeficiente de actividad del agua y del teg (γ) utilizando la correlación de Parrish que se describe a continuación.

$$Ln g_w = B[\tanh(t) - 1.0] - Cx_{TEG}^2 \tag{17}$$

$$Ln g_{TEG} = B^2 \ln[\cosh(t)] / A - X_w B \tan gh(t) / X_{TEG} - CX_w^2 \tag{18}$$

- τ = Axw/(BxTEG)
- A = exp(-12.792+0.03293T)
- B = exp(0.77377 - 0.00695T)
- C = 0.88874 - 0.001915T
- T = temperatura en Kelvin
- γ = coeficiente de actividad

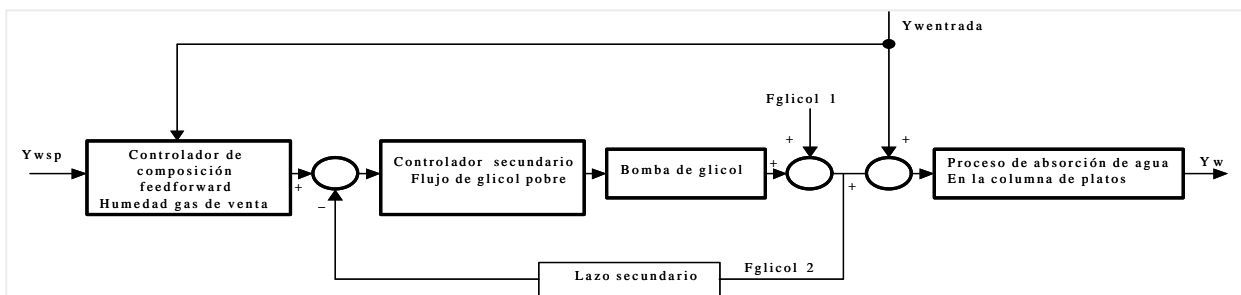


Figura 6. Diagrama de bloques del control feedforward

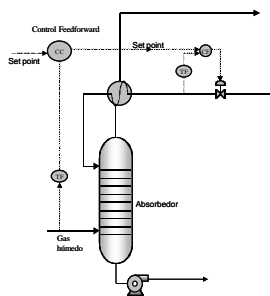


Figura 7. Diagrama del esquema de control feedforward.

En el control feedforward se lleva a cabo balances de masa, para lo cual se debe contar con las respectivas ecuaciones de equilibrio, que para este caso particular se tomaron las correlaciones desarrolladas por Parrish [3] para la mezcla gas-agua-teg, y el método de absorción de Kremser-Brown para los cálculos en la torre absorbidora, este método es muy aplicado en plantas deshidratadoras con trietilenglicol (teg) debido a que el factor de absorción es prácticamente constante a lo largo de la torre[4].

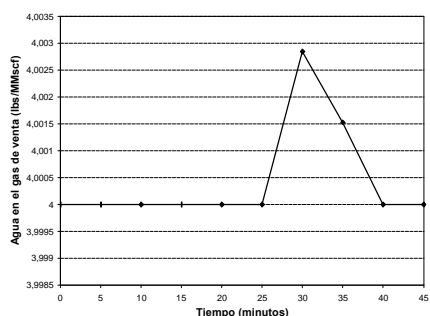


Figura 8. Variación de la cantidad de agua en el gas de salida. Esquema feedforward.

Se encontró que el flujo de glicol aumentó de 155 a 169.4 gph, y 278549 a 306070 Btu/hora. Presentando una leve disminución con el valor reportado en el esquema de control feedback.

3.4 Simulación en lazo cerrado: aplicación de un esquema de control óptimo.

El control óptimo se plantea en este punto y se observan los resultados a la misma perturbación que en los casos anteriores.

El controlador va optimizando en cada punto los resultados obtenidos, hasta llegar al set point fijado que en nuestro caso se mantiene en 4 lbs de agua por millón de pies cúbicos de gas, para este punto se plantearon las mismas ecuaciones utilizadas en el control feedforward, pero con la diferencia que se controla tanto del flujo del trietilenglicol como su composición.

La función objetivo se planteó para minimizar la cantidad de agua en el gas de salida de la torre absorbidora.

$$\text{Min} (F_g \times Y_{gs}) \tag{19}$$

Donde: F_g = flujo molar de gas

Y_{gs} = fracción molar de agua en el gas

Bajo las siguientes restricciones: La concentración del glicol varía entre 0.986 y 0.993477 fracción másica. El flujo de glicol varía entre 70 y 500 galones / hora.

La concentración de glicol se maneja con el aumento del flujo de gas de arrastre en el rehervidor, que es una forma rápida de obtener un aumento en la concentración [5]. El diagrama del esquema de control óptimo se muestra en la Figura 9.

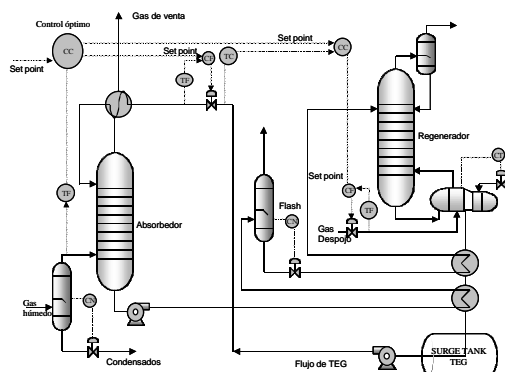


Figura 9. Diagrama del esquema de control óptimo.

