

**EVALUACIÓN EL EFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS DE STRIPPING EN LA  
REGENERACIÓN DE TEG POBRE.**

**GERSON FERNEY PEÑA GONZALEZ  
SANDRA LUCIA PEÑA MERCHAN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2015**

**EVALUACIÓN EL EFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS DE STRIPPING EN LA  
REGENERACIÓN DE TEG POBRE.**

**GERSON FERNEY PEÑA GONZALEZ  
SANDRA LUCIA PEÑA MERCHAN**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar el título de  
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**Director  
Msc. MANUEL CABARCAS SIMANCAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2015**

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios infinitas gracias por permitirnos culminar esta etapa tan importante para nuestra vida.

A nuestras familias por su dedicación, apoyo, amor y comprensión incondicional.

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER, Escuela de Ingeniería de petróleos por habernos permitidos formarnos como Ingenieros de Petróleos.

Al director de proyecto de grado, M.sc Manuel Enrique Cabarcas Simancas por su orientación y apoyo para el desarrollo de este proyecto.

## DEDICATORIA

*A Dios por darme unos padres  
A mis padres Luis Peña y Miryam González  
Por su inmenso amor, esfuerzos, sacrificios  
y apoyo incondicional en los momentos más difíciles de mi vida.  
Por tener fe en las semillas depositadas en mi conciencia  
Y darme ánimo cuando todo estaba perdido.*

*A mi hermana Ángela Peña, por su cariño, por sentirse orgullosa de mí  
A todos aquellos que jamás creyeron en mí*

*Gerson Peña*

## DEDICATORIA

A Dios primeramente por todas las bendiciones recibidas, por acompañarme, fortalecerme  
y guiarme a lo largo de mi carrera.

A mi madre FLORENTINA, mis hermanos MARY, LUIS Y OSCAR quienes son las  
personas más importantes en mi vida, infinitas gracias por su apoyo incondicional, creer  
en mí, ayudarme a realizar mis sueños, porque gracias a sus esfuerzos, dedicaciones y  
amor hicieron esto posible. Este logro es por ello y para ellos.

A Omar Sain el amor de mi vida por su apoyo, tus permanentes ganas de salir adelante e  
impulsarme a ser mejor cada día. Sin ti no hubiese sido posible un pedacito de esto.

A Sonia Liliana más que mi prima mi hermana, porque siempre que la necesite estuvo  
presente apoyándome.

A mis cuñados, quienes de alguna u otra forma me han brindado su apoyo y que  
considero parte de mi familia.

*Lucia Peña*

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCIÓN .....	24
1. DESHIDRATACION CON TRIETILENGLICOL.....	26
1.1. GENERALIDADES .....	26
1.1.1. Por qué deshidratar el gas.....	26
1.1.2. Determinación del Contenido de agua.....	28
1.1.2.1. Contenido de agua gas dulce.....	29
1.2. ETAPAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN.....	36
1.2.1. Etapa de absorción.....	37
1.2.2. Etapa de regeneración.....	37
1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TEG.....	38
1.3.1. Circulación del gas.....	38
1.3.2. Circulación del glicol.....	38
1.4. COMPONENTES DEL SISTEMA DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CON TEG.....	42
1.4.1. Separador de Entrada.....	42
1.4.2. Torre contactora.....	43
1.4.3. Válvula de expansión.....	45
1.4.4. Separador flash.....	45
1.4.5. Filtros.....	46
1.4.5.1. Filtro de partículas sólidas .....	46
1.4.5.2. Filtros de carbón activado.....	47
1.4.6. Intercambiador glicol/glicol.....	48
1.4.9. Columna still.....	50
1.4.10. Rehervidor.....	50
1.4.11. Condensador.....	51
1.4.12. Bomba de Glicol.....	51

2. FACTORES PRINCIPALES EN EL DISEÑO. EN UNA UNIDAD DE DESHIDRATACION.....	53
2.1. DISEÑO DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TRIETILENGLICOL. ....	53
2.1.1. Factores básicos del diseño del proceso. ....	53
2.1.2. Parámetros claves en el diseño de una unidad de deshidratación con Trietilenglicol. ....	54
2.1.2.1. Eficiencia de remoción de agua (Ew). ....	54
2.1.2.2 Concentración de TEG pobre (wt%). ....	55
2.1.2.3. Determinación de la concentración de Trietilenglicol ....	57
2.1.2.4. Tasa de circulación de Trietilenglicol ....	57
3. EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN. ....	63
3.1. TEMPERATURA GAS DE ENTRADA. ....	63
3.2. PRESIÓN GAS DE ENTRADA. ....	64
3.3. FLUJO GAS DE ENTRADA. ....	65
3.4. NUMERO DE ETAPAS EN LA TORRE CONTACTORA. ....	65
3.5. CONCENTRACIÓN DE GLICOL. ....	66
3.6. PRESIÓN EN EL REHERVIDOR.....	67
3.7. TASA DE CIRCULACIÓN DE TEG.....	67
3.8. TEMPERATURA CONDENSADOR DE REFLUJO. ....	68
3.9. TEMPERATURA EN EL REHERVIDOR.....	69
3.10. INYECCIÓN GAS STRIPPING. ....	69
4. ALTERNATIVAS DE REGENERACION. ....	71
4.1. COLDFINGER. ....	72
4.1.1. Descripción del proceso.....	72
4.1.2. Equipos.....	73
4.2. DRIZO.....	75
4.2.1. Descripción del proceso.....	75

4.2.2. Equipos adicionales .....	76
5. GAS STRIPPING .....	80
5.1. CLASES DE GAS STRIPPING.....	80
5.2. CONFIGURACIONES INYECCIÓN DE GAS STRIPPING.....	81
5.2.1. Columna adicional.....	81
5.2.2. Directamente al rehervidor.....	82
5.2.2.1. Equipos adicionales directamente rehervidor .....	83
5.3. VARIABLES DE OPERACIÓN GAS STRIPPING.....	84
5.3.1. Tasa de flujo de gas stripping.....	84
5.3.2. Temperatura de gas stripping de entrada al rehervidor.....	85
5.3.3. Presión de gas stripping de entrada al rehervidor.....	85
5.4. EMISIÓN DE AROMÁTICOS.....	86
6. EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR .....	89
6.1 EQUILIBRIO FASE LIQUIDO – VAPOR.....	89
6.1.1. Etapa de absorción .....	89
6.1.2. Etapa de regeneración.....	89
7. SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACION CON TRIEILENGLICOL .....	93
7.1 SIMULACIÓN UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN CONVENCIONAL .....	93
7.1.1. Modelo termodinámico.....	93
7.1.1.1. Ecuación de estado de Peng Robinson PR .....	93
7.1.2. Condiciones entrada para la simulación.....	95
7.1.3. Procedimiento Simulación.....	97
7.1.3.1 Convergencia columna etapa de regeneración.....	98
7.2. SIMULACIÓN UNIDAD DESHIDRATACIÓN GAS STRIPPING .....	102
7.3. SENSIBILIZACIÓN DE PARÁMETROS .....	102

8. ANALISIS DE RESULTADOS.....	105
8.1 DESCRIPCIÓN EFECTO DE LOS PARÁMETROS OPERACIONALES EN LA ETAPA DE REGENERACIÓN.....	105
8.1.1 Efecto de la Temperatura del rehervidor a diversos Flujos de gas Stripping en la concentración.....	106
8.1.2. Efecto Flujo de gas Stripping a diversas temperaturas Rehervidor en la concentración de TEG. ....	108
8.1.3. Efecto tasa de inyección a diversas presiones del rehervidor en la concentración de TEG. ....	108
8.1.4. Efecto Flujo de gas Stripping concentración de TEG y contenido de agua en el gas de venta.....	110
8.1.5. Efecto del gas Stripping en la depresión del punto de Roció. ....	111
8.2. DESCRIPCIÓN DISEÑO EXPERIMENTAL.....	111
8.3. DESCRIPCIÓN SENSIBILIZACIÓN DE VARIABLES EXTERNAS A LA ETAPA DE REGENERACIÓN EN LA CONCENTRACIÓN DE TEG. ....	116
8.3.1. Efecto de la composición del gas de entrada en la inyección de gas stripping. ....	116
8.3.2. Efecto de la tasa de circulación de TEG a diversos flujos de gas stripping .....	117
8.4. EFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS EN LA EMISIÓN DE BTEXS.....	118
9. CONCLUSIONES .....	119
10. RECOMENDACIONES.....	120
BIBLIOGRAFIA.....	121
ANEXOS.....	124

## TABLA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Métodos para determinar el contenido de agua.....	29
Figura 2. Contenido de agua en gas dulce, según Mc Ketta- Webe.....	31
Figura 3 Corrección contenido de agua por gravedad específica.....	33
Figura 4. Corrección contenido de agua por salinidad del gas. ....	34
Figura 5 Contenido de agua en CO <sub>2</sub> saturado en Mezclas de Gas Natural. ....	35
Figura 6 Contenido de Agua en el Sulfuro de Hidrógeno.....	35
Figura 7. Esquema etapa de absorción. ....	37
Figura 8. Diagrama descripción del proceso de deshidratación. ....	40
Figura 9. Esquema etapa de Regeneración. ....	41
Figura 10. Separador de entrada.....	42
Figura 11. Torre Contactora.....	44
Figura 12. Torre Contactora vista interna. ....	44
Figura 13. Separador flash. ....	46
Figura 14. Filtro de partículas sólidas. ....	47
Figura 15. Filtro de carbón activado.....	48
Figura 16. Intercambiador de calor Tubo-Carcasa.....	48
Figura 17. Bomba de Glicol. ....	52
Figura 18. Acercamiento al equilibrio.....	55
Figura 19. Mínima concentración TEG pobre. ....	56
Figura 20. Eficiencia de Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1).....	60
Figura 21 Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5). ....	60
Figura 22. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.0) ....	61
Figura 23. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3.0) ....	61

Figura 24. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=4.0). .....	62
Figura 25. Métodos para incrementar la concentración de TEG.....	66
Figura 26 Esquema alternativa Coldfinger. ....	73
Figura 27 Dispositivo Coldfinger. ....	74
Figura 28. Diagrama descripción del proceso DRIZO.....	76
Figura 29. Filtros coalescentes. ....	77
Figura 30. Bomba para fluidos. ....	78
Figura 31. Calentador de solventes. ....	78
Figura 32. Clases de Gas Stripping. ....	81
Figura 33. Diagrama GAS STRIPPING columna adicional.....	82
Figura 34. Diagrama GAS STRIPPING directamente al rehervidor. ....	86
Figura 35. Etapa de Absorción.....	97
Figura 36. Parámetros de convergencia columna regeneración.....	98
Figura 37. Etapa de Regeneración. ....	99
Figura 38. Diagrama de flujo convencional bajo ambiente del simulador. ....	100
Figura 39. Efecto de la temperatura del rehervidor en la concentración de TEG. ....	101
Figura 40. Gas Stripping a Rehervidor.....	102
Figura 41. Diagrama de flujo Gas Stripping bajo ambiente del simulador. ....	104
Figura 42. Efecto de la Temperatura a diversos Flujos de gas Stripping en la concentración de TEG. ....	106
Figura 43. Efecto de la inyección de gas Stripping a diversas temperaturas del rehervidor en la concentración de TEG. ....	107
Figura 44. Efecto Flujo de gas Stripping a diversas temperaturas Rehervidor en la concentración de TEG. ....	108
Figura 45. Efecto de la presión del rehervidor a diversas tasas de inyección de gas stripping en la concentración de TEG. ....	109
Figura 46. Flujo de gas Stripping concentración de TEG y contenido de agua en el gas de venta.....	110
Figura 47. Efecto del gas Stripping en la depresión del punto de Rocío.....	111

Figura 48. Efecto de la sensibilización en la concentración de TEG pobre. ....	113
Figura 49. Efecto de la sensibilización en el contenido de agua.....	114
Figura 50. Efecto de la composición del gas de entrada en la inyección de gas stripping. ....	116
Figura 51. Efecto de la tasa de circulación a diversos flujos de gas.....	117
Figura 52. Efecto de la tasa de circulación a diversos flujos de gas.....	118

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Efecto temperatura gas de entrada.....	63
Tabla 2. Condiciones de Operación unidad de deshidratación.....	70
Tabla 3. Concentración de TEG pobre con sistemas de regeneración.....	71
Tabla 4. Composición del gas.....	95
Tabla 5. Especificaciones gas de entrada. ....	96
Tabla 6. Especificaciones TEG de entrada.....	96
Tabla 7. Especificaciones contactor. ....	96
Tabla 8. Especificaciones separador flash.....	97
Tabla 9. Especificaciones Regenerador. ....	97
Tabla 10. Efecto de la sensibilización en la concentracion de TEG pobre. ....	112
Tabla 11. Influencia de las variables.....	115

## LISTA DE AXEXOS

	<b>Pág.</b>
Anexo A. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	124
Anexo B. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	125
Anexo C. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	126
Anexo D. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	127
Anexo E. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	128
Anexo F. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	129
Anexo G. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	130
Anexo H. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	131
Anexo I. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	132
Anexo K. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	134
Anexo L. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	135
Anexo M. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	136
Anexo O. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.....	138

Anexo P. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración..... 139

Anexo Q. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración..... 140

Anexo R. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración..... 141

## NOMENCLATURA

- BTEX: Benzene, tolueno, etilbenceno y xileno..
- °F: Grado Fahrenheit.
- Gal / lb H<sub>2</sub>O: Galones por libra de agua
- Gal TEG / lb: Galón trietilenglicol / libra
- Glicol Pobre: Glicol Regenerado.
- Glicol rico: Glicol húmedo.
- GPM: Galón por minuto.
- Lb / día: Libras por día.
- Lb/MMscf: Libras por millón de pies cúbicos estándar.
- MMscfd: Millón de pies cúbicos estándar por día.
- PR: Peng Robinson
- Psia: Libras por pulgada cuadrada absoluta.
- Stripping Gas: Gas de Arrastre.
- TEG: Trietilenglicol.
- Treb: Temperatura del Rehervidor.
- VOC's: Compuestos orgánicos volátiles.
- n= Número de platos reales
- N=Número de etapas teóricas
- $\epsilon_p$ = Eficiencia de plato.
- Z=Factor de compresibilidad
- R=constante de los gases
- $K_y$ = Coeficiente de interacción binaria
- $P_c$ =Presion critica
- $T_c$ =Temperatura critica
- Wr: Tasa de agua removida, Lb/hr
- Wentrada: Contenido de agua en el gas de entrada, Lb/MMPCS

- $W_{salida}$ : Contenido de agua en el gas de salida, Lb/MMscf
- $Q_g$ : Tas gas, MMscfd
- $P_i^{sat}$ . La saturación de presión (vapor) de componente puro  $i$ .
- $X_i$ . Fracción molar del componente  $i$  en la fase liquido
- $y_i$ . Fracción molar del componente  $i$  en la fase vapor.
- $\phi_i^V$ . Coeficiente de fugacidad del componente  $i$  en la fase vapor
- $\phi_i^{sat}$ . Coeficiente de fugacidad de un componente puro a presión de saturación del componente.

## RESUMEN

**TITULO:** EVALUACIÓN EL EFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS DE STRIPPING EN LA REGENERACIÓN DE TEG POBRE.\*

**AUTORES:** Gerson Ferney Peña González, Sandra Lucia Peña Merchan.\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Deshidratación gas natural, Trietilenglicol, gas stripping,

Sabemos las repercusiones, los impactos que se pueden generar si el contenido de agua en una corriente de gas natural se encuentra por fuera de las especificaciones contenidas en el registro único de transporte (RUT). Absorción con desecante líquido es el método más común usado para poder cumplir con esta especificación, sin embargo en el proceso de absorción la regeneración de glicol es una etapa muy importantes debido al alto grado de influencia que tiene la concentración de glicol regenerado en la eficiencia del proceso de deshidratación. Concentraciones superiores a 98.7 % másico de Trietilenglicol (TEG) son requeridas en la etapa de absorción para lograr altas depresiones del punto de rocío del agua en el gas tratado. Gas stripping es una de las alternativas de regeneración que permite incrementar los valores de la concentración de TEG hasta un 99,7 % másico brindando así una mayor eficiencia de deshidratación. Una planta de deshidratación de gas natural fue simulada mediante el software ASPEN-HYSYS. El efecto de la inyección de gas stripping directamente al rehervidor en la concentración de Trietilenglicol fue evaluado, la identificación de las variables que más inciden en la etapa de regeneración y como se ve afectado el grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la inyección de gas stripping.

---

\* Proyecto de grado

\*\* Facultad de Ingeniería Físico - Química de Ingeniería de Petróleos, Director. Ing. Manuel Enrique Cabarcas

## ABSTRACT

**TITLE:** EVALUACIÓN EL EFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS DE STRIPPING EN LA REGENERACIÓN DE TEG POBRE.\*

**AUTHORS:** Gerson Ferney Peña González, Sandra Lucia Peña Merchán.\*\*

**KEYWORDS:** Dehydration natural gas, Trietilenglicol, Stripping gas

We know the implications, impacts that can be generated if the content of water in a stream of natural gas is outside the specifications contained in the Unique Record of Transport (RUT). Absorption with desiccant liquid is the most common method used to meet this specification, however in the absorption process glycol regeneration is a very important step because of the high degree of influence that the regenerated glycol concentration has in the efficiency of the dehydration process. Mass greater than 98.7% Triethylenglycol (TEG) concentrations are required in the absorption step to achieve high dewpoint depressions of water in the treated gas. Stripping gas is a regeneration of alternative values which can increase the concentration of up to 99.7% TEG mass thereby providing greater efficiency of dehydration. A dehydration plant of natural gas was simulated by ASPEN-HYSYS .The effect of gas injection stripping software directly to the reboiler in the concentration of TEG was evaluated, identifying the variables that most affect the regeneration step as affected the emissivity of aromatic components BTEXs due to the injection of stripping gas.

---

\* Thesis

\*\* Faculty of Physical – chemical Engineering, Petroleum Engineering School, Director: ING. Manuel Enrique Cabarcas.

## INTRODUCCIÓN

Hoy en día muy bajos punto de rocío de agua en el gas son requeridos para la transmisión por tuberías, lo que corresponde a una reducción en el contenido de agua, después de que el agua líquida libre ha sido removida de la corriente de gas por separación el gas seguirá conteniendo entre 25 y 120 lb/MMscf (3) dependiendo de las condiciones de presión y temperatura. Normalmente entre 20 y 115 lb/MMscf (3) deberán ser removidas para cumplir las especificaciones del gas de venta.

Para obtener estas estrictas especificaciones la etapa de regeneración es una parte crucial en el proceso de deshidratación, si el glicol rico está siendo destilado a presión atmosférica no podrá ser regenerado a concentraciones superiores a 98,5 % - 98,9 % (3) másico. Esto es causado por la temperatura de operación del rehervidor, donde el TEG no puede ser sometido a temperaturas superiores a 400°F, de hecho a esta temperatura existe degradación térmica aunque se tome como límite superior. Si para lograr las especificaciones se requieren concentraciones de TEG a niveles superiores de 99.0 a 99.99 % másico una alternativa en la etapa de regeneración deberá ser incluida. Nuestro enfoque está orientado hacia el efecto de inyección de gas stripping como alternativa de regeneración y sus efectos.

En muchos casos la corriente de alimento a la planta puede contener pequeñas cantidades de hidrocarburos aromáticos como benceno tolueno etilbenceno xilenos (BTEXs) estos son solubles en el TEG y son arrastrados junto con otros componentes orgánicos volátiles hacia el separador flash donde pequeñas cantidades son liberadas, las cantidades remanentes de VOCS y BTEXS van al rehervidor y la aplicación de calor removerá todos los gases volátiles, si son

venteados a la atmosfera la planta podría tener un serio impacto ambiental, el efecto de la inyección de gas stripping en la emisión de BTEX será estudiado.

## 1. DESHIDRATAACION CON TRIETILENGLICOL

### 1.1. GENERALIDADES

Varios procesos de deshidratación son utilizados pero la técnica de absorción es la más utilizada donde las moléculas en forma de vapor de agua en la corriente de gas son atraídas por una corriente de solvente líquido higroscópico durante el contacto en contracorriente a través de una torre empacada o de platos, una vez el agua es absorbida por el glicol, este debe ser regenerador para poder ser recirculado a la torre contactora.

Trietilenglicol ha sido el agente dominante, tiene la ventaja de un relativo punto de ebullición alto [550.4°F] a presión atmosférica y una baja presión de vapor [0.00020 PSIA] a 70°F (11) el alto punto de ebullición permite una fácil separación del agua y la baja presión de vapor hace que las pérdidas por vaporización sean relativamente bajas. Permite altas depresiones del punto de rocío entre 60°F - 150°F (3) con gas stripping, además de los bajos costos de instalación, puede alcanzar contenidos de agua hasta de 4 lb/ MMscf <sup>1</sup> que no son posibles con otros glicoles. Trietilenglicol ha sido usado para deshidratar gases dulces y gases ácidos.

**1.1.1. Por qué deshidratar el gas.** Como la temperatura y la presión cambian durante la producción del gas, las compañías de transmisión del gas natural tienen especificaciones que limitan la cantidad de agua en el gas a un punto de rocío lo suficientemente bajo para evitar la formación de agua libre en la tubería. La deshidratación es probablemente el método de prevención más común evitando así que se puedan presentar problemas en procesos posteriores a los que pudiese

---

<sup>1</sup> RUT (Reglamento Único de Transporté)

estar sometido el gas como por ejemplo áreas de tratamiento, transporte y consumo.

- **Evitar formación de hidratos.**

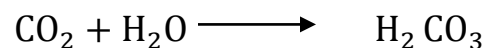
Cuando el agua libre se combina con las moléculas de gas (metano, etano, propano, etc.), esta forma hidratos sólidos los cuales pueden taponar válvulas, equipos y las líneas de gas reduciendo capacidad de entrega o pérdidas de presión.

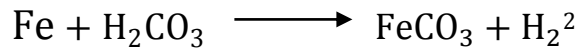
- **Cumplir con especificaciones como gas de venta.**

Existen condiciones a las que se debe entregar el gas para la venta y cumplir con estándares de calidad especificados por las compañías de transmisión y distribución basados en el Reglamento Único de Transporte (RUT) estipulado por la Comisión Reguladora de Energía y Gas (CREG) las cuales varían dependiendo del diseño del sistema de ductos y de las necesidades del mercado que se quiere atender. Es normal que se hable de 5 a 7 lb/MMSCF en el gas de salida o de una temperatura de punto de rocío requerida (24).

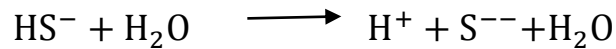
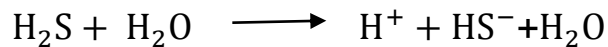
- **Minimizar corrosión.**

La reacción del CO<sub>2</sub> y agua libre conduce a la formación de (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) ácido carbónico que reacciona con el metal provocando la disolución del hierro, formando productos de corrosión como carbonato de hierro e hidrogeno.





Cuando reacciona H<sub>2</sub>S y agua libre las moléculas de agua altamente polarizadas causan la disociación de las moléculas de sulfuro de hidrógeno en iones de hidrógeno y sulfuro, estos iones reaccionan con el metal provocando la formación de productos de corrosión como sulfuro de hierro e hidrógeno.