El control óptimo implica una rápida respuesta para manipular las variables encargadas de mitigar el efecto de la perturbación, pero el cambio en la concentración del trietilenglicol es un proceso con un gran tiempo muerto lo que representa una respuesta demorada en el control de la humedad de gas de venta, en comparación con los otros esquemas de control. El esquema de control busca condiciones óptimas en relación a flujo y concentración del trietilenglicol .

En la Figura 10, se aprecia el diagrama de bloques del esquema de control. En la Figura 11, se observa el

comportamiento de la humedad en el gas de salida o de venta.

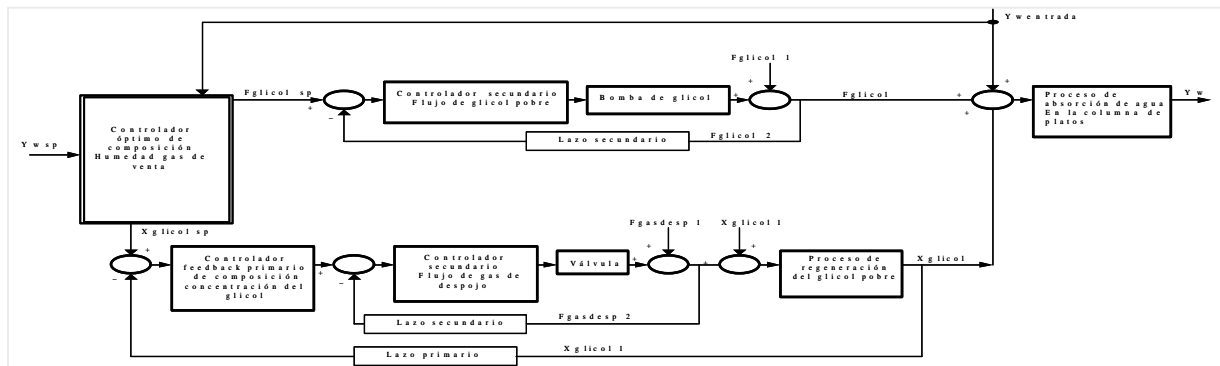


Figura 10. Diagrama de bloques esquema de control óptimo.

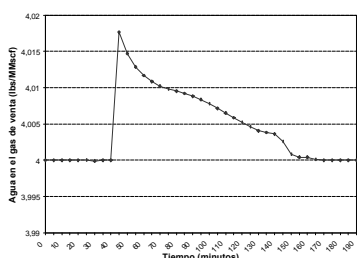


Figura 11. Variación de la cantidad de agua en el gas de salida. Esquema de control óptimo.

El control lleva a cabo el objetivo de mantener la humedad del gas en el set point deseado de 4 lb/MMscf, a condiciones de: concentración de glicol de 0.99257 fracción en peso, flujo de glicol 126.8 gph, flujo de calor en el regenerador de 256881 Btu/hora, flujo de gas de arrastre en el regenerador 0.0303355 MMscfd.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

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.

Los esquemas de control cumplieron con su objetivo al mantener la humedad bajo las especificaciones requeridas.

La concentración del glicol pobre es una de las variables más importantes del proceso. Por lo tanto se debe contar en las unidades de deshidratación de gas natural, las instalaciones y facilidades que permitan obtener de forma rápida glicol de alta concentración para utilizar en situaciones donde se presenten grandes perturbaciones.

El funcionamiento de esta planta en la actualidad es manual, por lo resulta en ocasiones ineficiente y costoso. Las correlaciones de Parrish, para el equilibrio gas-agua-teg, presentan buen desempeño en los cálculos de absorción.

Se observó un buen desempeño en el esquema de control feedforward en comparación con los otros esquemas expuestos.

Con los esquemas de control feedforward y óptimo se probaron las ecuaciones de Kremser-Brown presentando una buena aproximación, lo que ratifica la preferencia de este método en el cálculo de torres absorbedoras. La correlación de equilibrio de Parrish para el sistema agua-teg, presenta buenas aproximaciones para predecir los flujos de glicol y las concentraciones.

El control óptimo presenta mejores condiciones de operación para la planta que los otros esquemas de control. Su utilidad es indiscutible para lograr estados de operación que mejoren el desempeño de los procesos, siempre y cuando se cuente con las herramientas necesarias para su implementación.

La planta deshidratadora de gas natural de la estación Ballena, es una instalación estratégica por ser la que acondiciona el gas que abastece el 30% del consumo nacional. Por lo que la instalación de un esquema de control avanzado es necesario.

La implementación de un esquema de control presenta grandes beneficios para el buen desempeño de la planta deshidratadora industrial, debido a que en la actualidad las perturbaciones reales, dañan la operación con el consecuente “puesta a punto” labor que se realiza manualmente.

5. BIBLIOGRAFÍA

[1] Eastman Chemical Company, Simulation Success Story, Chemical Processing Technology International, página 89, 1997/8.
 [2] Murrill. P, Fundamentals of Process Control Theory, Segunda edición, Instrument Society of America, página 156USA, 1991.,
 [3] Parrish W, Phase Behavior of the Water System for Extremely Low Dew Point Requirement, Proceedings of Sixty-fifth Annual Convention, Gas Processors Association, marzo, San Antonio, Texas, 1989.
 [4] Youn K, Improved Program for Natural Gas dehydration with TEG, Proceedings of Sixty-eighth GPA Annual Convention, San Antonio, Texas, 1990.
 [5] Worley M, Super Dehydration with Glycol, Proceedings of the Gas Conditioning Conference, The University of Oklahoma, Norman, 1967.