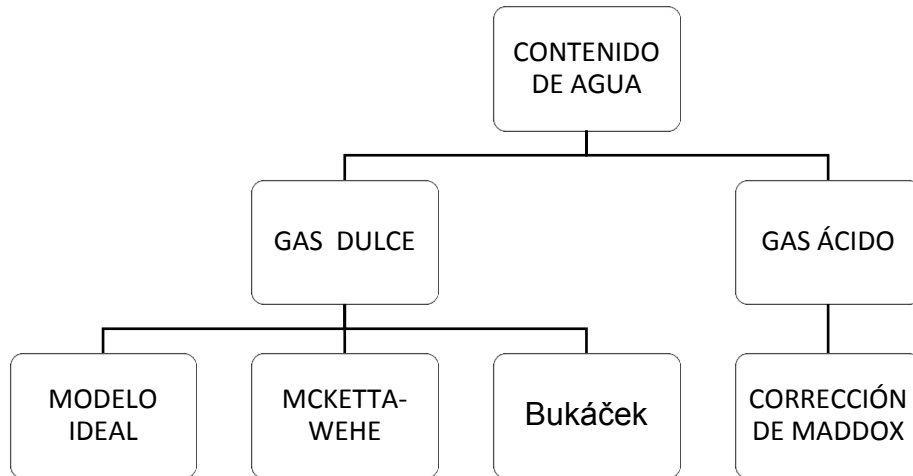
En ambos casos el H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, requieren de agua libre como líquido electrolito para que el proceso de corrosión ocurra. Mediante la reducción del contenido de agua en el gas disminuye la corrosión en las tuberías y mejora la eficiencia en las mismas al minimizar la acumulación de líquido en la parte baja de la línea.

**1.1.2. Determinación del Contenido de agua.** Hay varios modelos disponibles para el cálculo del contenido de agua de gas natural en forma de vapor, agua que puede ser de formación y es producida junto con el gas, o agua que está involucrada en el procesamiento del gas natural, como ejemplo la solución acuosa utilizada en la etapa de endulzamiento. La presión, temperatura y composición del gas natural inciden en la cantidad de agua que pueda retener el gas.

---

<sup>2</sup> R. Alexander. An Offshore Dehydration System for the Production of the Norphllet Sour Gas in Mobile Bay.

**Figura 1. Métodos para determinar el contenido de agua.**



#### **1.1.2.1. Contenido de agua gas dulce.**

- **Modelo Ideal**

En el modelo ideal, el contenido de agua de un gas se supone que es igual a la presión de vapor de agua pura dividida por la presión total del sistema. Esto produce la fracción molar de agua en el gas y este es el valor convertido a libras de agua por MMscf multiplicando por 47.484 (5) Matemáticamente esto es:

$$W = 47484 \frac{P_{\text{Agua}}^{\text{sat}}}{P_{\text{total}}}$$

**Ecuación 1.**

Es evidente que este modelo es muy simple y no se debe esperar a que sea altamente preciso, excepto en presiones muy bajas. Un modelo termodinámico más correcto para incluir el efecto de los gases disueltos en el agua sería.

$$W = 47484 \frac{X_{\text{Agua}} P_{\text{Agua}}^{\text{sat}}}{P_{\text{total}}}$$

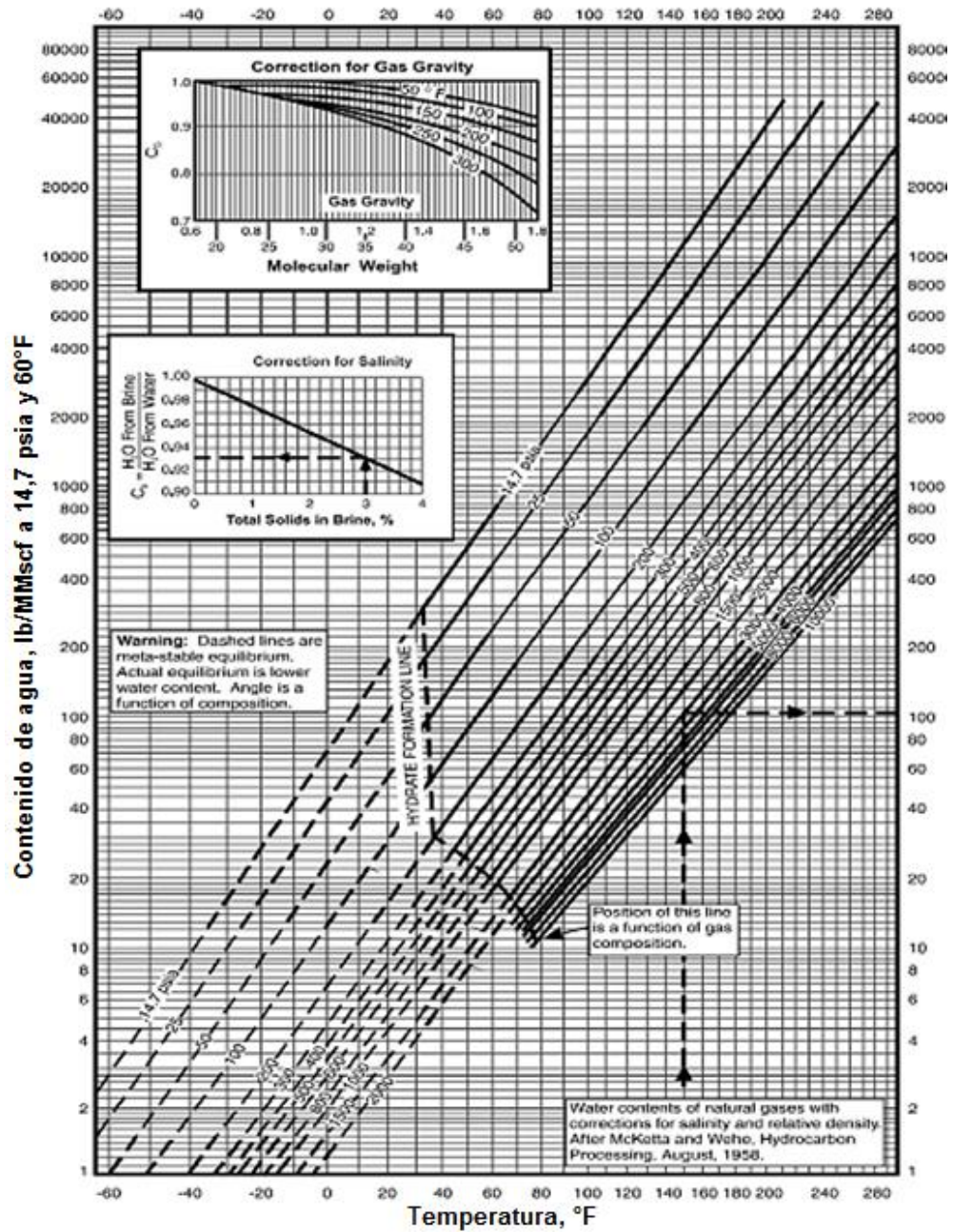
**Ecuación 2.**

### **Correlación Mc Ketta**

Para determinar la cantidad de agua que pueda estar en forma de vapor junto al gas se utiliza la figura 2 que permite determinar la cantidad de agua que pueda retener el gas natural saturado a diversas condiciones de presión y temperatura.

Se necesita conocer las condiciones de presión y temperatura de operación, la intersección de ambas líneas, corresponde a la cantidad de agua que contiene el gas natural. El contenido de agua se expresa en libras de aguas por millón de pies cúbicos normales de gas.

Figura 2. Contenido de agua en gas dulce, según Mc Ketta- Webe.



Fuente. McKetta and Wehe (1958) pressure–temperature correlation (GPSA, 1998).

- **Bukáček**

Bukáček sugirió una correlación relativamente simple para el contenido de agua de gas dulce. El contenido de agua se calcula utilizando una contribución ideal y un factor de desviación.

$$W = 47484 \frac{p_{\text{Agua}}^{\text{sat}}}{P_{\text{total}}} + B$$

**Ecuación 3.**

Dónde:

W=Agua

$$\log B = \frac{-3083.87}{459.6 + t} + 6.69449$$

**Ecuación 4.**

Esta correlación es exacta para temperaturas de entre 60°F y 460°F y para presiones de 15 a 10.000 psia<sup>3</sup>. Sólo es aplicable al gas dulce.

El par de ecuaciones en esta correlación es simple en apariencia. La complejidad es que requiere una estimación precisa de la presión de vapor del agua pura.

### **Corrección contenido de agua por gravedad específica**

La figura 2 es para gases con una gravedad relativamente baja. Sin embargo una gráfica es suministrada para obtener un factor de corrección para gravedades específicas altas del gas. El factor de corrección es aplicado de la siguiente manera:

---

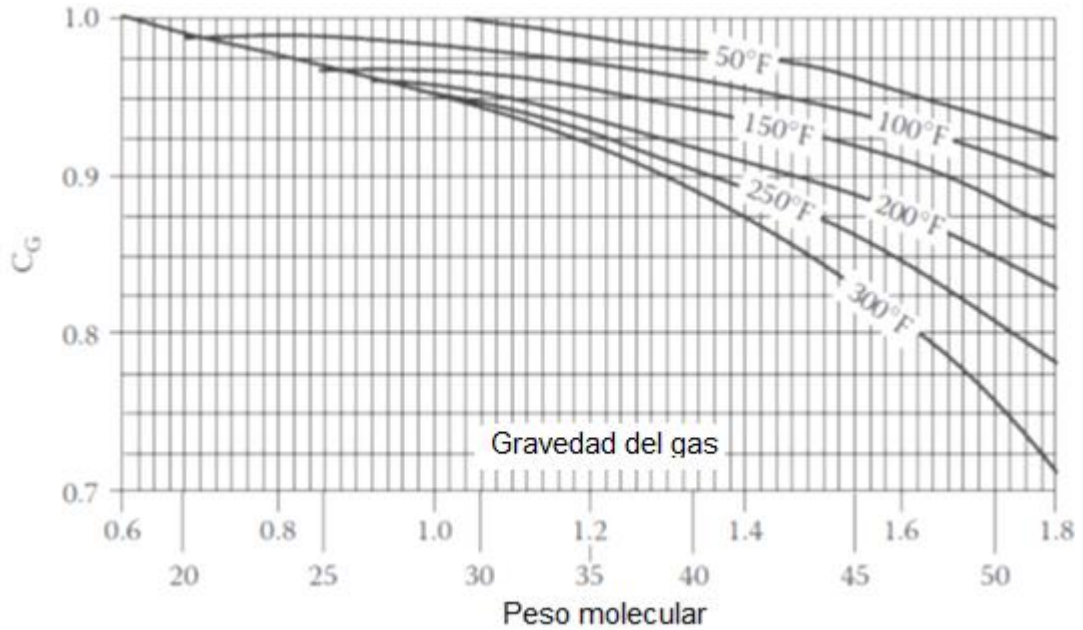
<sup>3</sup> THE WATER CONTENT OF ACID GAS AND SOUR GAS FROM 100° TO 220°F AND RESSURES TO 10,000 PSIA.

$$w = C_g W_{light}$$

**Ecuación 5.**

Donde  $C_g$  tiene rangos de 0.7 a 1.0 para gases con gravedades entre 0.6 y 1.8.

**Figura 3 Corrección contenido de agua por gravedad específica.**

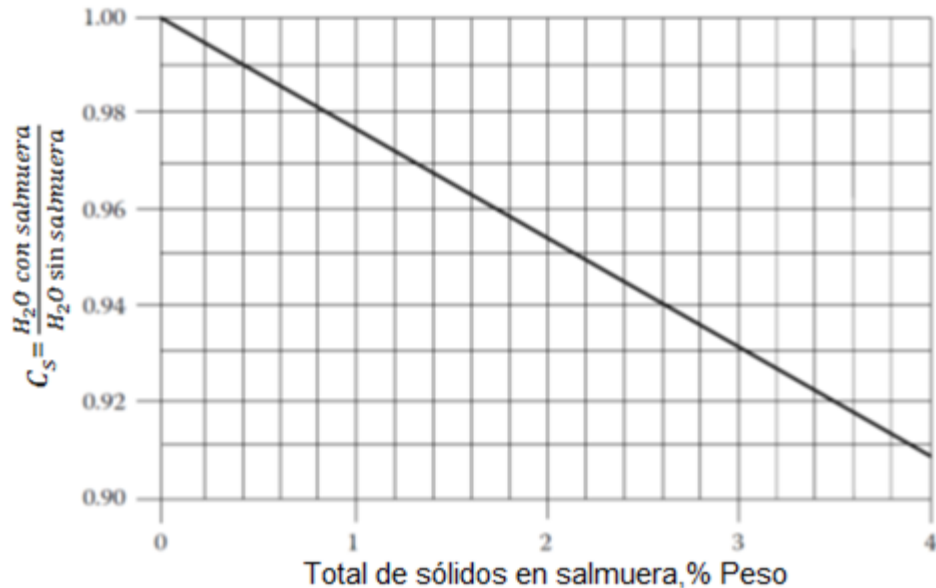


**Fuente.** GPSA Engineering Data Book.

### **Corrección contenido de agua por salinidad.**

Además se describe una corrección por salinidad del agua y en la mayoría de los casos se ignora porque raramente se conoce.

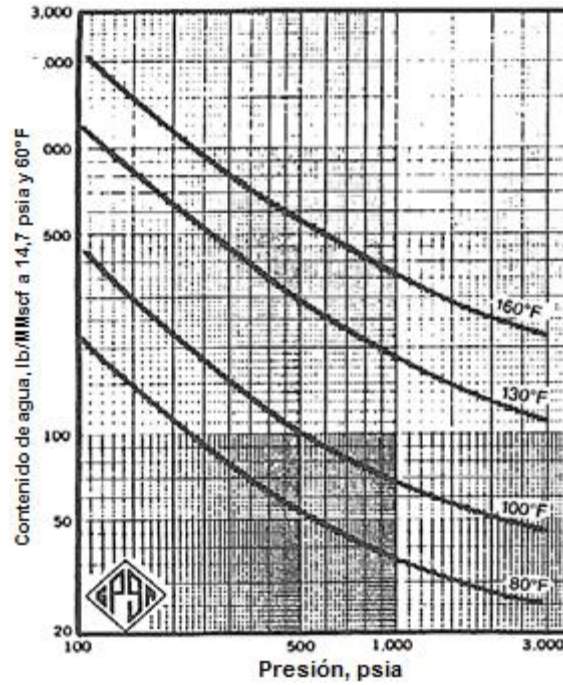
**Figura 4. Corrección contenido de agua por salinidad del gas.**



**Fuente.** McKetta y Wehe (Adapted from Engineering Data Book, 2004b.)

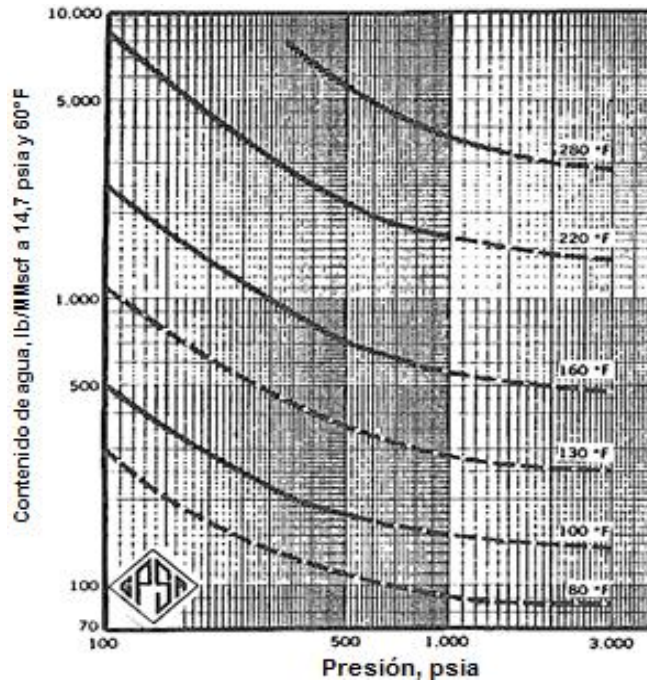
1.1.2.2. Contenido de agua Gases ácidos. Si el gas natural que se está analizando contiene gases ácidos puede afectar la eficiencia en la deshidratación debido a que CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S pueden contener más agua de saturación que una mezcla de gases dulces por esta razón es importante endulzar el gas. Es necesario determinar el contenido de agua que pueden contener estos componentes y con ello determinar el contenido total de agua en el gas. El contenido de agua que contiene, el CO<sub>2</sub> se presenta en la figura 5, mientras que la figura 6 representa el Contenido de agua en el H<sub>2</sub>S.

Figura 5 Contenido de agua en CO2 saturado en Mezclas de Gas Natural.



Fuente. ARNOLD, K. Design of Oil Handling Systems and Facilities,

Figura 6 Contenido de Agua en el Sulfuro de Hidrógeno.



Fuente. ARNOLD, K. Design of Oil Handling Systems and Facilities,

- **Corrección de maddox**

Para determinar la cantidad total de agua en la mezcla de gas natural, se suman la cantidad de agua obtenida en la gráfica del gas dulce figura 2 y la cantidad de agua que se obtiene en las figuras 5 y 6 del CO<sub>2</sub> del H<sub>2</sub>S.respectivamente. Para la obtención del contenido total de agua en el gas se utiliza la siguiente ecuación:

$$W(GA) = Y(HCS)(Wc(HCS) + Y(CO2)(Wc(CO2) + Y(H2S)(Wc(H2S))^4$$

**Ecuación 6.**

En donde:

$Wc(GA)$  = Contenido de vapor de agua en la mezcla ácida.

$Y(HCS)$  = Fracción molar de los hidrocarburos en el gas dulce.

$(Wc(HCS)$  = Contenido de agua en el gas dulce.

$Y(CO2)$  = Fracción molar del dióxido de carbono en el gas.

$Wc(CO2)$  = Contenido de agua en Dióxido de Carbono puro.

$Y(H2S)$  = Fracción molar del sulfuro de hidrógeno en el gas natural.

$Wc(H2S)$  = Contenido de agua en el Sulfuro de Hidrógeno puro.

## **1.2. ETAPAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN.**

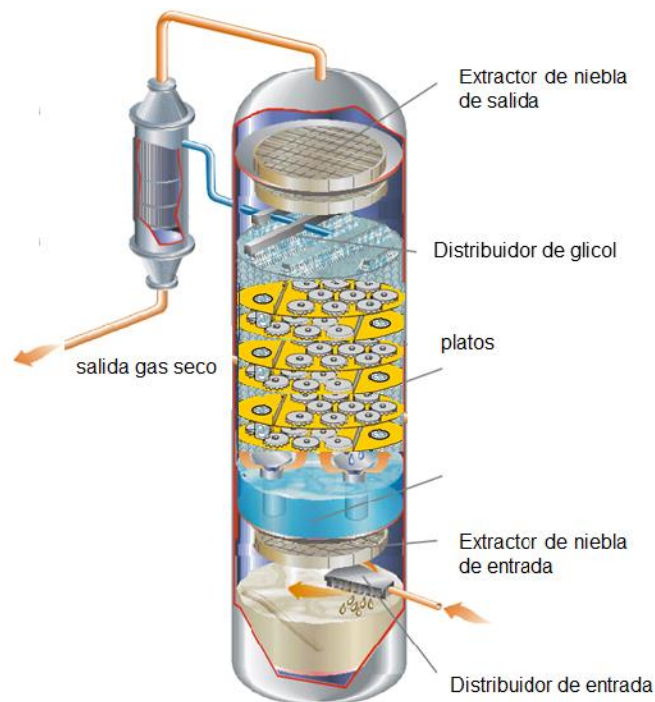
El proceso de deshidratación de gas natural por absorción con Trietilenglicol consiste en la remoción de agua líquida y algo de vapor de agua logrando la reducción de la temperatura de punto de rocío del agua en el gas a través de una unidad compuesta por una etapa de absorción y una etapa de regeneración.

---

<sup>4</sup> JARAMILLO, A, Diseño Y Operación De Unidades Para Procesos De Gas, Y Aplicaciones De Simulacion De Procesos, Bucaramanga, 2004.

**1.2.1. Etapa de absorción.** Es la etapa en la que existe una transferencia de masa entre el desecante líquido (TEG) y el gas húmedo en contracorriente a través de una torre contactora, el gas que asciende se hace cada vez más pobre en vapor de agua hasta encontrar el contenido de agua requerido según el diseño, el TEG cada vez se hace más rico en agua a medida que desciende de plato a plato. Esta etapa se lleva a cabo a bajas temperaturas y altas presiones.

**Figura 7. Esquema etapa de absorción.**



**Fuente.** Archivo Manuel Cabarcas modificado.

**1.2.2. Etapa de regeneración.** El proceso de remoción de agua del Trietilenglicol es llamado regeneración este procesos es llevado a cabo a bajas presiones y altas temperaturas.

Para producir el efecto más notable sobre el descenso del punto de rocío en el gas natural uno de los factores más importante es el grado de concentración de glicol regenerado, generalmente indicado como un porcentaje másico en la solución de

TEG más agua, este grado de concentración se obtiene en el regenerador compuesto por un rehervidor un condensador y una columna still, donde es posible lograr la concentración mínima de TEG requerida para cumplir con las especificaciones del gas tratado a través de una separación física como la destilación debido a la diferencia de los puntos de ebullición entre el Trietilenglicol y agua.

### **1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TEG.**

**1.3.1. Circulación del gas.** El gas húmedo circula a través del separador vertical de entrada (scrubber) donde se deben remover algunas impurezas, condensados y agua líquida<sup>5</sup> antes de ingresar a la torre contactora por el plato de fondo en su punto de rocío a alta presión. Inicia su recorrido ascendente, se pone en contacto con el TEG pobre que a su vez desciende desde el plato superior de la torre contactora, se seca durante su ascenso, pasa a través de un extractor de niebla donde remueve el glicol que pudo ser arrastrado por la corriente de gas y abandona la torre por la parte superior como gas seco, entra a un intercambiador de calor gas – glicol ubicado a un costado de la torre donde refrigera la corriente de glicol pobre para aumentar su capacidad de absorción. En algunas instalaciones se incorpora un separador centrífugo de glicol para tratar de recuperar algunas trazas de glicol que no pudieron ser contenidas por medio del extractor de niebla. Finalmente el gas seco sale de la unidad deshidratación para ser vendido, usado como gas lift o reinyectado al yacimiento. Una fracción muy mínima es usada como gas stripping.

**1.3.2 Circulación del glicol.** El glicol rico sale por la parte inferior de la torre contactora a través de una válvula operada por un controlador de nivel de líquido descomprimiéndolo y facilitando así la liberación de los hidrocarburos que haya

---

<sup>5</sup> El gas no debería contener más de 0.1 usgalH<sub>2</sub>O/MMSCF

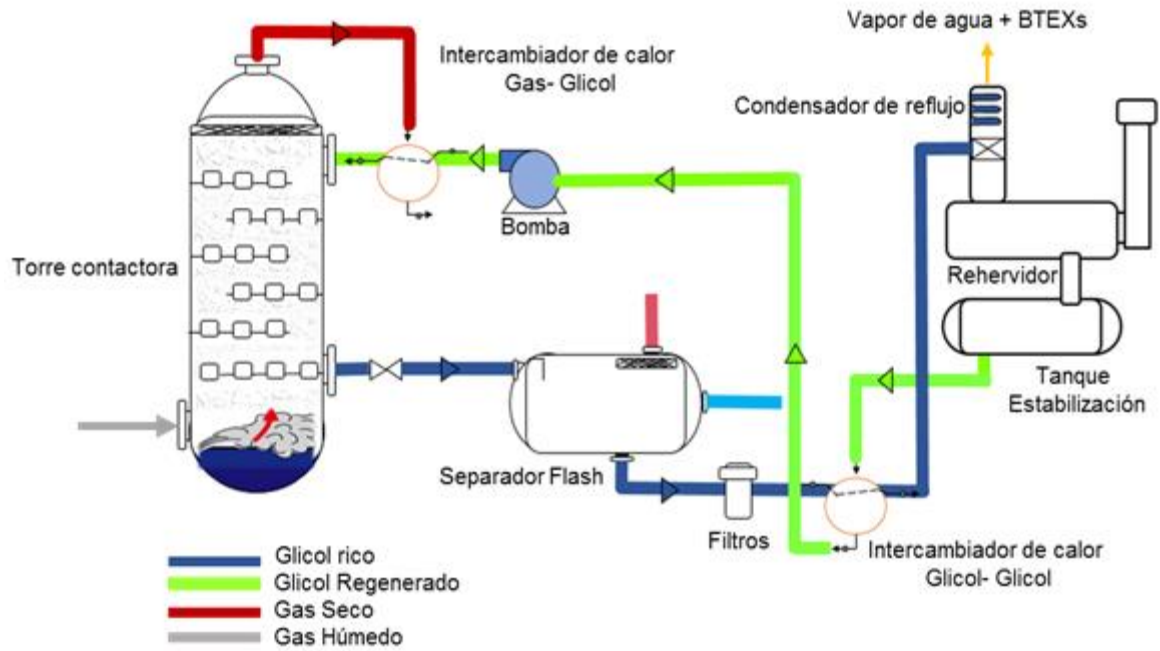
absorbido en la torre contactora, fluye a la parte superior de la columna still actuando como condensador de reflujo de glicol en forma de serpentín, aumenta su temperatura, reduce su viscosidad y favorece la entrada al separador flash donde muchos de los componentes volátiles (solubles) que fueron arrastrados<sup>6</sup> por el glicol son vaporizados y algunos condensados hidrocarburos son removidos. La remoción de estos gases reduce sustancialmente la emisión en la columna still.

Una vez el glicol abandona el separador flash fluye hacia el filtro de partículas y un filtro de carbón activado para remover sólidos, hidrocarburos disueltos y productos de la degradación del TEG respectivamente, previniendo así la acumulación de sólidos y la formación de espuma en el rehervidor. Luego el glicol rico es precalentado en un intercambiador de calor glicol rico - glicol pobre donde intercambia calor con el TEG procedente del tanque de estabilización antes de entrar al sistema de regeneración por la parte inferior de la columna still ubicada sobre el rehervidor. A medida que el líquido que cae a través de los empaques se vuelve más pobre en agua llegando al rehervidor donde la temperatura aumenta para promover la separación de TEG del vapor de agua debido a la diferencia del punto de ebullición entre el glicol (546°F) y el agua (212°F) (3). Cualquier cantidad de vapor de glicol que ascienda se condensara en la parte superior de la columna still y retornara a la sección del rehervidor. Los compuestos orgánicos volátiles que no fueron liberados en el separador flash se vaporizan con el agua en el rehervidor. El glicol pobre fluye desde el rehervidor hasta el tanque de estabilización que puede ser construido como parte integral del rehervidor para alimentar la bomba de glicol, de donde es enviado al plato superior de la torre contactora a una presión ligeramente superior, pasando previamente a través del intercambiador de calor glicol rico – glicol pobre y del intercambiador de calor glicol – gas para comenzar nuevamente un ciclo.

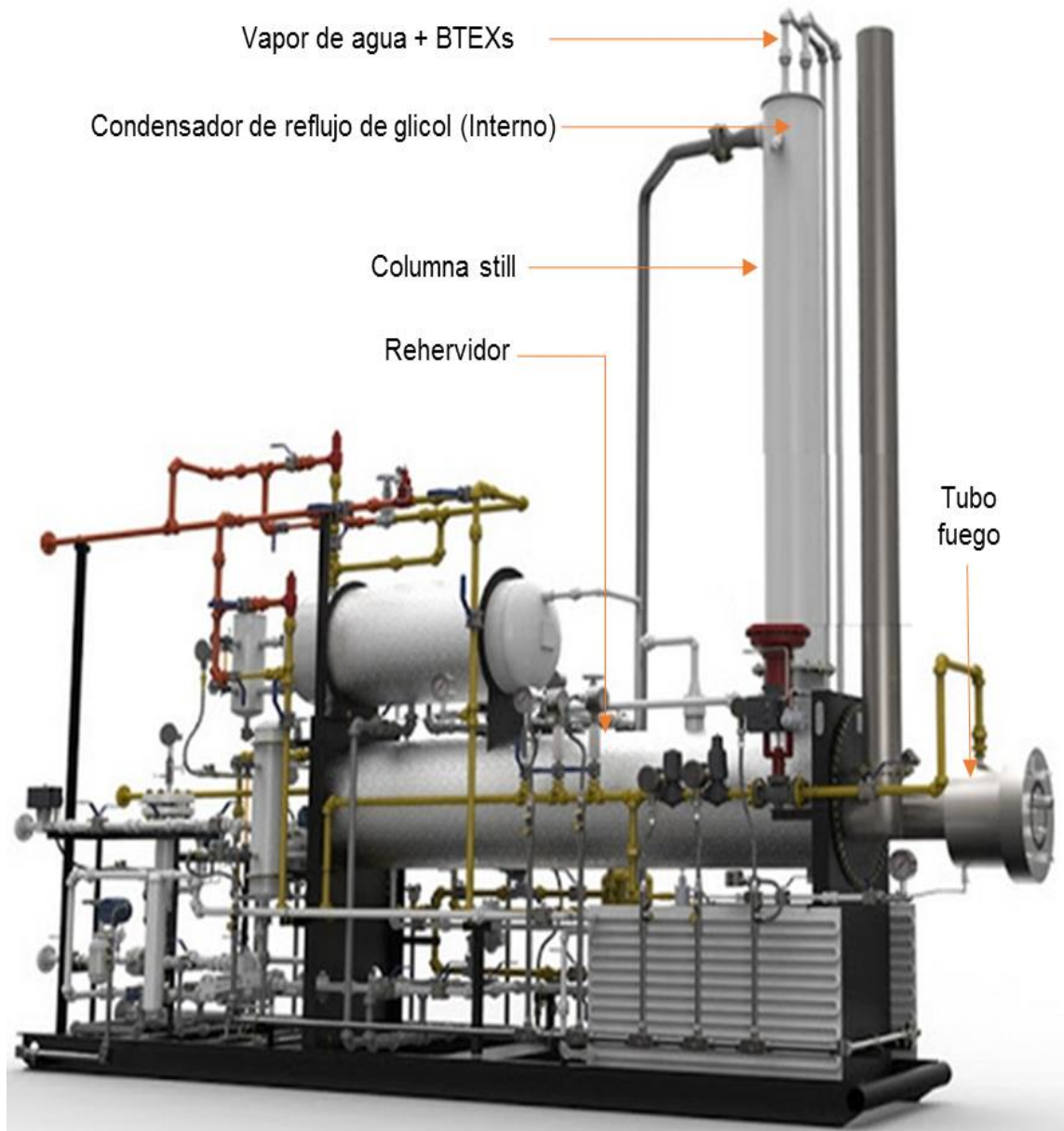
---

<sup>6</sup> TEG absorbe 1 scf de gas natural por galón a 1000 psig y 100 °F

Figura 8. Diagrama descripción del proceso de deshidratación.



**Figura 9. Esquema etapa de Regeneración.**

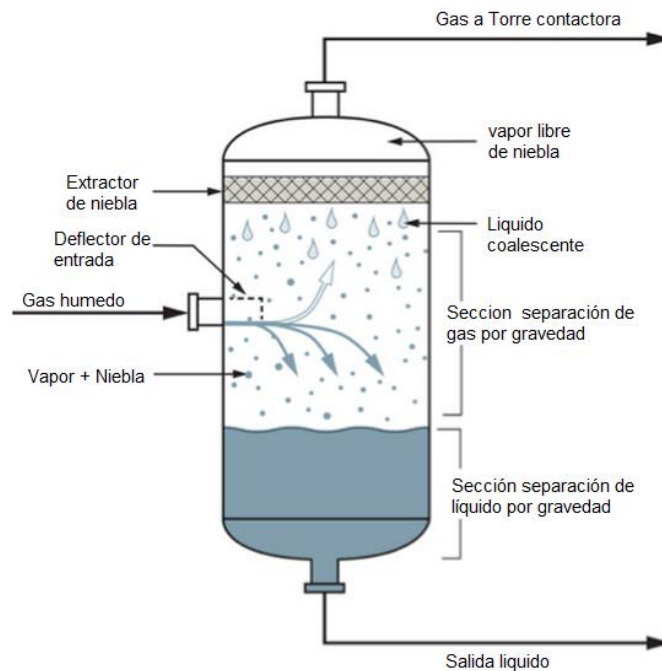


Fuente. VENTURA Carlos Separador Trifásico - British Petroleum 15 De Junio De 2014 [en línea] citado 15 de diciembre de 2014. <http://ventura3d.blogspot.com>

## 1.4. COMPONENTES DEL SISTEMA DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CON TEG.

**1.4.1. Separador de Entrada.** Es un equipo que de no usarse incrementa las pérdidas de glicol, separa los contaminantes más comunes que deterioran el rendimiento del sistema de deshidratación tales como agua libre, hidrocarburos condensados (asfáltenos, parafinas), sales, aditivos de fondo de pozo y sólidos y así evitar su paso a la torre contactora.

**Figura 10. Separador de entrada.**



**Fuente.** Jhon Campbell

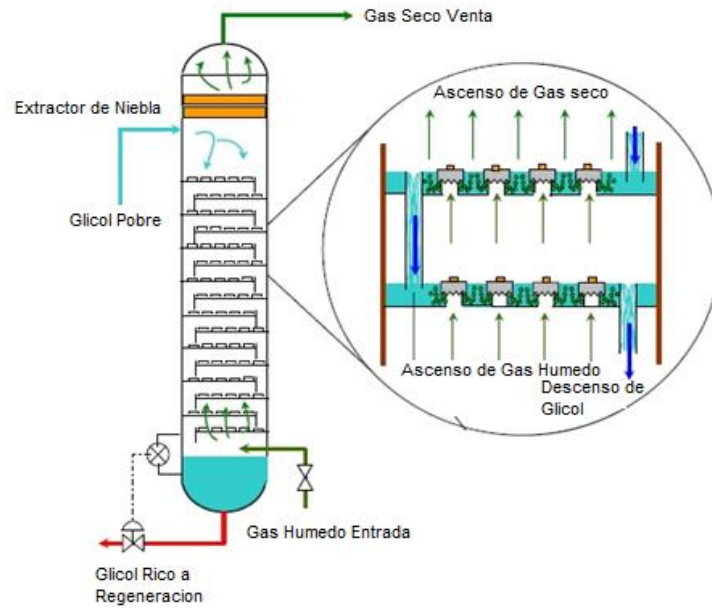
Puede estar ubicado antes o en una sección en el fondo formando parte integral de la torre contactora, si es en el fondo se evita que se condensen algunos líquidos en la tubería entre el separador y la torre contactora sin embargo no es recomendable para flujos superiores a 50 MMSCFD (3) a variable a controlar con

más atención en este equipo es el nivel de líquidos, por lo cual es necesario que siempre esté trabajando el sistema de control de nivel.

**1.4.2. Torre contactora.** Es un equipo vertical donde se presenta una transferencia de masa del agua en el gas al glicol, para que esto ocurra es necesario que exista un área superficial de contacto y se logra mediante la configuración específica interna del equipo. El gas natural saturado con vapor de agua asciende y fluye a través de cápsulas de burbujeo o válvulas ubicadas en cada plato con weirs que permiten mantener un nivel específico de glicol por el que el gas deberá burbujear para poder fluir hacia la parte superior de la torre. El glicol desciende a través de los tubos que comunican cada plato o bandeja de contacto, el TEG que desciende va absorbiendo el vapor de agua, este proceso se repite en cada plato de contacto y el gas natural que asciende va convirtiéndose progresivamente en gas seco.

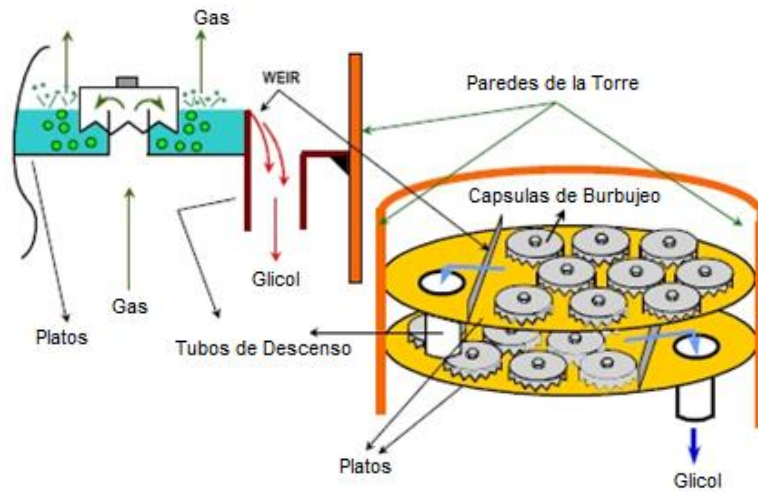
Tradicionalmente se han usado platos de burbujeo ya que permiten bajas tasas de flujo de líquido vs. Flujo de gas, además las burbujas de gas proveen un área superficial necesaria para que la transferencia de masa ocurra puesto que el tiempo de contacto en cada plato es corto y nunca será alcanzado el equilibrio, varios platos son necesarios para lograr las especificaciones del gas seco. El glicol arrastrado por el gas no debería exceder (1 lb/MMscf) por lo tanto es instalado un extractor de niebla en la parte superior.

**Figura 11. Torre Contactora.**



Fuente. COMPRESSIONJOBS Modificado Torre Contactora. [en línea] citado 15 de diciembre de 2014, disponible en: <http://articles.compressionjobs.com>

**Figura 12. Torre Contactora vista interna.**



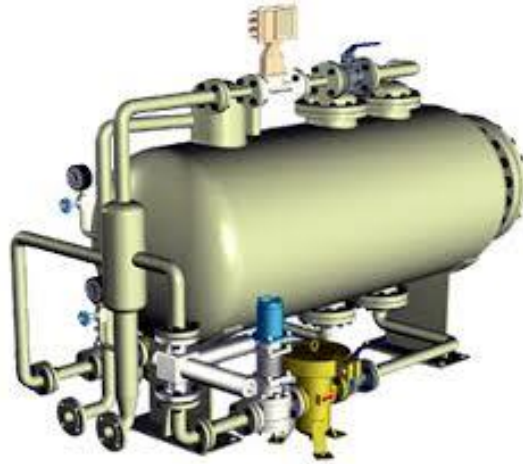
Fuente. COMPRESSIONJOBS Modificado Torre Contactora vista interna. [en línea] citado 15 de diciembre de 2014, disponible en: <http://articles.compressionjobs.com>.

**1.4.3. Válvula de expansión.** Permite regular la caída de presión del Trietilenglicol rico que fluye hacia la etapa de regeneración que opera a bajas presiones y altas temperaturas además de controlar el nivel de glicol en el contactor.

**1.4.4. Separador flash.** Equipo normalmente horizontal diseñado para remover la mayor parte de los hidrocarburos gaseosos disueltos que han sido absorbidos o arrastrados por el glicol rico manteniendo libre el rehervidor de hidrocarburos volátiles. La separación también permite remover cualquier hidrocarburo líquido evitando que lleguen al rehervidor y se forme espuma o inundación, esta será más eficiente si el glicol rico es precalentado en el tope de la columna still ya que las posibles emulsiones hidrocarburos/glicol se rompen mediante el incremento de la temperatura obtenida en el serpentín. El glicol rico que viene de la torre contactora se precalienta al ponerse en contacto con los vapores calientes que vienen del rehervidor. La presión de operación debe ser baja para promover la vaporización de los hidrocarburos más livianos. Componentes orgánicos volátiles y BTEXs (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) son muy solubles en el glicol, liberarlos reduce su concentración en la emisión de la columna still generando un menor impacto ambiental aprovechándolos como gas combustible o gas stripping.

Si hidrocarburos líquidos están presentes en la corriente de glicol rico un separador trifásico debería ser utilizado para removerlos.

**Figura 13. Separador flash.**



**Fuente.** MICROFILTRACION INDUSTRIAL. Separador flash. [en línea] citado 15 de diciembre de 2014 disponible en:<http://www.microfiltracionindustrial.com/wp-content/uploads/2013/07/nueva3.png>

**1.4.5. Filtros.** Los filtros son utilizados con el fin de remover impurezas solidas ayudando a mantener la etapa de regeneración libre de contaminantes. Usualmente para remover los contaminantes se utilizan dos tipos de filtros, estos pueden ser filtros de partículas sólidas o filtros de carbón activado.

**1.4.5.1. Filtro de partículas sólidas:** Estos filtros son utilizados para remover hasta el 95% de impurezas, remueve sólidos en suspensión de 5-10  $\mu\text{m}$  y 25-50  $\mu\text{m}$  (4) de largo manteniendo la concentración en el glicol por debajo de 0,01%(P/P) esto permite minimizar el desgaste en las bombas, obstrucción en los intercambiadores de calor, precipitación de sólidos y formación de espuma. La máxima caída de presión debe limitarse a 25 psi (4) un cambio del elemento filtrante será necesario si este valor es excedido.

Los filtros deben tener una capacidad de retención de 20 kg a 50 kg (4) Para prolongar la vida útil generalmente dos filtros en serie de 50  $\mu\text{m}$  y 5  $\mu\text{m}$  (4) son

ubicados preferiblemente después del separador flash favoreciendo la disminución de la viscosidad y facilitando la limpieza del intercambiador de calor glicol-glicol.

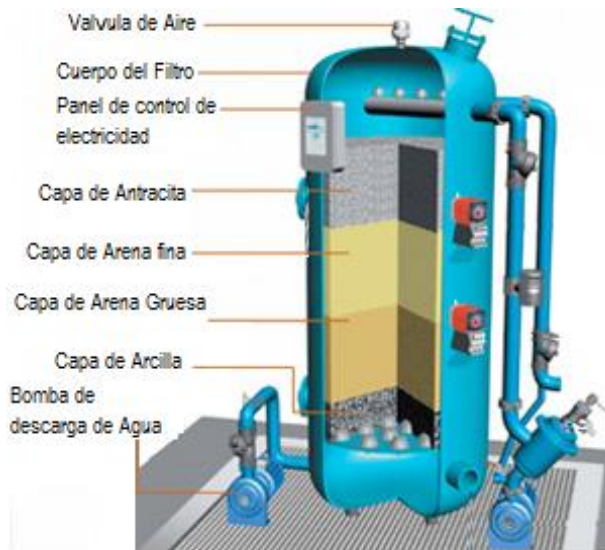
**Figura 14. Filtro de partículas sólidas.**



**Fuente.** AUTOFACIL. Todo lo que debes saber sobre el filtro de partículas [en línea] citado 14 de diciembre de 2014. Disponible en:  
<http://www.autofacil.es/tecnologia/2012/12/20/debes-filtro-particulas/12202.html#DqW1dVU3IUy9ZI>

**1.4.5.2. Filtros de carbón activado.** Un filtro de carbón activado puede remover hidrocarburos pesados, productos químicos de tratamiento y productos de la degradación del TEG, estos productos pueden ser altamente corrosivos. Son instalados aguas abajo de los filtros de partículas sólidas. A diferencia de los filtros de partículas sólidas, la caída de presión en estos permanece constante aunque requiera cambios en sus elementos filtrantes, estos se cambian cuando la claridad del glicol se deteriora o cuando el análisis del glicol indica un alto contenido de hidrocarburo. Si el gas de entrada a la unidad de deshidratación contiene mercurio puede ser necesario instalar un filtro de carbón activado impregnado de azufre.

**Figura 15. Filtro de carbón activado**



**Fuente.** [www.yamit-F.com](http://www.yamit-F.com)

**1.4.6. Intercambiador glicol/glicol.** El glicol pobre abandona el rehervidor a altas temperaturas, aproximadamente entre 370°F - 390°F (3) y debe ser acondicionado antes de ingresar a la torre contactora entre 10 y 20 °F (3) por encima de la temperatura del gas de entrada a la torre contactora este enfriamiento es logrado en 2 etapas.

**Figura 16. Intercambiador de calor Tubo-Carcasa.**



**Fuente.** <http://ventura3d.blogspot.com>

La primera etapa es el intercambiador glicol-glicol de tubo y carcasa. Está diseñado para recuperar el máximo calor del glicol pobre que sale del rehervidor además de precalentar el glicol rico que ingresa a la columna still y reduciendo el calor requerido en el rehervidor. El glicol rico se puede calentar hasta una temperatura de 300°F, mientras que el glicol pobre puede ser enfriado hasta 200°F (11).

1.4.7. Intercambiador gas/glicol. La segunda etapa es un intercambiador de calor gas/glicol también de tubo y carcasa para acondicionar la corriente de TEG pobre que entra por el plato superior de la torre contactora a una temperatura entre 10 y 20°F por encima de la temperatura de gas de entrada. Este intercambiador utiliza el gas que sale de la torre contactora para refrigerar el glicol regenerado.

La temperatura del glicol en el primer plato no debe ser tan alta evitando que la presión parcial del vapor de agua en el gas incremente y halla una reducción en la eficiencia del proceso de deshidratación

Acondicionar el gas es esencial porque la temperatura de punto de rocío del gas en contacto con el glicol asciende de la misma forma que asciende la temperatura del glicol pobre.

1.4.8. Regenerador. El glicol rico que abandona la torre contactora deber ser regenerado eliminando el contenido de agua del gas que fue absorbido y obtener nuevamente el glicol concentrado para poder ser recirculado.

La regeneración se lleva a cabo en un rehervidor y una columna still, estos equipos son indispensables para acondicionar el glicol rico a la mínima concentración de TEG pobre requerida en la torre contactora y así cumplir con las especificaciones de punto de rocío o contenido de agua en el gas de venta. Una

alta eficiencia en la etapa de regeneración se verá reflejada en la capacidad de absorción del TEG.

**1.4.9. Columna still.** Sección vertical en la cual por la parte inferior ingresa el glicol rico a la etapa de regeneración descendiendo hacia el rehervidor de donde los vapores producidos ascienden a través de la configuración interna de la columna que puede ser de platos o empacada con sillas de cerámica, anillos metálicos o plásticos dando lugar a una separación entre el agua y el glicol por destilación fraccionada. En la parte superior de la columna se encuentra un condensador.

**1.4.10. Rehervidor.** Este equipo permite suministrar el calor necesario para elevar la temperatura del glicol rico logrando su regeneración por destilación, la separación ocurre debido a la diferencia en los puntos de ebullición entre el agua y el Trietilenglicol. Este calor es suministrado a través de un tubo de fuego en forma de “U” sumergido en el glicol e incluye una columna para la salida de los gases de combustión. Dentro de la carcasa se encuentra un vertedero que mantiene el nivel de glicol por encima del tubo de fuego, evitando el sobrecalentamiento y previniendo la degradación térmica del glicol por exceso de calor. El calor requerido es proporcional a la tasa de circulación de TEG y la cantidad de agua a remover, también es función de la eficiencia del intercambiador de calor glicol – glicol.

El tamaño de este recipiente se determina por la velocidad de diseño máxima de circulación de glicol, y el tamaño del tubo de fuego en sí está diseñado para un límite en el flujo de calor del fuego a través del tubo de acero para el glicol en el lado de la carcasa del fuego tubo. Cuanto mayor sea el tubo de fuego, menor es la tasa de transferencia de calor por unidad de área. La llama debe ser la quema a lo largo de la mayor parte del tubo, en oposición a una llama intensa en la parte delantera del quemador.

El tubo de fuego debe ser diseñado para una tasa de transferencia de calor por pie cuadrado no mayor que 7.000 Btu / Hr, este tubo también está equipado con un regulador de temperatura que controla el suministro de gas a través de una válvula de control en la línea de suministro de gas combustible al quemador.

**1.4.11. Condensador.** Está ubicado en la parte superior de la columna still, y utiliza como fluido refrigerante glicol rico proveniente de la torre contactora. A medida que los vapores ascienden entran en contacto generando un reflujo que minimiza las pérdidas de glicol, debe tener una temperatura que permita la condensación del glicol pero no del vapor de agua, debido a la diferencia de puntos de condensación el glicol descendiendo a través de la columna still hasta llegar al rehervidor, permitiendo que los hidrocarburos volátiles, vapor de agua y parte del gas stripping sean despojados. Por lo general el condensador está diseñado en forma de serpentín. También, se utiliza para precalentar el glicol rico que viene de la torre contactora que posteriormente se envía al separador trifásico.

**1.4.12. Bomba de Glicol.** Las bombas de glicol toman el glicol pobre del tanque de estabilización y lo presuriza para llevarlo hasta el tope de la torre contactora, los factores más importantes en su diseño son la tasa de flujo de gas húmedo, la tasa de circulación de glicol y la presión de operación máxima en la torre contactora. Generalmente son bombas de desplazamiento positivo de tipo recíprocante y deben contar con estabilizadores de pulsación, ubicados en la succión y en la descarga. Se recomiendan dos bombas en paralelo, una para manejar el 100% del flujo, y la segunda como factor de seguridad para evitar paros cuando una bomba falla.

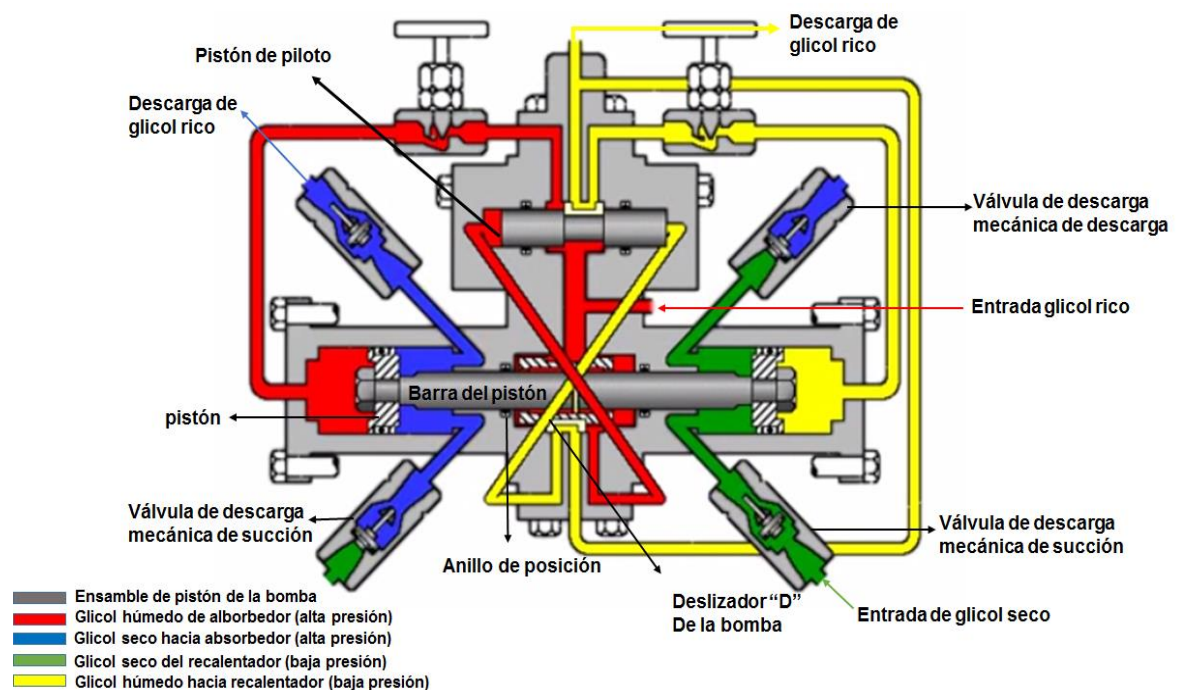
Puede estar accionada por electricidad, gas, o mediante glicol rico con la asistencia de gas a alta presión. Comúnmente se usa la bomba de gas-glicol,

utilizando el glicol rico de alta presión en la torre contactora para proveer parte de la energía necesaria para su operación. Algunas Condiciones de operación son.

- La velocidad de la bomba estaría entre 300 – 350 RPM.
- Rango de Temperatura: -20°F a 640° F
- Presión de trabajo: 1500 psig.<sup>7</sup>

Se debe limpiar con regularidad el filtro de succión de la bomba por taponamiento y/o abrir la válvula de purga, para eliminar el aire atrapado y evitar desgaste de la bomba. La bomba es usualmente la pieza más sobrecargada y abusada en el sistema del proceso del glicol.

**Figura 17. Bomba de Glicol.**



**Fuente.** Jhon Campbell Modificado

<sup>7</sup>KIMRAY. Bombas de Glicol. [en línea] citado 15 de diciembre disponible en: [http://mobile.kimray.com/downloads/sales\\_Literature/product\\_Selection\\_Guide/docs/BombasdeGlicol.pdf](http://mobile.kimray.com/downloads/sales_Literature/product_Selection_Guide/docs/BombasdeGlicol.pdf)

## 2. FACTORES PRINCIPALES EN EL DISEÑO. EN UNA UNIDAD DE DESHIDRATACION.

### 2.1. DISEÑO DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TRIETILENGLICOL.

Para diseñar un sistema de deshidratación se requiere información preliminar tal como presión y temperatura de operación en la torre, composición y tasa de flujo del gas.

**2.1.1. Factores básicos del diseño del proceso.** En el dimensionamiento de la unidad de deshidratación con glicol la temperatura de punto de rocío del gas a la salida de la torre contactora es uno de los parámetros más importantes. Una vez especificada la temperatura de punto de rocío del gas seco junto con la presión y la temperatura de operación de la torre contactora<sup>8</sup>, se pueden aplicar las cartas de contenido de agua similares a la Figura 2 para determinar el contenido de agua en el gas húmedo (entrada) y calcular la eficiencia de remoción de agua en el proceso de deshidratación. La concentración del Glicol pobre se relaciona de manera termodinámica al contenido de agua del gas seco, lo cual impacta los costos operacionales (OPEX), más los de capital (CAPEX). Un menor contenido de agua en el gas seco requiere una mayor concentración del TEG, este parámetro fija la mínima concentración del TEG pobre requerida introducido por el plato superior de la torre y el número de platos en la torre contactora.

Así podrá ser calculado:

- La mínima concentración de TEG pobre requerida
- La tasa de recirculación de TEG requerida

---

<sup>8</sup> Las variaciones de la presión y la temperatura de la alimentación alteran el contenido de agua en el gas y, por lo tanto, se deben ajustar las condiciones de operación de la planta

- El número de etapas requeridas (platos) en la torre contactora.

**2.1.2. Parámetros claves en el diseño de una unidad de deshidratación con Trietilenglicol.** En el diseño de una unidad de deshidratación existen parámetros que nos ayudan a dimensionar y a fijar los valores apropiados de algunas variables para un mejor desempeño de la planta. Los parámetros más importantes y con los cuales puede ser modelada una planta son:

**2.1.2.1. Eficiencia de remoción de agua ( $E_w$ ).** Para poder determinar la eficiencia de remoción de agua, ( $E_w$ ) se debe conocer el contenido de agua en el gas de entrada ( $W_{in}$ ) (lb/MMSCF) que está relacionado con la temperatura y presión de operación de la torre contactora; se debe especificar el contenido agua<sup>9</sup> deseado en el gas de salida

Calcular el agua removida:

$$W_{entrada} - W_{salida} \text{ (Lb/MMSCF)}$$

**Ecuación 7.**

Donde:

$W_{entrada}$ = Agua de entrada

$W_{salida}$ = Agua salida

Calcular la eficiencia de remoción de agua

$$E_w = \frac{(W_{entrada} - W_{salida})}{W_{entrada}}$$

**Ecuación 8.**

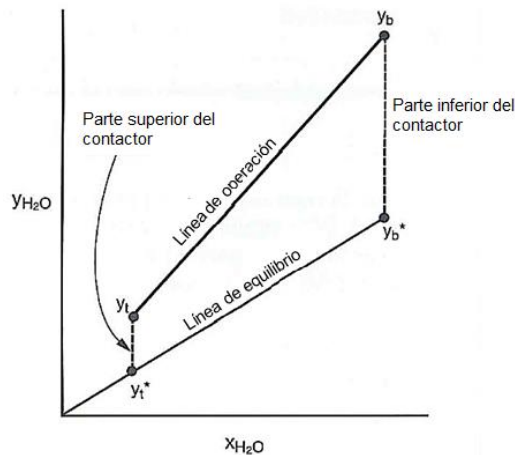
---

<sup>9</sup> Si se requiere una temperatura de punto de rocío en particular, esta temperatura debe ser convertida a contenido de agua asumiendo un proceso isobárico.

**2.1.2.2 Concentración de TEG pobre (wt%).** La mínima concentración requerida de Trietilenglicol en la solución regenerada que debe ingresar por el plato superior de la torre contactora y cumplir con la especificación del contenido de agua en el gas es función de la temperatura de operación de la torre contactora y de la temperatura punto de rocío del agua deseada en el gas de salida (contenido de agua gas de salida).

El glicol como líquido higroscópico con alta afinidad por el agua una vez entre en contacto con el gas durante el descenso a través de la torre absorberá la mayor cantidad de agua posible contenida en el gas hasta que la altura de la torre se lo permita (tiempo de contacto), la altura dependerá del número de platos, a mayor número de platos mayor acercamiento al equilibrio.

**Figura 18. Acercamiento al equilibrio.**



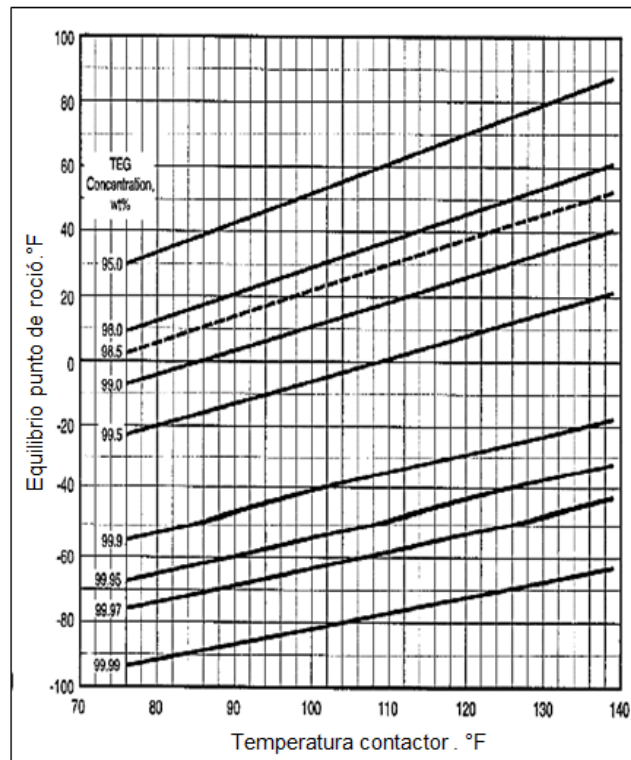
**Fuente.** Jhon Campbell

Para determinado número de platos el tiempo de transferencia de masa será función de la tasa de recirculación de Trietilenglicol.

A una determinada presión y temperatura en la torre contactora ideal se esperaría un equilibrio líquido vapor a cierta concentración de Trietilenglicol en contacto con

el gas húmedo, sin embargo en una torre contactora real este equilibrio no se da debido a que el gas y el Trietilenglicol no están en contacto el suficiente tiempo para poder alcanzarlo. Surge el concepto de acercamiento al equilibrio.

**Figura 19. Mínima concentración TEG pobre.**



**Fuente.** Jhon Campbell

Si después de la etapa de regeneración se obtuvo una concentración de 98.5% másico de TEG pobre<sup>10</sup> y la torre contactora opera 100 °F la temperatura de punto de rocío del agua en el gas que podría obtener sería de 22°F si existiera el equilibrio. Al usar la Figura 20 hay que tener en cuenta que está basada en un punto de rocío en equilibrio, debido a esto el punto de rocío del agua del gas de salida estaría de 9 a 18°F por encima del valor del equilibrio, es decir de 31°F a 40°F

<sup>10</sup> La línea punteada en la figura y representa la máxima concentración de Trietilenglicol obtenida en el rehervidor (98,5 wt%) a 400°F y 1 atm de presión

**2.1.2.3. Determinación de la concentración de Trietilenglicol.** Para poder determinar la mínima concentración de Trietilenglicol en la Figura 20 se debe fijar la temperatura de operación de la torre contactora, establecer el contenido de agua deseado según las especificaciones, y leer la temperatura de punto de rocío del agua correspondiente asumiendo un proceso isobárico en la Figura 2. Luego establecer un acercamiento de la temperatura del punto de rocío al equilibrio en un rango de 9°F - 18°F.

punto de rocío en equilibrio = punto de rocío real – un acercamiento

**Ecuación 9.**

Realizar la intersección entre la temperatura de operación de la torre contactora y la temperatura de punto de rocío real para poder encontrar la mínima concentración de TEG requerida.

**2.1.2.4. Tasa de circulación de Trietilenglicol.** La tasa de circulación es un factor que influye en el número de contactos (platos de burbujeo) Si tuviéramos un número infinito de contactos y una tasa de circulación infinita el acercamiento al equilibrio sería cero y el valor del punto de rocío de agua en el gas de salida solo dependería de la concentración de TEG pobre.

Esta tasa de circulación puede ser determinada con base a la cantidad de agua a ser removida y la relación de TEG – AGUA.

- Cantidad de agua a ser removida:

$$W_r = \frac{Q_g * (W_{entrada} - W_{salida})}{24}$$

**Ecuación 10.**

Dónde:

Wr: Tasa de agua removida, Lb/hr

Wentrada: Contenido de agua en el gas de entrada, Lb/MMPCS

Wsalida: Contenido de agua en el gas de salida, Lb/MMPCS

Qg: Tas gas, MMPCS

- Relación TEG - AGUA

La relación puede ser determinada de la figuras 21 a la Figura 25 con la eficiencia de remoción y la mínima concentración de TEG pobre requerida<sup>11</sup>. Buscando que la relación de circulación de TEG - AGUA este entre 2 y 5 gal TEG/lb H<sub>2</sub>O (2).

$$Q_{TEG \text{ min}} = GWR * W_r$$

**Ecuación 11.**

Dónde:

QTEG in: Tasa minima de circulación de Glico, gal TEG/lb

GWR: Relacion Glicol/Agua, gal TEG/lb agua removida

Wr: Tasa de gua removida, lb/hr

Altas tasas de circulación proporcionan una pequeña deshidratación adicional. Si la tasa de circulación de TEG es baja el gas podría salirse de las especificaciones, por lo tanto, es adecuado trabajar con cierta tasa de sobre circulación, pero debe tenerse en cuenta que una excesiva tasa de circulación puede disminuir la eficiencia de regeneración.

---

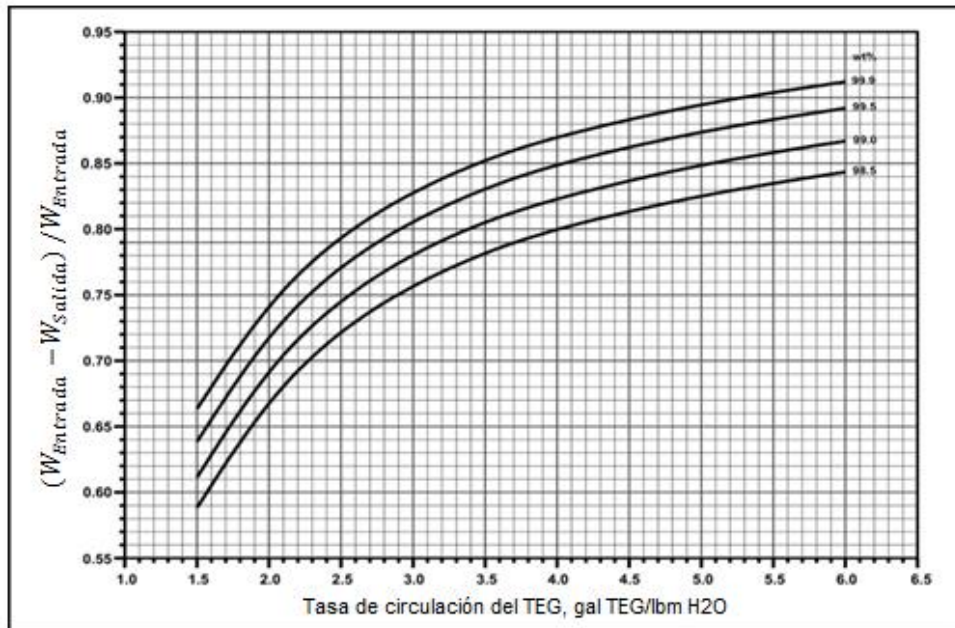
<sup>11</sup> La mínima concentración de TEG pobre no debería ser utilizada, una concentración más alta reduciría la tasa de recirculación de TEG y optimizaría costos.

La energía requerida en el rehervidor es directamente proporcional a la tasa de circulación. Un incremento en la tasa de circulación puede disminuir la temperatura del rehervidor, disminuir la concentración del glicol pobre, y reducir la cantidad de agua que el glicol puede retirar del gas. Por lo tanto, debe adicionarse entre un 10 y 30% de la tasa de circulación mínima para alcanzar una tasa de circulación óptima.

- **Número de etapas torre contactora**

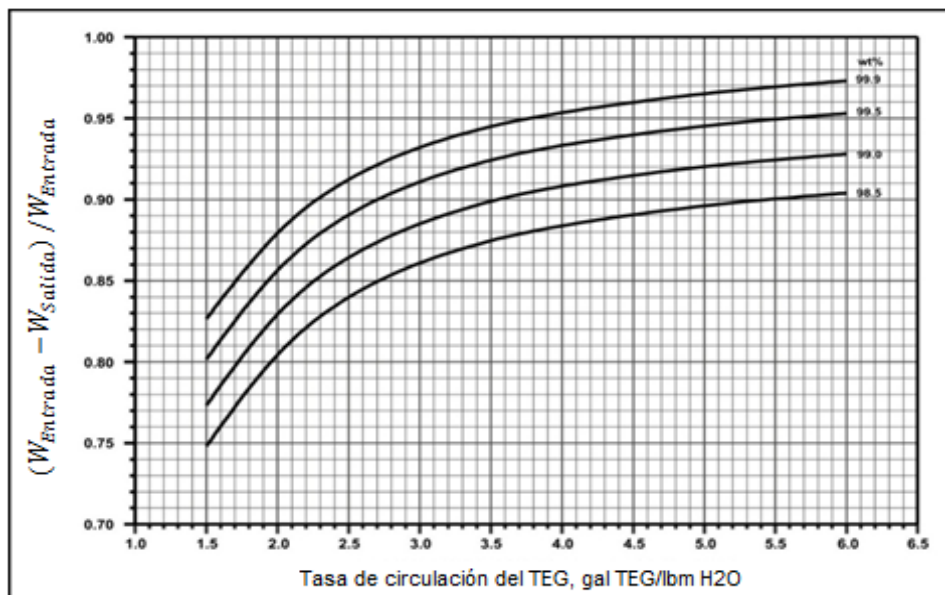
La proyección de la intersección entre la eficiencia de remoción y la mínima concentración de TEG pobre hacia el eje X que representa la relación de circulación de TEG – AGUA en la Figura 22 a la Figura 26 debe estar dentro del rango de 2 a 5 gal TEG/lb H<sub>2</sub>O (4) y cada figura corresponde a un determinado número de etapas (N) ideales. La conversión de número de etapas ideales a número de etapas reales puede hacerse asumiendo una eficiencia global de plato entre 25% para platos de burbujeo y 30% (24) para platos de válvulas.

**Figura 20. Eficiencia de Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1).**



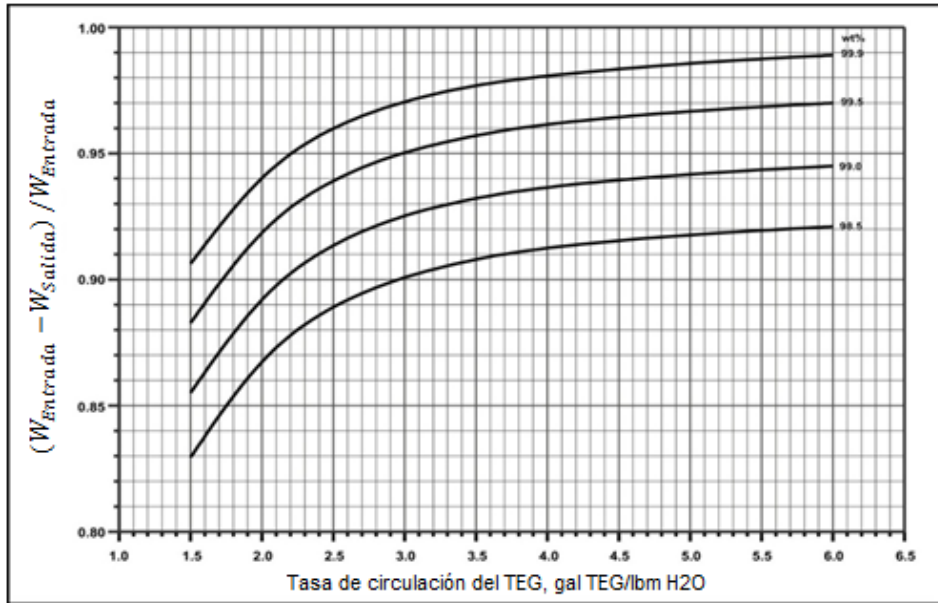
Fuente. GPSA Engineering Data Book.

**Figura 21 Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5).**



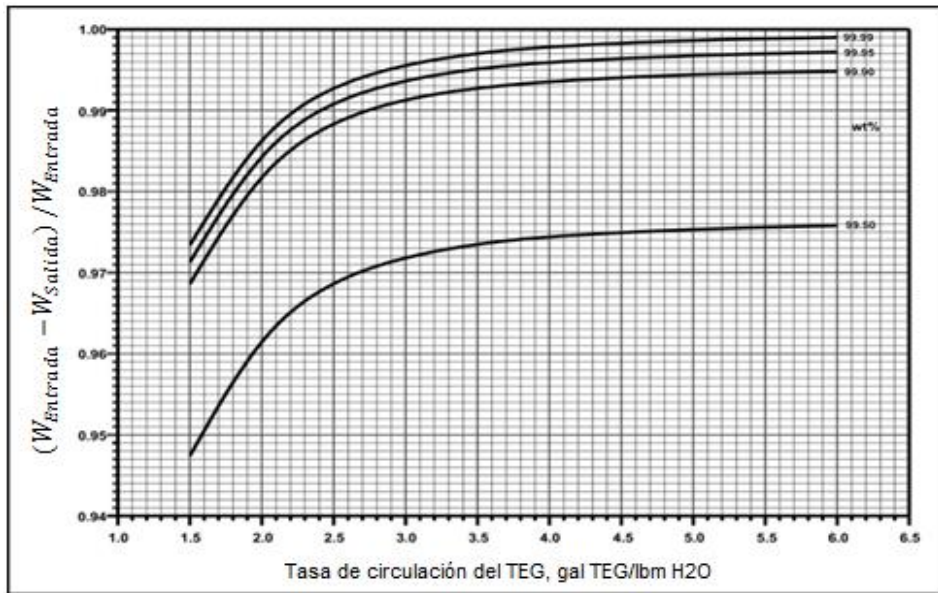
Fuente. GPSA Engineering Data Book.

Figura 22. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.0)



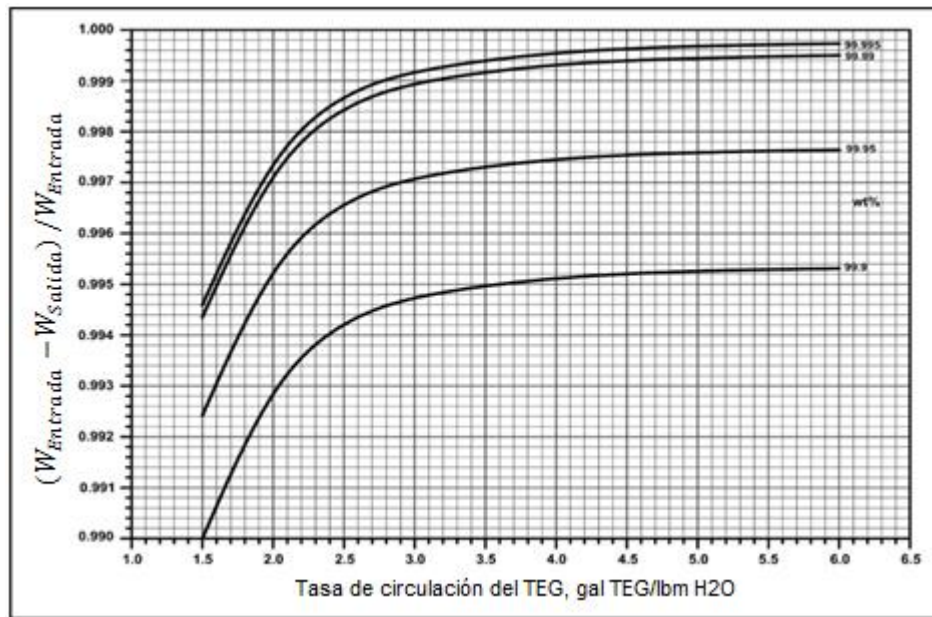
Fuente. GPSA Engineering Data Book.

Figura 23. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3.0)



Fuente. GPSA Engineering Data Book.

**Figura 24. Remoción de agua Vs. Tasa de circulación de TEG a varias concentraciones de TEG (N=4.0).**



**Fuente.** GPSA Engineering Data Book.

Una vez se determinan el número de etapas teóricas, se procede a calcular el número de platos reales.

$$n = \frac{N}{\epsilon_p}$$

**Ecuación 12.**

**Dónde:**

n = Número de platos reales

N = Número de etapas teóricas

$\epsilon_p$  = Eficiencia de plato. Se recomienda un valor del 25%

### 3. EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN.

El grado de remoción de vapor de agua en el gas natural o la depresión del punto de rocío de agua en el gas depende de ciertos parámetros como: concentración de TEG pobre, tasa de circulación de TEG, número de etapas en la torre contactora, y cantidad de agua en el gas de entrada la cual depende de la temperatura y la presión de entrada del gas. Además de otras variables que pueden incidir en el proceso.

#### 3.1. TEMPERATURA GAS DE ENTRADA.

Determina el contenido de agua hacia la torre contactora, bajas temperaturas del gas de entrada hará que sea menor la cantidad de agua a remover por el glicol. A presión constante el contenido de agua en el gas saturado incrementa exponencialmente con el aumento en la temperatura. Un incremento en la temperatura del gas aumenta su volumen por lo tanto incrementara el diámetro de la torre contactora. La temperatura no debería caer por debajo de la temperatura de formación de hidratos. El rango de operación se encuentra entre 50°F – 130°F.

**Tabla 1. Efecto temperatura gas de entrada.**

Temperatura gas entrada	Efectos
$T < 50^{\circ}\text{F}$	Incremento viscosidad del TEG
$60^{\circ}\text{F} < T < 70^{\circ}\text{F}$	Emulsión estable con los hidrocarburos líquidos en el gas causa formación de espuma en la torre contactora

Temperatura gas entrada	Efectos
T<70°F	Formación de hidratos
80°F<T<100°F	Rango de operación optimo
>100°F	Cantidad de agua en el gas aumenta, y la eficiencia de remoción de TEG es baja. (25)

Una alta temperatura en el gas de entrada requiere mayor tasa de circulación de TEG. A mayor temperatura en el gas de entrada se requerirá una mayor depresión en el punto de rocío, una alta temperatura reduce la densidad del gas dando lugar a un alto flujo volumétrico de gas. Una baja temperatura incrementa la viscosidad del glicol y reduce la eficiencia de absorción e incrementa la tendencia a la formación de espumas, por encima de las 120 °F (3) el gas contiene mayor cantidad de agua y la capacidad de absorción del glicol es reducida debido a las pérdidas por vaporización.

Si la temperatura del gas de entrada es mucho más alta que la temperatura ambiente los hidrocarburos pesados podrían condensarse en las paredes de la torre contactora.

### **3.2. PRESIÓN GAS DE ENTRADA.**

A bajas presiones el efecto no es muy significativo, a temperatura constante el contenido de agua en el gas de entrada decrece con el incremento en la presión, una presión óptima en la torre contactora en la práctica está en el rango de 500 psig a 1500 psig, a presiones inferiores a 3000 psig (3) la deshidratación es teóricamente posible. A presiones por debajo de 500 psia, el gas contiene más vapor de agua y el efecto de la presión es bastante apreciable.

### **3.3. FLUJO GAS DE ENTRADA.**

La cantidad de lb/hr de agua a remover varía directamente con la tasa de flujo de gas de entrada, normalmente los platos operan en un régimen de burbujeo es decir muy poco glicol comparado con el flujo de gas; el aumento en la tasa de flujo de gas puede generar inundación disminuyendo el rendimiento en la torre contactor.

Un aumento en el caudal de gas puede conducir a pérdidas excesivas de glicol y la sobrecarga en la capacidad de otras unidades (bombas, rehervidor) debe ser considerada.

### **3.4. NUMERO DE ETAPAS EN LA TORRE CONTACTORA.**

Cuando la tasa de circulación de TEG es constante la depresión en el punto de rocío incrementa si el número de etapas aumenta. Idealmente para lograr el equilibrio deberían existir un numero de platos infinitos, ya que nunca se llegara a un equilibrio usamos el termino eficiencia, un plato con una eficiencia del 25% se refiere a que tan solo el 25 % de las moléculas que están en contacto alcanzan el equilibrio.

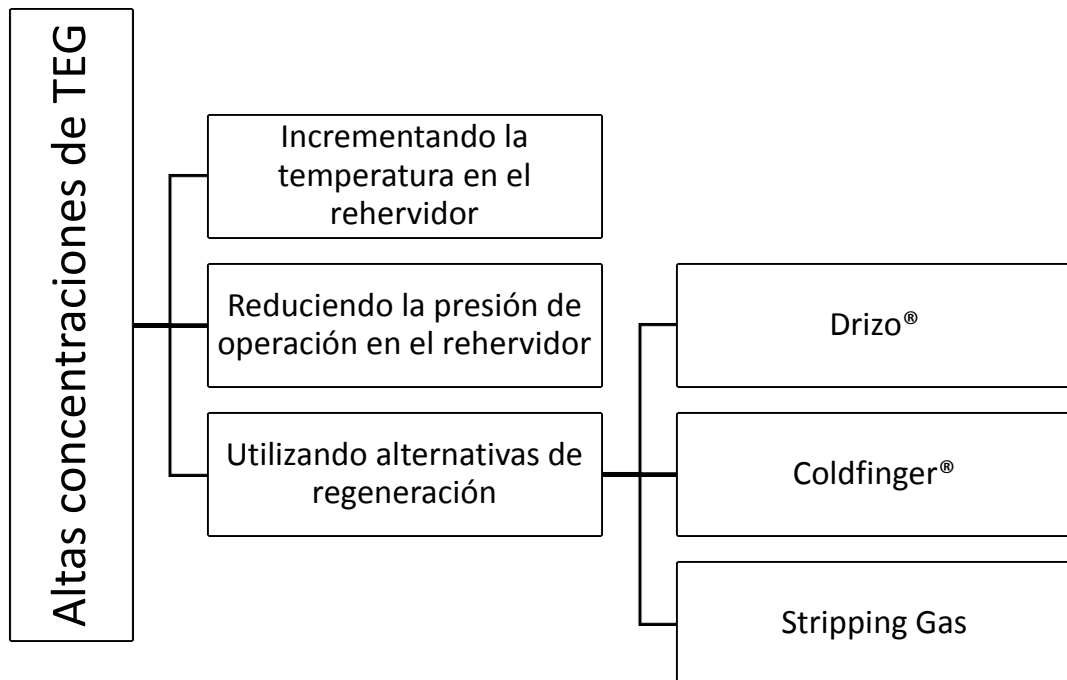
A una concentración de TEG pobre estable se puede diseñar un contactor con varias etapas a una baja tasa de circulación de TEG, si la tasa de circulación aumenta el número de etapas podría reducirse en una o más etapas a la misma concentración de TEG pobre. Sin embargo a valores fijos de concentración y tasa de circulación de TEG pobre el contenido de agua en el gas de venta tiene una tendencia asintótica cuando el número de platos teóricos aumenta.

El número de etapas en la torre contactora no es tan importante económicamente con respecto a otras variables de diseño como la concentración de TEG pobre y la tasa de circulación, por lo tanto se harán más esfuerzos para optimizar otras variables del proceso.

### 3.5. CONCENTRACIÓN DE GLICOL.

La concentración de TEG pobre es una de las variables de mayor importancia en el proceso de deshidratación de gas natural. Una alta concentración de TEG pobre generará una alta depresión en el punto de rocío a determinada tasa de circulación de TEG y número de platos en la torre contactora. Algunos métodos para lograr una alta concentración de TEG se pueden ver en la Figura 26.

**Figura 25. Métodos para incrementar la concentración de TEG.**



A presión atmosférica y una máxima temperaturas en el rehervidor (400°F) la máxima concentración de TEG pobre que puede ser lograda, está entre 98,5% y 98,9% másico (10). Si la mínima concentración de TEG pobre requerida en la torre contactora para encontrar las especificaciones de temperaturas de punto de rocío de agua en el gas se encuentra por encima de esta concentración algunas alternativas deberán ser utilizadas en la etapa de regeneración.

La temperatura del glicol pobre que ingresa por el plato superior de la torre contactora debe ser de 10°F a 20°F por encima de la temperatura del gas de entrada. Esto favorecerá la condición de equilibrio entre el glicol y el vapor de agua contenido en el gas, una temperatura mayor a 20 °F de la temperatura del gas de entrada favorecerá las pérdidas de glicol por vaporización, si el glicol entra más frío que el gas favorecerá la condensación de hidrocarburos que a su vez promueven la formación de espuma.

### **3.6. PRESIÓN EN EL REHERVIDOR.**

Una reducción de la presión en el rehervidor a temperatura constante se verá reflejado en un incremento en la concentración de TEG pobre, presiones mayores a 1 Atm (2) provocaran un exceso de agua en el glicol, presiones menores a la presión atmosférica incrementan la concentración de TEG pobre debido a que la temperatura de ebullición de la solución glicol – agua decrece.

### **3.7. TASA DE CIRCULACIÓN DE TEG.**

Se obtendrá una mayor depresión en el punto de rocío del gas con el incremento de la tasa de circulación de TEG pobre a determinado número de etapas y a una concentración de TEG pobre constante. El aumento de la tasa de circulación

genera una reducción en el contenido de agua en el gas hasta cierto límite, después tendera a ser constante y se generara una carga innecesaria en el rehervidor. Un valor normal de operación en la tasa de circulación es de 2 a 5 gales de TEG por cada libra de agua removida.

La velocidad de circulación requerida se determina con la concentración de TEG pobre, el número de platos y el punto de rocío de la depresión deseada. Si la concentración de TEG pobre es insuficiente, un incremento en la tasa de circulación de glicol no necesariamente lograra la deshidratación del gas deseada. Aumentar el número de platos o la concentración de glicol son generalmente medios más eficaces para aumentar la depresión del punto de rocío.

### **3.8. TEMPERATURA CONDENSADOR DE REFLUJO.**

La temperatura óptima de operación del condensador de reflujo está entre 215°F y 225°F. Una alta temperatura en la parte superior de la columna still incrementa las pérdidas de glicol debido a la excesiva vaporización. La temperatura puede disminuir incrementando la cantidad de glicol que fluye a través del serpentín que actúa como condensador de reflujo. Muchos sistemas tienen una válvula bypass que permiten controlar la cantidad de glicol que fluye hacia el condensador. Además esta condición amerita atención para el control de la emisión de compuestos como el benceno, tolueno y xileno (BTEX). Si la temperatura en la parte superior de la columna still está por debajo de los 220°F demasiada agua podrá ser condensada y retornara al rehervidor incrementando la energía requerida. Se debe monitorear que la temperatura no descienda de la temperatura de ebullición del agua si esto ocurre no obtendremos una concentración de TEG igual al 98,7% en el sistema convencional.

### **3.9. TEMPERATURA EN EL REHERVIDOR.**

La temperatura en el rehervidor controla la concentración de TEG pobre, a presión constante la concentración del glicol aumenta con el incremento en la temperatura del rehervidor. Las temperaturas del rehervidor están limitadas entre 370°F y unos pocos grados por debajo de la temperatura de descomposición (400°F) (20). A temperaturas por encima de 400°F el TEG comenzara a degradarse, ya que por encima de esta temperatura, la molécula de glicol se rompe. La temperatura normal en la que el TEG es regenerado es de aproximadamente 370 a 390 ° F. Este rango de temperatura da como resultado una concentración de TEG pobre menos de 99%(20) másico el otro 1% es agua. Por lo tanto, es muy importante controlar la temperatura del rehervidor.

Cuando el gas de la alimentación tiene un porcentaje muy alto de componentes pesados aumenta la tendencia a producir condensación de los hidrocarburos lo cual, a su vez, facilita la formación de espuma. Como consecuencia el gas se sale de especificaciones.

### **3.10. INYECCIÓN GAS STRIPPING.**

Esta corriente de gas es introducida después de que el glicol ha sido regenerado parcialmente en un proceso convencional. Este gas reduce la presión parcial del agua en la solución de TEG rico generando una mayor vaporización logrando una mayor concentración de TEG pobre.

**Tabla 2. Condiciones de Operación unidad de deshidratación.**

<b>CONTACTOR</b>	
Presión de entrada	< 2000 psig
Temperatura de entrada	60°F to 100°F
Caída de presión torre contactora	5 to 10 psi
Tasa de circulación de glicol	2 to 5 gal/lb H <sub>2</sub> O
Eficiencia bandeja	25 to 30%.
Punto de rocío	> -25°F
<b>REGENERACION</b>	
T. Rehervidor	375°F to 400°F
<b>FLASH TANK</b>	
Presión	50 to 75 psig
Temperatura	150°F

**Fuente.** J, ARIHUR., R, WILLIAM,. Fundamentals of Natural Gas Processing.

Modificado.

#### 4. ALTERNATIVAS DE REGENERACION.

La mayoría de las unidades de deshidratación con glicol son muy similares excepto en la etapa de regeneración donde varios métodos son introducidos para lograr una mayor concentración

A presión atmosférica y a una temperatura máxima en el rehervidor de 400°F la máxima concentración de TEG lograda es de aproximadamente 98.5% y 98,9% másico (3) Si la mínima concentración de TEG pobre requerida en la torre contactora para alcanzar las especificaciones del contenido de agua y/o temperatura de punto de rocío del agua en el gas es superior a 99%masico (20) algunos métodos deben ser incorporados en la etapa de regeneración.

Una alta concentración de TEG pobre es requerida para lograr una alta depresión en el punto de rocío sin embargo la temperatura del rehervidor es una limitación debido a la temperatura de degradación del glicol, dentro de las alternativas que permiten una alta regeneración de Trietilenglicol para obtener altas depresiones de punto de rocío son; Coldfinger®, Drizo® y gas stripping.

**Tabla 3. Concentración de TEG pobre con sistemas de regeneración.**

<b>PROCESOS REGENERACIÓN</b>	<b>Concentración TEG pobre (wt%)</b>	<b>Depresión punto rocío (°F)</b>
CONVENCIONAL	98,7	113
COLDFINGER	99,5	140
DRIZO	99,99	212
GAS STRIPPING	99,96	170

#### **4.1. COLDFINGER.**

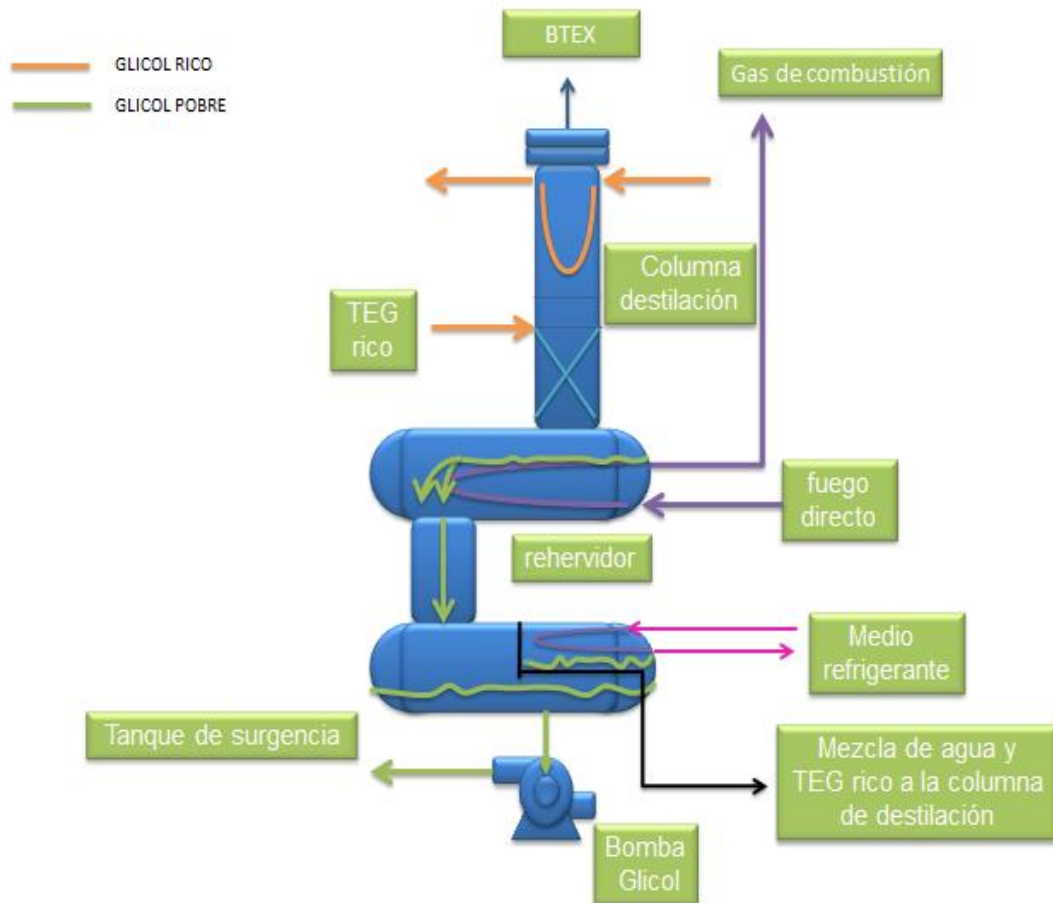
El proceso Coldfinger tiene como principio condensar y extraer el agua de la fase de vapor del glicol pobre, con el fin de aumentar la concentración, el glicol previamente regenerado es transportado a un dispositivo que contiene un punto frío.

El punto frío puede estar en forma integral en el espacio de vapor del tanque de estabilización o internamente en el dispositivo Coldfinger. La presión parcial del agua en el espacio del vapor disminuye aumentando la concentración del glicol. El proceso logra concentraciones de Trietilenglicol pobre hasta de 99,7% másico (24).

**4.1.1. Descripción del proceso.** Este proceso es similar al proceso de deshidratación convencional, excepto por el uso de un dispositivo que puede ser instalado fácilmente a una planta convencional.

El TEG rico que sale por el fondo de la torre contactora pasa a una válvula de expansión donde se reduce la presión para la etapa de regeneración, se precalienta el TEG rico mientras actúa como fluido refrigerante del condensador (punto frío) en el dispositivo Coldfinger y fluye hacia la columna still actuando como condensador de reflujo y continúa a través de los diferentes equipos de un proceso de deshidratación convencional (separador flash, intercambiador de calor, filtros) hasta la parte inferior de la columna still para ser regenerado y obtener una concentración de Trietilenglicol de 98,5% a 98,9% másico (8) Con el fin de aumentar la concentración la corriente de glicol regenerada es transportada al dispositivo Coldfinger donde una deshidratación adicional se lleva a cabo. El TEG pobre fluye horizontalmente a través de la parte inferior del dispositivo.

**Figura 26 Esquema alternativa Coldfinger.**



Como alternativa, si se requiere una mayor cantidad de extracción de calor con el fin de alcanzar niveles más altos de regeneración, agua de refrigeración se puede emplear para dar una temperatura inferior a los tubos fríos.

#### **4.1.2. Equipos**

##### **Dispositivo coldfinger.**

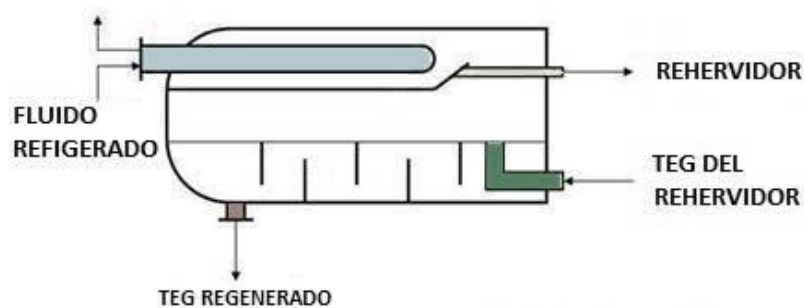
Este dispositivo está configurado con algunos Baffles para mantener la superficie del glicol agitado y turbulento con el fin de aumentar la tasa de vaporización. En la parte superior del dispositivo un condensador horizontal ocupa una pequeña parte

del espacio en la zona de vapor. Los tubos en forma de U causan una condensación local debido a la transferencia de calor por convección, el agua condensada se extrae de la parte más próxima al condensador por medio de un colector donde las gotas de líquido gravitan entorno a este permitiendo que el líquido<sup>12</sup> fluya y se retire del recipiente, mientras que lo no condensado sigue en la cámara de vapor, como resultado se obtiene una deshidratación adicional del líquido que fluye por la parte inferior del dispositivo.

Como todos los sistemas buscan naturalmente las condiciones de equilibrio el agua se evaporará desde el glicol líquido para restaurar el equilibrio en la fase de vapor, obteniendo un glicol más concentrado.

El grado de deshidratación con el dispositivo Coldfinger básicamente dependerá de la tasa de eliminación de calor por el condensador y de la tasa de vapor caliente que sube a la proximidad de los tubos fríos. Estos parámetros dependen de la extensión de la superficie fría del condensador, la temperatura del fluido de refrigeración y la dinámica de fluidos de las dos fases dentro del dispositivo.

**Figura 27 Dispositivo Coldfinger.**



**Fuente.** Jhon campbell. Modificado

<sup>12</sup> El líquido condensado puede ser una mezcla de TEG más agua y debería ser recirculado a la columna still o al rehervidor para ser nuevamente destilado

## **Bomba de Recirculacion.**

La aplicación del proceso Coldfinger requiere una bomba adicional para recircular el líquido condensado desde el dispositivo hacia la columna still. La carga en la columna still y la energía requerida en el rehervidor son incrementados debido a la corriente de recirculación cuando esta proviene del dispositivo, una manera de reducir la demanda de energía es que el dispositivo forme parte integral del rehervidor y que el tanque de estabilización este aislado para mantener una temperatura cercana a la del rehervidor.

## **4.2. DRIZO.**

El proceso drizo utiliza un disolvente vaporizado como gas stripping que puede ser introducido externamente (por ejemplo n-heptano, octano) o producto de la recuperación de los hidrocarburos emitidos por la columna still, generalmente estos hidrocarburos son parafínicos, nafténicos y aromáticos BTEX (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) presente en el gas natural, estos hidrocarburos vienen acompañado de vapor de agua y algunas trazas de TEG por eso se debe acondicionar antes de su inyección que puede ser directamente en el rehervidor o en una columna adicional ubicada entre el rehervidor y tanque de estabilización.

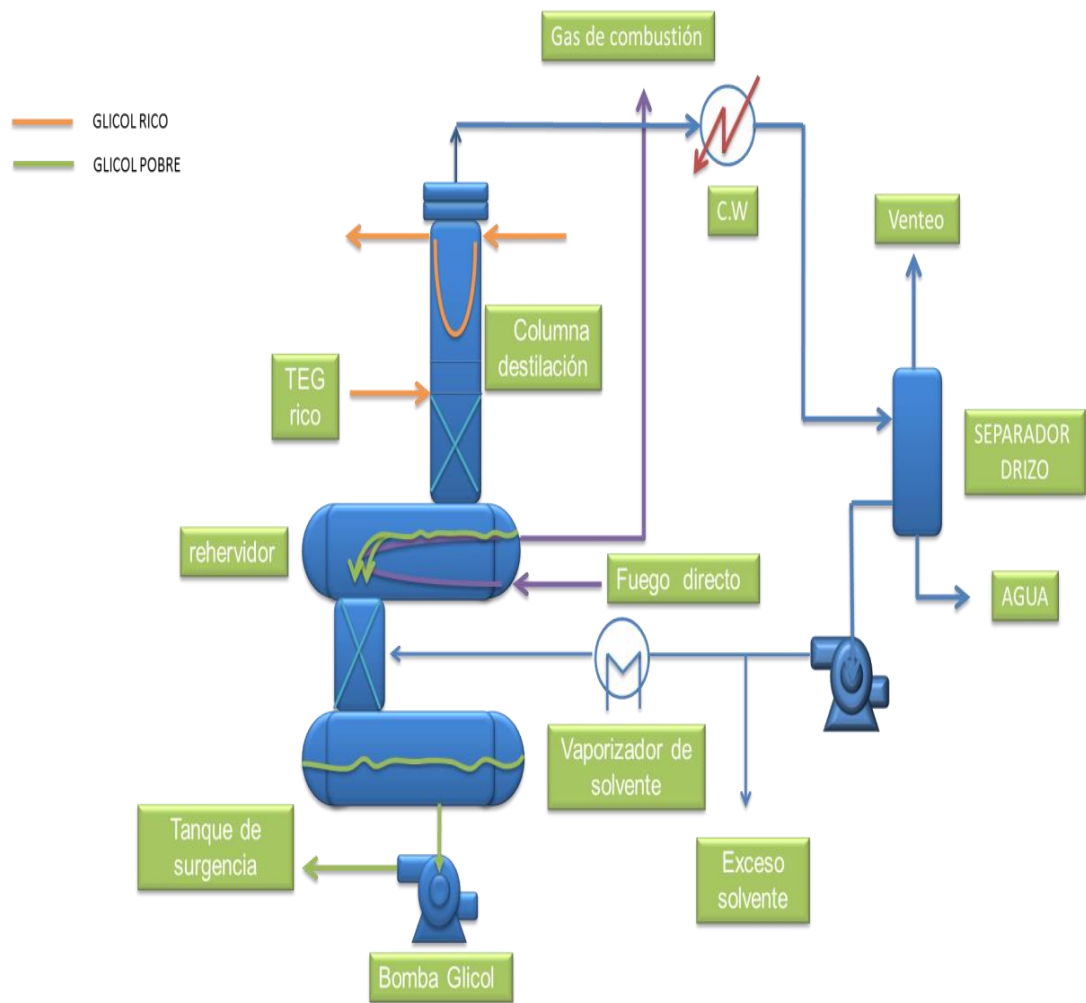
**4.2.1. Descripción del proceso.** Los hidrocarburos venteados y el vapor de agua que salen de la columna still pasan a un enfriador y fluyen hacia un separador trifásico donde es removida el agua<sup>13</sup> y algunos gases no condensados libres de BTEX, después de la separación el contenido agua sigue presente en los hidrocarburos líquidos en bajas proporciones, sin embargo opcionalmente se puede eliminar mediante un filtro de coalescencia proporcionando una eficiente y sencilla separación tanto de agua como contaminantes sólidos y así el contenido de

---

<sup>13</sup> Se puede deshidratar utilizando un desecante sólido en un lecho de adsorción.

agua residual en el disolvente este por debajo de 0,1 ppm. Los hidrocarburos recuperados posteriormente son bombeados a un calentador de solvente para obtener la temperatura necesaria de vaporización, el disolvente vaporizado puede ser inyectado al rehervidor o a la columna stahl, dando lugar a una destilación azeotrópica en lugar de una destilación simple TEG-agua.

**Figura 28. Diagrama descripción del proceso DRIZO.**



**4.2.2. Equipos adicionales.** Este proceso de deshidratación puede ser la alternativa más costoso puesto que se requiere equipos y modificaciones adicionales tales como:

- **Filtros coalescentes:** Es un equipo que ofrece una sencilla eliminación de agua y contaminantes sólidos. Este equipo generalmente se instala después del separador principal ayudando a mejorar la eficiencia del proceso.

**Figura 29. Filtros coalescentes.**



**Fuente.** CIRRATECHDE MEXICO . Filtros coalescentes.[en línea] citado 14 de diciembre de 2014, disponible en: <http://www.cirratechdemexico.com/images/filtro-coalescedor.gif>

- **Bombas para disolventes:** Equipo para la línea de circulación de disolvente ayudando a superar la contrapresión de los calentadores de disolvente y del separador trifásico.

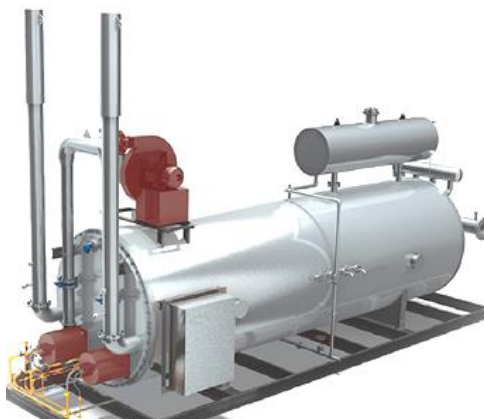
**Figura 30. Bomba para fluidos.**



**Fuente.** CODISIN. Bomba centrifuga de arrastre magnético para acidos bases y solvente. [en línea] disponible en : [www.codisin.com/images/bomba-centrifuga-de-arrastre-magnetico-para-acidos-bases-y-solvente](http://www.codisin.com/images/bomba-centrifuga-de-arrastre-magnetico-para-acidos-bases-y-solvente)

- **Calentador de solvente.** Ayuda a sobrecalentar el disolvente por encima de 300 °F.

**Figura 31. Calentador de solventes.**



**Fuente.** ENCRYPTED-TBN2. Calentador de solventes.[en línea] citado 15 de diciembre de 2014, disponible en: <https://encrypted-tbn2.gstatic.com>

El proceso DRIZO tiene una mayor eficiencia en la deshidratación logrando concentraciones de Trietilenglicol mayores a 99,99% másico (3) lo que permite

depresiones en la temperatura de punto de rocío tan altas como 180°F (prosernat) y más altas en algunos casos.

## **5. GAS STRIPPING**

Para lograr una alta concentración de Trietilenglicol no solo puede ser ajustada la temperatura y la presión del rehervidor, sino que también es posible con la inyección de un gas como alternativa de regeneración para remover el agua residual después de que el glicol ha sido regenerado parcialmente, este gas es conocido como gas de stripping.

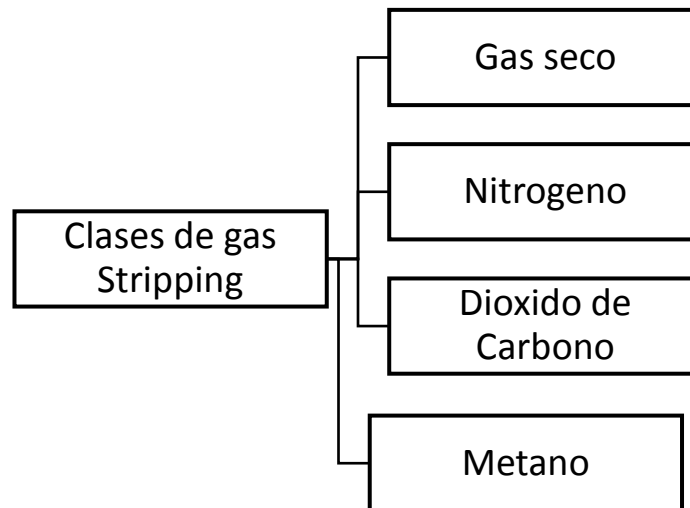
La concentración de TEG pobre es independiente de la concentración de TEG rico que entra a la etapa a la etapa de regeneración.

Stripping está definido como un proceso de separación físico en el cual uno o más componentes son removidos de una corriente líquida por una corriente de vapor. El gas stripping disminuye la presión parcial del agua causando mayor vaporización del agua de la solución de TEG rico.

### **5.1. CLASES DE GAS STRIPPING.**

Cualquier gas que se encuentre sub saturado con respecto al agua podrá ser utilizado como gas stripping, aprovechando la alta afinidad de un gas seco caliente por el agua el gas stripping puede ser un gas inerte o una fracción del gas deshidratado.

**Figura 32. Clases de Gas Stripping.**



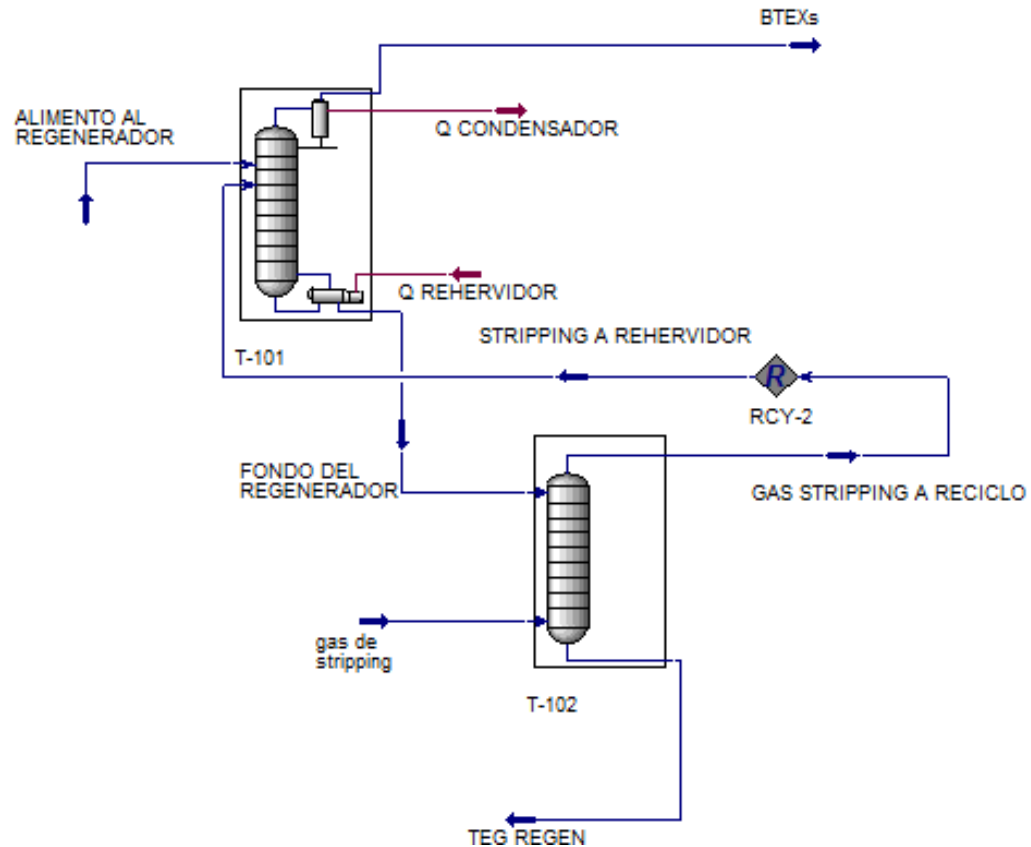
## **5.2. CONFIGURACIONES INYECCIÓN DE GAS STRIPPING.**

Las configuración para introducir el gas de stripping puede ser a través de una columna extra o puede ser inyectado directamente al rehervidor.

**5.2.1. Columna adicional.** El gas seco es inyectado al tanque de almacenamiento donde se filtra a través de una columna entre el rehervidor y el tanque de almacenamiento conocida como columna Stahl, por lo general brinda una mayor eficiencia en el uso de gas de stripping. En esta configuración el glicol que sale del rehervidor fluye hacia abajo a través de esta sección y contacta el gas de stripping que asciende para remover el exceso de agua y continuar hacia el tanque de estabilización. El uso de esta columna implica una reducción en la cantidad de gas de stripping necesario para lograr la especificación de contenido de agua en el gas de venta para procesos en los que el gas requiere temperaturas de punto de rocío muy bajos. El rango de concentración de glicol pobre logrado es 99,99 % másico y depresiones en el punto de rocío hasta de 140 °F.

Este método impide que el aire entre en contacto con el glicol seco en el tanque de almacenamiento previniendo la descomposición del glicol y corrosión dentro del sistema.

**Figura 33. Diagrama GAS STRIPPING columna adicional.**



**Fuente.** Simulación HYSYS.

**5.2.2. Directamente al rehervidor.** El gas deshidratado que sale por la parte superior de la torre contactora es una fuente este gas sale a altas presiones alrededor de las 1000 psia parte de la corriente de este gas se debe ser acondicionado y se reduce a presiones bajas cercanas a la presión atmosférica y adicionalmente debe ser llevado a temperaturas cercanas a la temperatura de operación del rehervidor para poder ser inyectado directamente al rehervidor

Una tubería se extiende a lo largo en el fondo de la carcasa del rehervidor conocida como tubería de esparcimiento, el gas liberado a través de la tubería burbujea hacia la superficie para llevar a cabo su función de extracción, fluye hacia la zona de vapor en el rehervidor y se mantiene a la presión atmosférica mientras se reduce la presión parcial del vapor de agua en la solución de TEG

Dos condiciones permiten la extracción, en primer lugar cuando se calienta el gas la alta temperatura del gas stripping y debido a su condición de sub saturación permite que tenga una gran capacidad para la absorción del vapor de agua, la segunda condición se debe al contacto que ocurre con la solución de TEG para iniciar el cambio en las condiciones de equilibrio. Cuando se libera el gas desde el fondo del rehervidor y se dispersa a través del líquido, esta mezcla de gas y líquido induce a forzar un desbalance en el equilibrio presente en la solución TEG-agua y así generar una transferencia de masa del agua al gas stripping tomado como la eliminación del agua en el glicol (regeneración).

Un gas saturado a condición de alta temperatura debería tener un alto contenido de agua, por eso absorbe gran parte del agua presente en el líquido (solución glicol-agua).

El flujo de gas stripping absorbe gran parte del agua del glicol que ha sido previamente regenerado térmicamente y fluyen hacia la columna still mientras el TEG rico fluye hacia el tanque de estabilización. El rango de concentración de glicol pobre lograda está entre 99,7% másico.

**5.2.2.1. Equipos adicionales directamente rehervidor:** El gas stripping puede ser un gas inerte o una fracción del gas deshidratado (seco) y debe ser acondicionado para poder ser inyectado, para eso requiere de algunos equipos como:

- **Calentador.**

Se deben evitar bajas temperaturas en la línea de flujo del gas hacia la etapa de regeneración, si el gas a utilizar es una fracción del gas deshidratado este proviene de una etapa de baja temperatura y se debe asegurar que llegue a una temperatura cercana a la temperatura de operación del rehervidor. Un calentador es necesario y la energía requerida depende de la composición del gas y la temperatura ambiente.

- **Válvula de expansión.**

Si el gas de stripping es una fracción del gas deshidratado y proviene de una etapa de alta presión y debe ser acondicionado a presiones cercanas a la presión de operación de la etapa de regeneración (bajas presiones).

### **5.3. VARIABLES DE OPERACIÓN GAS STRIPPING.**

**5.3.1. Tasa de flujo de gas stripping.** La cantidad requerida de gas de stripping a inyectar puede variar de acuerdo a la concentración de TEG pobre deseada, método de contacto gas stripping –glicol, tasa de circulación de TEG y está en términos de relación de volumen de gas stripping/ volumen de glicol (scf/gal TEG).

Un aumento en la tasa de flujo de gas de stripping permite una mejor remoción de agua en el glicol rico logrando una concentración de glicol más alta. Un pequeño flujo de gas stripping de 1 scf/gal TEG (22) marca una diferencia en el contenido de agua en el gas de venta, con este flujo de gas stripping el gas seco contendrá cerca de la mitad de agua del mismo proceso sin gas de stripping.

El flujo de gas Stripping no debe ser tan alto para evitar que los vapores asciendan a la columna still y arrastren el glicol<sup>14</sup> causando inundación y excesivas pérdidas de TEG. Sin embargo, es necesario proveer un mayor reflujo en el condensador para prevenir excesivas pérdidas de TEG aunque la tasa de flujo de gas no sea lo suficientemente alta. Si la tasa de flujo de gas stripping tiene un incremento muy alto superior a 11 sfc/gal TEG se tendrá un bajo efecto en la depresión del punto de rocío.

Si la configuración de inyección es en la columna Stahl está requerirá de por lo menos cinco veces menos de la cantidad de gas stripping necesaria en la configuración de inyección directamente en el rehervidor. El flujo de este gas generalmente se regula con una válvula de aguja pequeña y se mide por medio de un rotámetro.

La cantidad de gas stripping requerida para regenerar el glicol normalmente se encuentra en un rango entre 2 a 10 scf/gal TEG.

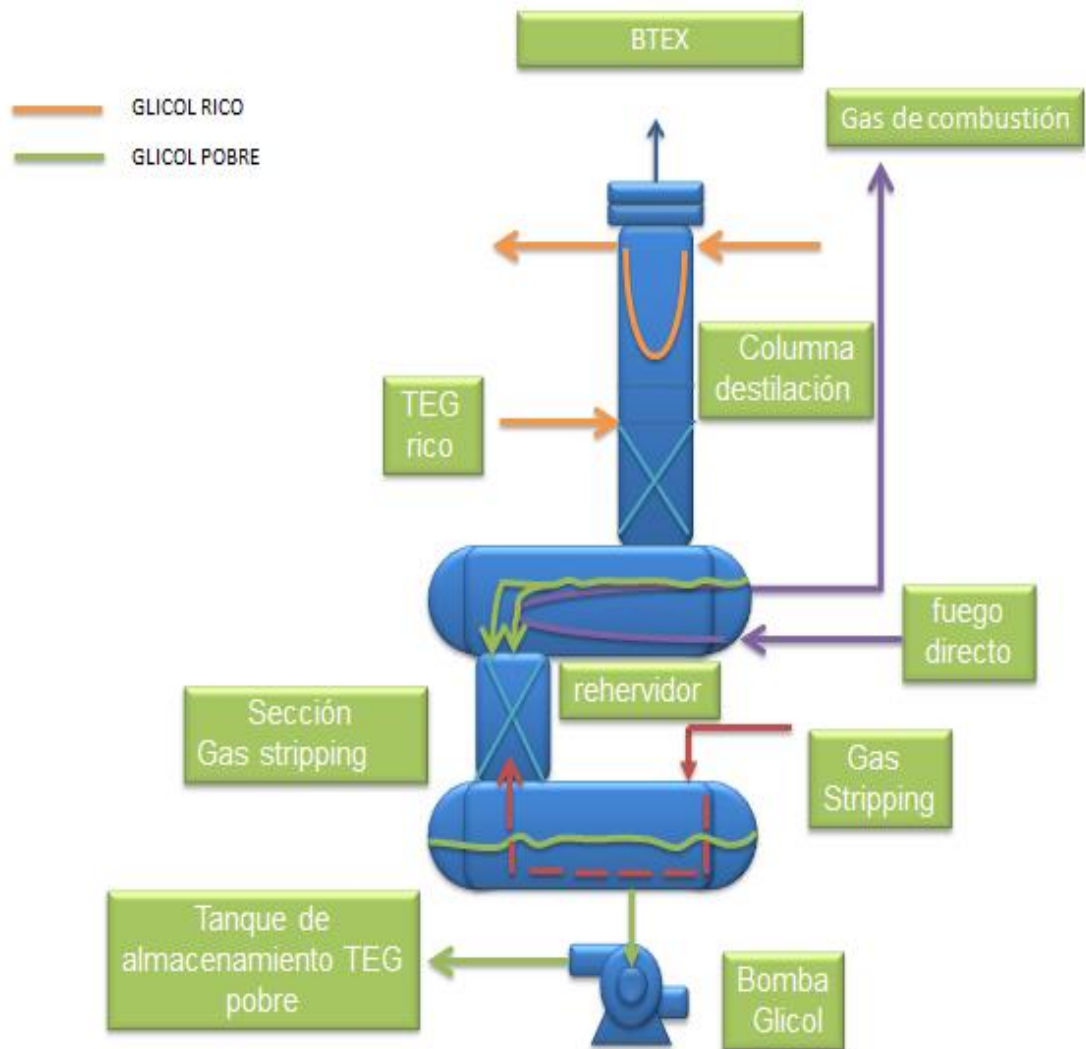
**5.3.2. Temperatura de gas stripping de entrada al rehervidor.** La temperatura del gas stripping de entrada al rehervidor tiene un gran efecto en la regeneración adicional, si la temperatura del gas es cercana a la temperatura del rehervidor este tendrá una mayor capacidad de absorción.

**5.3.3. Presión de gas stripping de entrada al rehervidor.** La presión del gas stripping debe estar a una temperatura cercana o igual a la presión de operación del rehervidor.

---

<sup>14</sup> La concentración de TEG en la emisión debe estar en 0.5% p/p como máximo

**Figura 34. Diagrama GAS STRIPPING directamente al rehervidor.**



#### 5.4. EMISIÓN DE AROMÁTICOS

Debido a que el Trietilenglicol tiene una alta afinidad por el agua también absorbe cantidades limitadas de compuestos aromáticos como benceno, tolueno, etilbenceno y xileno conocidos como BTEX junto con otros compuestos orgánicos volátiles (COVs), ya que alguno de estos compuestos son cancerígenos, se han aumentado las restricciones en la emisión de estos compuestos en las unidades

de deshidratación con Glicol, siendo un desafío ambiental para la industria del gas natural. El grado de absorción se incrementa con el aumento en la concentración de Trietilenglicol y aumento en la tasa de circulación de Trietilenglicol.

Algunos de estos componentes BTEXs absorbidos son liberados en el separados Flash, este gas flasheado puede ser usado como gas combustible, los componentes BTEXs restantes van a la etapa de regeneración y son liberados junto con el agua vaporizada y gas Stripping por la parte superior de la columna still.

Algunos métodos para controlar la emisión son:

Condensación de los gases de salida y recuperación de BTEX como:

- Quema de gases.
- Ajustes de las condiciones de operación de la planta para reducir al mínimo la emisión de BTEX
- Reducción de la tasa de circulación de TEG

La ubicación de un separador flash que libera algunos componentes que han sido arrastrados por el Trietilenglicol antes de llegar a la etapa de regeneración a pesar de esto la emisión de BTEX sigue teniendo un porcentaje significativo debido a las presiones de vapor relativamente bajas que se manejan en el separador flash, debido a esto se requiere una cuidadosa atención en la fase de diseño de una unidad de deshidratación seleccionando los rangos de operación óptimos.

### **Desventajas del uso del Gas de stripping**

- Aumenta el consumo de gas.
- Aumentan las emisiones de COV en la columna Still.

- Es difícil condensar BTEX cuando se utilizan altos flujos de gas stripping

### **Ventajas del uso de Gas de stripping**

- Reducir la temperatura a la que debe operar el rehervidor.
- Reducir la tasa de circulación de glicol necesario para deshidratar adecuadamente el gas.
- Este proceso es de bajo costo.

## 6. EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR

### 6.1 EQUILIBRIO FASE LIQUIDO – VAPOR.

Se debe tener en cuenta que la absorción del vapor de agua y la regeneración del Trietilenglicol están gobernadas por el equilibrio de fases líquido-vapor.

**6.1.1. Etapa de absorción.** En la etapa de absorción no se logra un equilibrio entre el gas húmedo y el Trietilenglicol debido a que no están en contacto el suficiente tiempo para lograrlo, el concepto de equilibrio en un sistema de dos fases no significa que el sistema sea estático también existe una continua transferencia de moléculas entre las fases durante el tiempo de contacto.

**6.1.2. Etapa de regeneración.** El sistema agua, TEG y gas stripping (mezcla de gases o gas inerte) no es un sistema ideal, sin embargo para demostrar el principio de gas de arrastre se supone que la fase de vapor es un gas ideal y la fase líquida es una solución ideal, en estas condiciones la ley de Raoult para el agua.

$$X_{Agua} = \frac{Y_{Agua}P}{p_{Agua}^{saturación}} = \frac{\text{Presión parcial del agua}}{\text{Presión saturación del agua (vapor)}}$$

**Ecuación 13.**

Según la ley de Raoult a una temperatura y a una presión fija como condición en el rehervidor la fracción molar de agua en la fase líquida ( $X_{Agua}$ ) disminuye a medida que la presión parcial decrece, se asume que la presión del sistema ( $P$ ) es

la suma de la presión parcial de todos los componentes asumiendo como mezcla ideal, matemáticamente ( $P$ ) sería:

$$P \approx \sum_{i=1}^3 Y_i P = (Y_{TEG} P) + (Y_{agua} P) + (Y_{Gas stripping} P)$$

**Ecuación 14.**

La volatilidad del TEG es menor que la del agua y la del gas stripping, su fracción molar en la fase de vapor será menor y por lo tanto se puede ignorar su presión parcial, y la ecuación anterior se reduce a :

$$P = (\textit{presion parcial del agua}) + (\textit{presion parcial del Gas Stripping}) \\ \approx (Y_{agua} P) + (Y_{Gas Stripping} P)$$

**Ecuación 15.**

A una presión fija en el rehervidor la ecuación anterior muestra que a medida que la presión parcial del gas stripping aumenta la presión parcial del agua tiende a disminuir. En otras palabras el incremento en la tasa de flujo de gas stripping se ve reflejado en una baja fracción molar de agua en la solución de TEG y una alta fracción de TEG lograda (másica).

Los criterios de equilibrio vapor- líquido son la igualdad de fugasidad de cada componente de la mezcla entre las fases

$$\hat{f}_i^v = \hat{f}_i^L$$

**Ecuación 16.**

Para una mezcla no ideal de agua, TEG y gas stripping se puede expresar en términos de coeficiente de fugacidad ( $\phi$ ) en la fase de actividad y coeficientes de vapor ( $\gamma$ ) en las fases líquida.

$$\hat{f}_i^v = y_i p \hat{\phi}_i^v \quad \text{y} \quad \hat{f}_i^L = X_i P_i^{sat} \phi_i^{sat} \gamma_i$$

**Ecuación 17.**

Dónde.

- $P_i^{sat}$ . La saturación de presión (vapor) de componente puro  $i$  en la temperatura del sistema.
- $X_i$ . Fracción molar del componente  $i$  en la fase líquido
- $y_i$ . Fracción molar del componente  $i$  en la fase vapor.
- $\phi_i^v$ . Coeficiente de fugacidad del componente  $i$  en la fase vapor en un sistema de temperatura y presión.
- $\phi_i^{sat}$ . Coeficiente de fugacidad de un componente puro a la temperatura del sistema y presión de saturación del componente.

De las ecuaciones anteriores obtengo:

$$X_i = \frac{y_i P \hat{\phi}_i^v}{P_i^{sat} \phi_i^{sat} \gamma_i}$$

**Ecuación 18.**

Los términos  $\hat{\phi}_i^v$  y  $\phi_i^{sat}$  representan la no idealidad de la fase de vapor y si el sistema es un gas ideal si se ajusta a 1. Por otra parte, el coeficiente de actividad representa la no idealidad de la fase líquida y se calcula una actividad apropiada de un modelo coeficiente. Para una solución de líquido ideal, el coeficiente de

actividad también se establece en 1 asumiendo la fase de vapor como gas ideal y la fase líquida como solución ideal.

Asumiendo la fase de vapor como un gas ideal y la fase líquida como una solución ideal, entonces la ecuación anterior reduce  $X_i$  de la ley de Raoult.

Ecuación de ley de Raoult.

$$X_i = \frac{y_i P}{P_i^{sat}}$$

**Ecuación 19.**

## 7. SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACION CON TRIETILENGLICOL

### 7.1 SIMULACIÓN UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN CONVENCIONAL

Se realizó la simulación de una planta de deshidratación de gas natural convencional en la cual Trietilenglicol fue utilizado como el líquido absorbente. La etapa de regeneración está representada por medio de una columna absorbedora, un rehervidor y un condensador.

**7.1.1. Modelo termodinámico.** El modelo termodinámico permite evaluar las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de mezclas, se requiere seleccionar un modelo termodinámico que represente una buena precisión de las propiedades y así obtener buenos resultados en la simulación. La ecuación de estado que mejor se ajusta al tipo de simulación hecha fue la ecuación de Peng Robinson PR. Esto se hizo tomando en cuenta el árbol de decisión que ofrece el software, en el cual se incluyó el tipo de proceso y componentes manejados.

**7.1.1.1. Ecuación de estado de Peng Robinson PR:** El comportamiento termodinámico del sistema de agua TEG estuvo representado por medio de la ecuación de estado de Peng-Robinson. Los modelos basados en una ecuación cúbica de estado generalmente garantizan buenas predicciones de equilibrio de fases líquido – vapor en un amplio rango de temperatura y presión.

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

Los parámetros están dados por:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + m(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$Z^3 + (B - 1)Z^2 + (A - 3B - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

**Ecuación 20.**

Dónde:

$$A = \frac{a_c P}{(RT)^2} \quad B = \frac{bp}{RT}$$

P=Presión del sistema

T= Temperatura del sistema

Z=Factor de compresibilidad

R=constante de los gases

$K_y$ = Coeficiente de interacción binaria

$P_c$ =Presión crítica

$T_c$ =Temperatura crítica

W= factor acéntrico

La ecuación de Peng-Robinson es ampliamente utilizada para hidrocarburos y componentes relacionados. Es lo suficientemente preciso para calcular la entalpía y entropía en el equilibrio líquido-vapor, densidades de líquidos y la densidad de vapor de procesamiento de gas natural.

**7.1.2. Condiciones entrada para la simulación.** La simulación fue realizada utilizando una corriente de gas representativa del gas de la Guajira. Los datos de entrada son presentados en las tablas 3 a la tabla 6. y el modelo es simulado con respecto a su diseño.

**Tabla 4. Composición del gas.**

<b>Compuesto</b>	<b>Fracción molar</b>
	Yi
N2	0,00164
CO2	0,00602
Metano	0,81504
Etano	0,08019
Propano	0,05582
i Butano	0,01379
n Butano	0,01378
lpentano	0,00487
n Pentano	0,00323
n Hexano	0,00294
M-C –Pentano	0,00048
Benceno	0,00019

<b>Compuesto</b>	<b>Fracción molar</b>
	Yi
Ciclohexano	0,00051
N Heptano	0,00079
M-C Hexano	0,00001
Tolueno	0,00024
N Octano	0,00029
E-Benceno	0,00001
P Xileno	0,000005
M Xileno	0,000005
O-Xileno	0,00005
N-Nonanos	0,0001
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>

**Tabla 5. Especificaciones gas de entrada.**

Gas entrada	Valor
Flujo de gas	150MMscf/día
Temperatura	100°F
Presión	1000psia
Contenido de agua	62 lb h2O/MMscf

**Tabla 6. Especificaciones TEG de entrada.**

TEG Entrada	Valor
Temperatura TEG pobre	110°F
Presión TEG pobre	995 psia
Concentración TEG	98.89% másico <sup>15</sup>
Caudal de TEG	21 GPM

**Tabla 7. Especificaciones contactor.**

Especificaciones Contactor	Valor
Presión	1000psia
Gas temperatura	100°F
Glicol Temperatura	110psia
Número de platos	8

---

<sup>15</sup> Máxima concentración de TEG pobre cuando el flujo de gas Stripping= 0 MMSCFD

**Tabla 8. Especificaciones separador flash.**

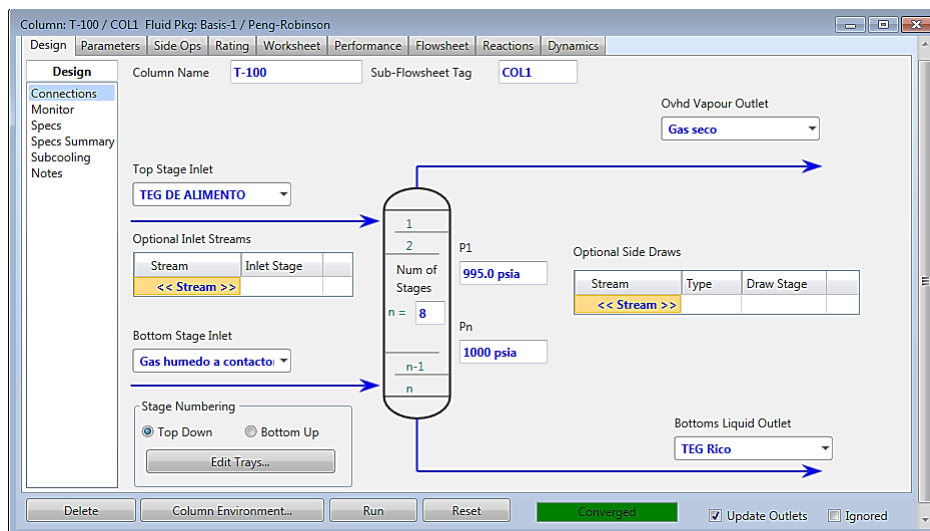
Especificaciones Separador flash	Valor
Presión de operación	30 psia
Temperatura de operación	115°F

**Tabla 9. Especificaciones Regenerador.**

Especificaciones regenerador	Valor
Presión Regenerador	14,7 psia
Presión Condensador	14,4psia
Temperatura Rehervidor	390°F
Temperatura Condensador	212°F
Numero de Platos	1

**7.1.3. Procedimiento Simulación.** Peng Robinson fue el paquete de fluido escogido, posteriormente los diferentes componentes del gas se introdujeron en la ventana de selección de componentes, las especificaciones mostradas en la Figura 34 a la Figura 36 se establecieron en el entorno de simulación.

**Figura 35. Etapa de Absorción.**



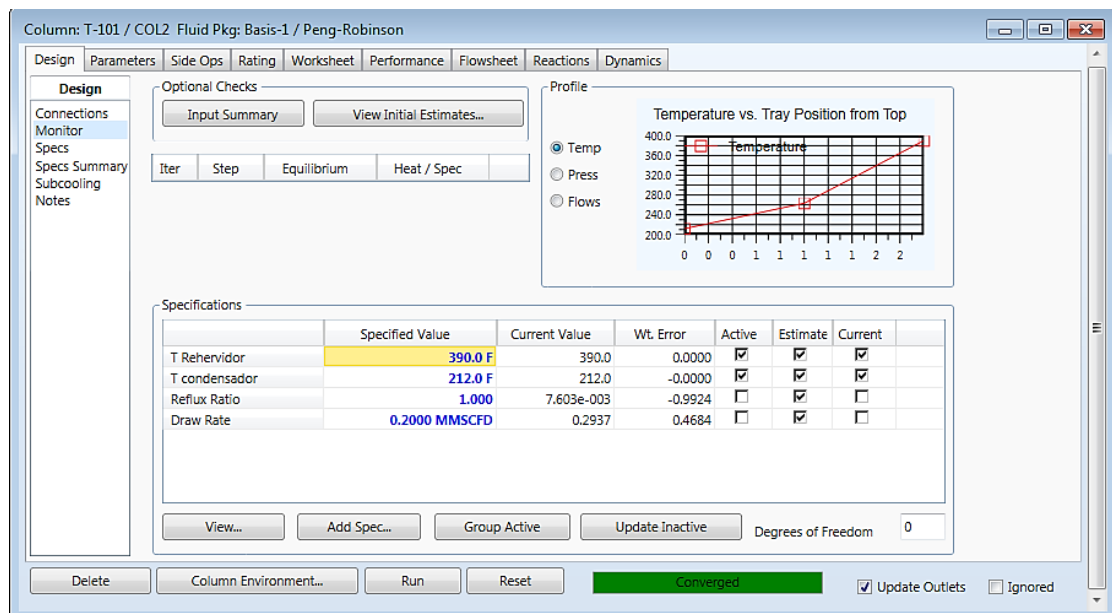
**Fuente.** Simulación HYSYS.

**7.1.3.1 Convergencia columna etapa de regeneración:** Para asegurar la convergencia, HYSYS requiere que los grados de libertad sean igual a cero. En la simulación se definieron las siguientes variables;

- Caudal de vapor de 0,200 MMscf.
- Temperatura del rehervidor de 390°F.
- Temperatura del condensador de 212°F.
- Relación Reflujo de 1,0.

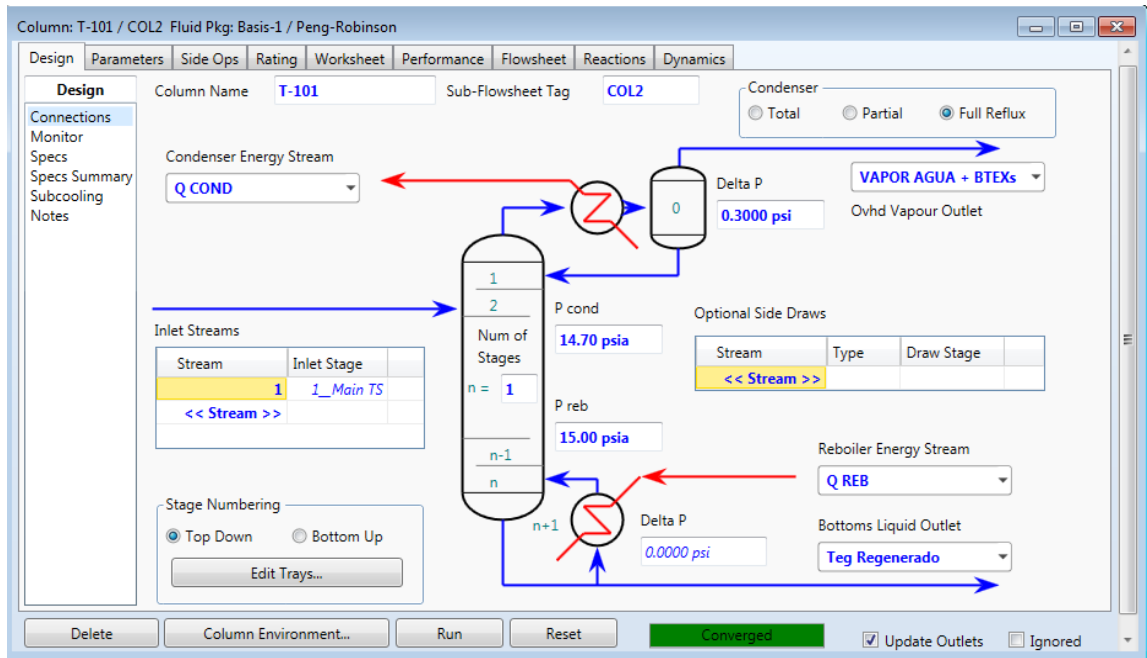
La columna converge después de especificar estos parámetros mientras HYSYS activos estima los otros parámetros.

**Figura 36. Parámetros de convergencia columna regeneración.**



**Fuente.** Simulador HYSYS.

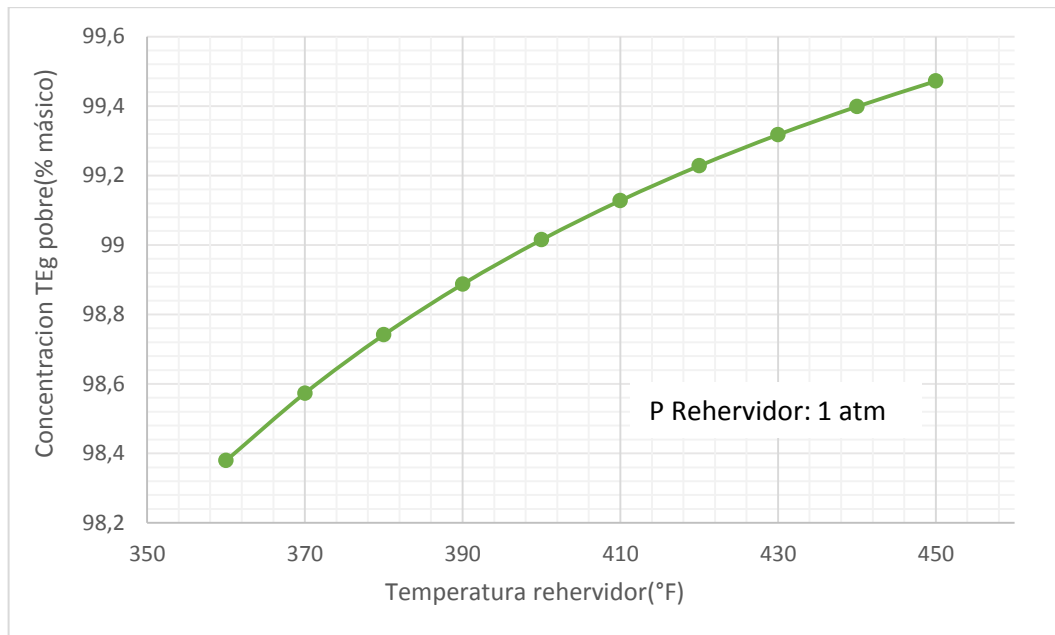
**Figura 37. Etapa de Regeneración.**



**Fuente.** Simulación HYSYS



**Figura 39. Efecto de la temperatura del rehervidor en la concentración de TEG.**



**Fuente.** Simulación HYSYS

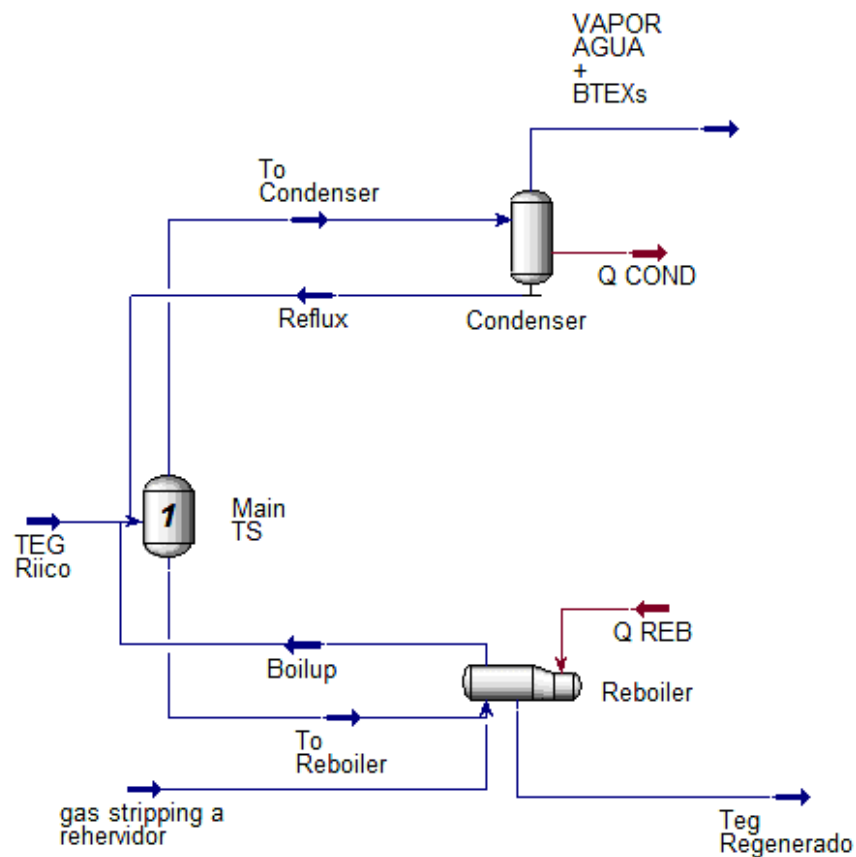
La máxima concentración de TEG pobre que puede ser lograda en un proceso de deshidratación convencional a presión atmosférica y a una temperatura máxima en el rehervidor de 400°F es de 98,7 a 98,9% másico.

Concentraciones superiores a 98,9 % másico de Trietilenglicol son requeridas para lograr altas depresiones del punto de rocío del agua en el gas natural, de la figura 38 se puede notar que para lograr una concentración de 99,3% másico se requiere una temperatura de 430°F. TEG se descompone a temperaturas superiores a 400°F (15), por lo tanto esta concentración no puede ser obtenida por medio del incremento de la temperatura del rehervidor. Gas stripping es una alternativa de regeneración que permite incrementar los valores de concentración hasta un 99,7 % másico.

## 7.2. SIMULACIÓN UNIDAD DESHIDRATACIÓN GAS STRIPPING

Una fracción de la corriente de gas deshidratado es tomada y acondicionada (baja presión-alta temperatura) por medio de una válvula y un calentador para poder ser introducida directamente al rehervidor como gas de stripping

**Figura 40. Gas Stripping a Rehervidor.**



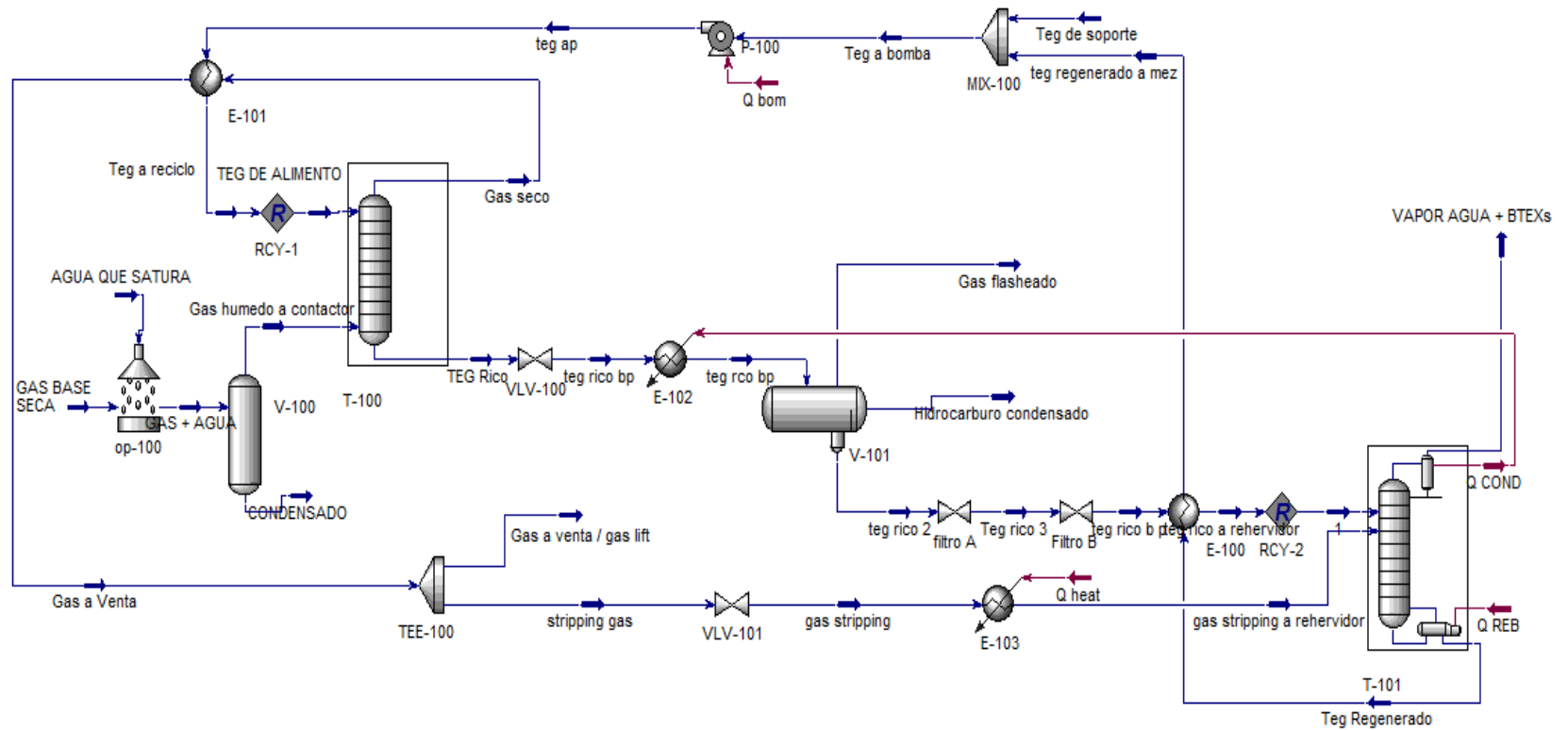
**Fuente.** Simulación HYSYS

## 7.3. SENSIBILIZACIÓN DE PARÁMETROS

Predecir qué pasaría si se modifica una o más variables del proceso en la etapa de regeneración es fundamental para poder determinar las mejores condiciones

de operación. Así se logró evaluar el efecto que se produjo al alterar ciertas variables como la temperatura del rehervidor, presión del rehervidor y tasa de flujo gas stripping. En cada caso y para cada variación se determinó la cantidad de agua por MMscf de gas a venta y la concentración de TEG regenerado como variables respuesta del proceso.

**Figura 41. Diagrama de flujo Gas Stripping bajo ambiente del simulador.**



**Fuente. Simulación HYSYS**

## 8. ANALISIS DE RESULTADOS

Dentro de la simulación en la etapa de regeneración los siguientes parámetros fueron considerados para identificar el grado de incidencia en la concentración de TEG.

- Temperatura del rehervidor
- Tasa de flujo de gas de stripping
- Presión de operación rehervidor

Se evaluó el efecto de la tasa de inyección de gas stripping sobre la tasa de circulación de TEG en función de la concentración de TEG regenerado. Además el efecto que puede causar la inyección de gas stripping directamente al rehervidor, en el grado de emisión de BTXs a través de la columna still.

Se debe considerar que estos resultados obtenidos están dados para una temperatura de gas de entrada de 100°F y una Presión de operación en la torre contactora de 1000 psia con un número de platos con capsulas de burbujeo igual a 8.

Los resultados de la simulación en Aspen HYSYS indican los siguientes efectos

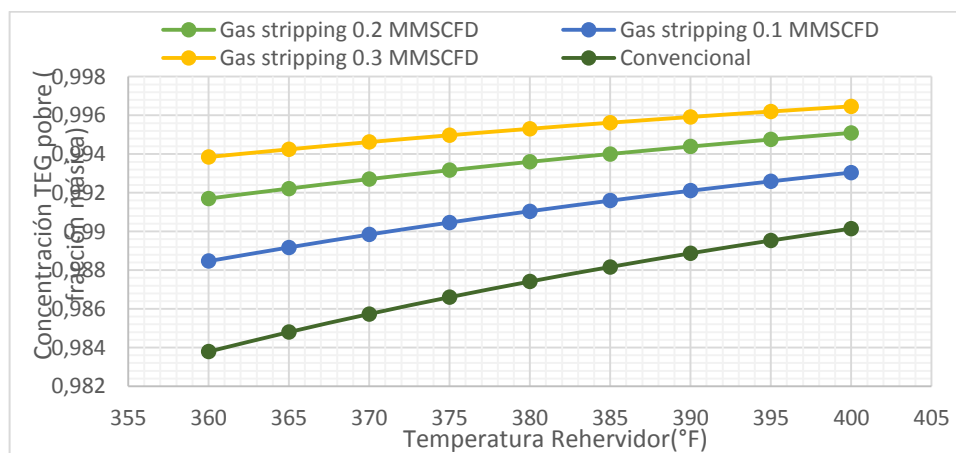
### **8.1 DESCRIPCIÓN EFECTO DE LOS PARÁMETROS OPERACIONALES EN LA ETAPA DE REGENERACIÓN.**

En esta etapa se desarrolló un análisis de las repercusiones en las variables respuesta del gas de salida (venta) debido a los cambios que sufren los parámetros establecidos en la etapa de regeneración en una unidad de

deshidratación, permitiendo tener de manera clara las consecuencias que se producen.

**8.1.1 Efecto de la Temperatura del rehervidor a diversos Flujos de gas Stripping en la concentración.** Se realizó la inyección de gas stripping directamente al rehervidor figura 42, un aumento en la tasa de inyección de gas stripping permitió el incremento de la concentración de Trietilenglicol, sin embargo a diversas temperaturas en el rehervidor para una tasa de inyección se pudo obtener diversas concentraciones, se notó que para lograr una concentración en particular se pueden obtener a diversas condiciones, la primera condición para obtener concentraciones altas fue a una tasa de inyección de gas stripping alta y una baja temperatura en el rehervidor, la segunda condición fue a bajas tasa de inyección, alta temperatura del rehervidor, por lo tanto el primer efecto de la inyección de gas stripping es que permite reducir la temperatura en el rehervidor para lograr una concentración superior a 98,7% másico. Se debe considerar que para obtener estos resultados la unidad está bajo las condiciones adicionales ya mencionadas.

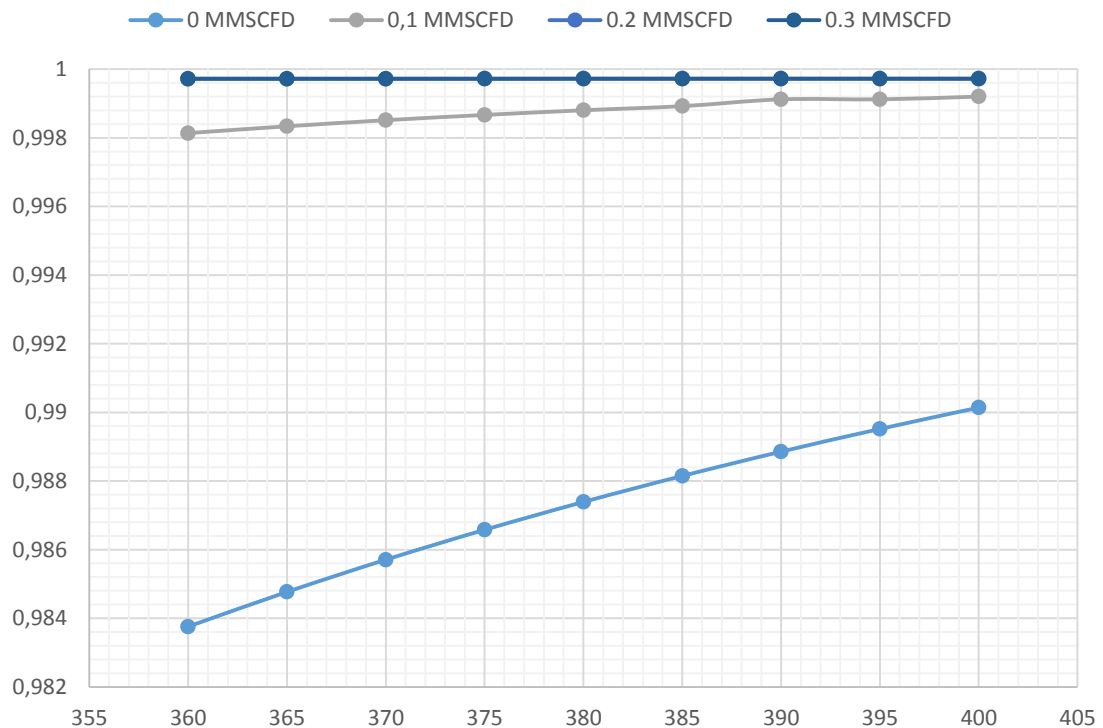
**Figura 42. Efecto de la Temperatura a diversos Flujos de gas Stripping en la concentración de TEG.**



**Fuente.** Simulación HYSYS.

Se modificó la configuración de inyección y se realizó la inyección a través de la columna sthal ubicada entre el rehervidor y el tanque de estabilización, la figura 43 reflejo un aumento en la eficiencia de extracción a bajas tasa de inyección y mostro el límite del caudal de inyección debido al comportamiento asintótico de la variable respuesta, para la tasa de circulación de Trietilenglicol equivalió a una tasa de inyección de 13 scf/gal TEG, bajas tasa de inyección me representaron un incremento sustancial en la concentración de Trietilenglicol.

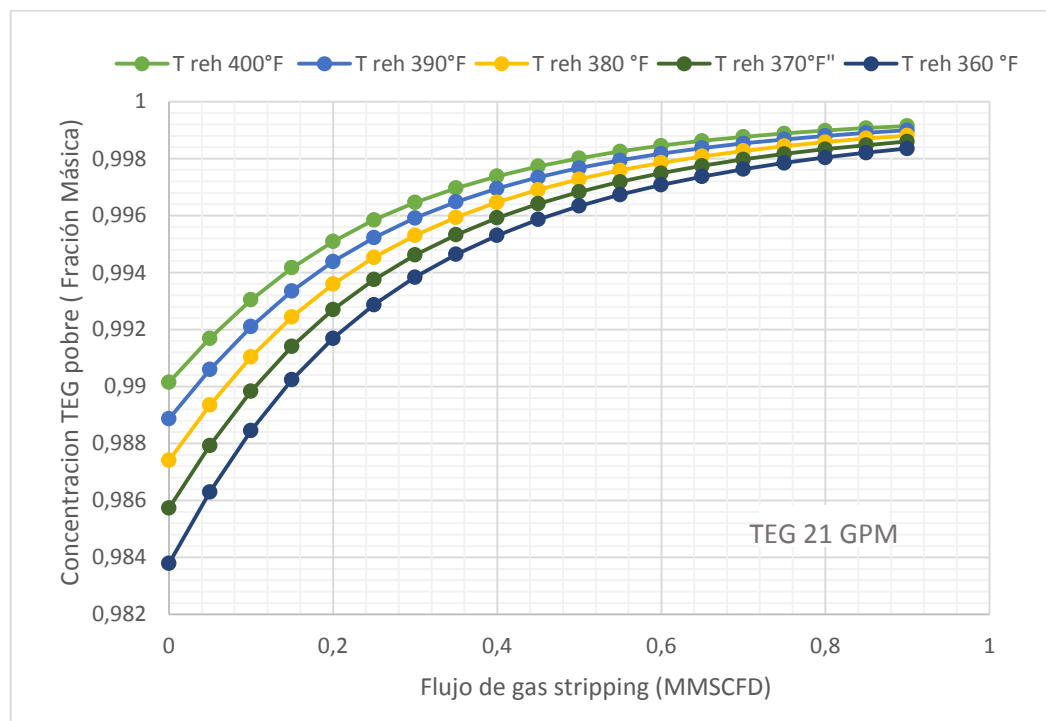
**Figura 43. Efecto de la inyección de gas Stripping a diversas temperaturas del rehervidor en la concentración de TEG.**



**Fuente.** Simulación HYSYS.

**8.1.2. Efecto Flujo de gas Stripping a diversas temperaturas Rehervidor en la concentración de TEG.** La figura 44 representa la inyección de gas stripping directamente al rehervidor la inyección de gas stripping me permite la reducción de la temperatura del rehervidor reduciendo así los requerimientos de energía en el rehervidor

**Figura 44. Efecto Flujo de gas Stripping a diversas temperaturas Rehervidor en la concentración de TEG.**

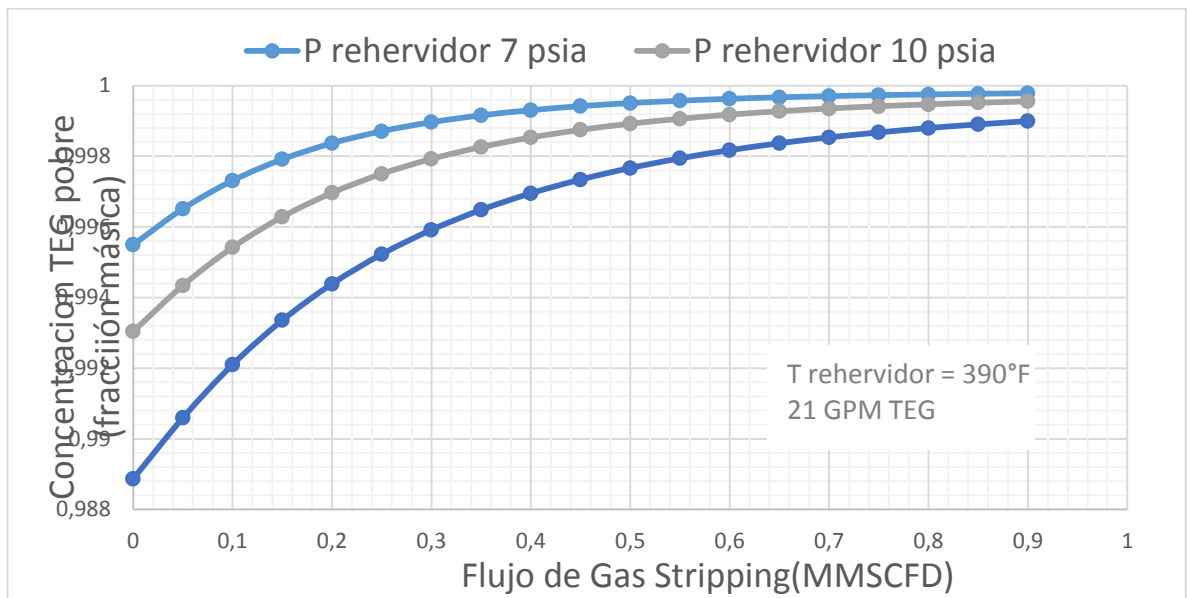


**Fuente.** Simulación HYSYS.

**8.1.3. Efecto tasa de inyección a diversas presiones del rehervidor en la concentración de TEG.** En una planta de deshidratación de gas convencional una reducción en la presión de operación en el rehervidor permito un aumento en la concentración de Trietilenglicol, técnicamente una planta no debería ser operada en valores de presión por debajo de la presión atmosférica debido a que permite el ingreso de oxígeno a la etapa de regeneración, un gas, altas

temperaturas y el ingreso de oxígeno completarían los tres elementos necesarios para que ocurra una combustión. La inyección de gas stripping permito alcanzar concentraciones superiores a 98,7 operando a presiones cercanas a la presión atmosférica.

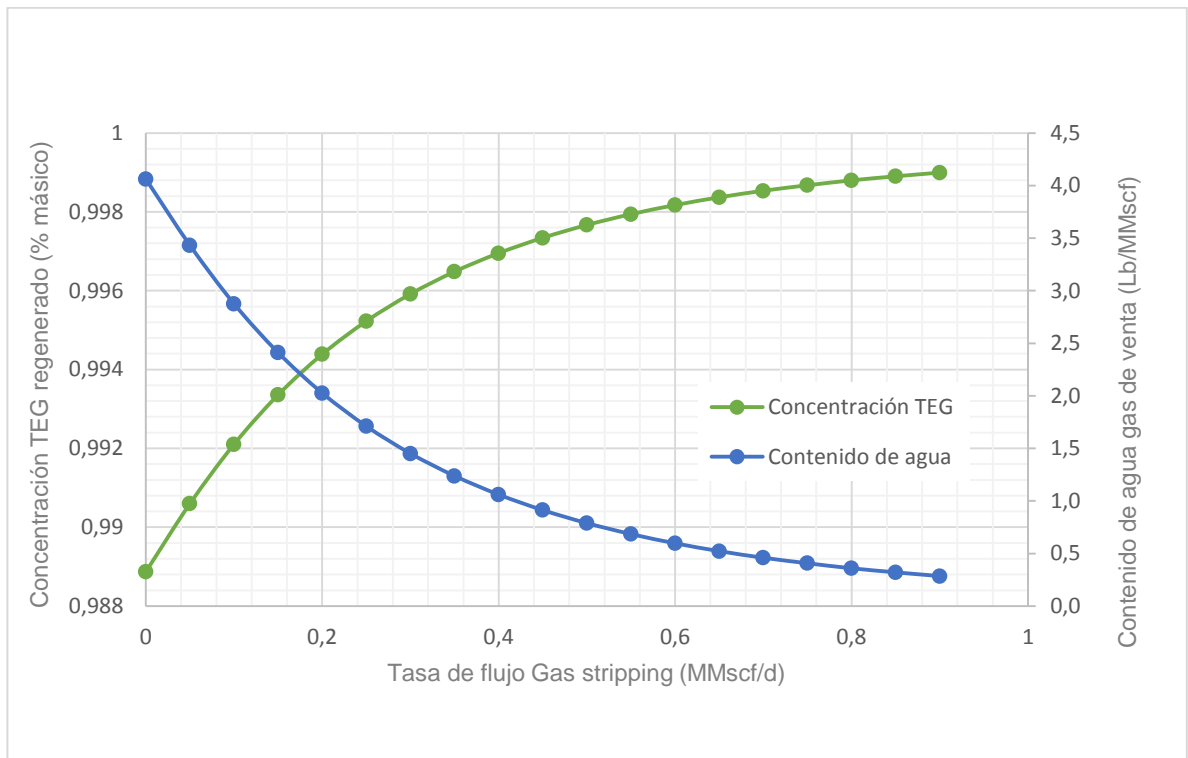
**Figura 45. Efecto de la presión del rehervidor a diversas tasas de inyección de gas stripping en la concentración de TEG.**



**Fuente.** Simulación HYSYS

#### 8.1.4. Efecto Flujo de gas Stripping concentración de TEG y contenido de agua en el gas de venta.

**Figura 46. Flujo de gas Stripping concentración de TEG y contenido de agua en el gas de venta.**

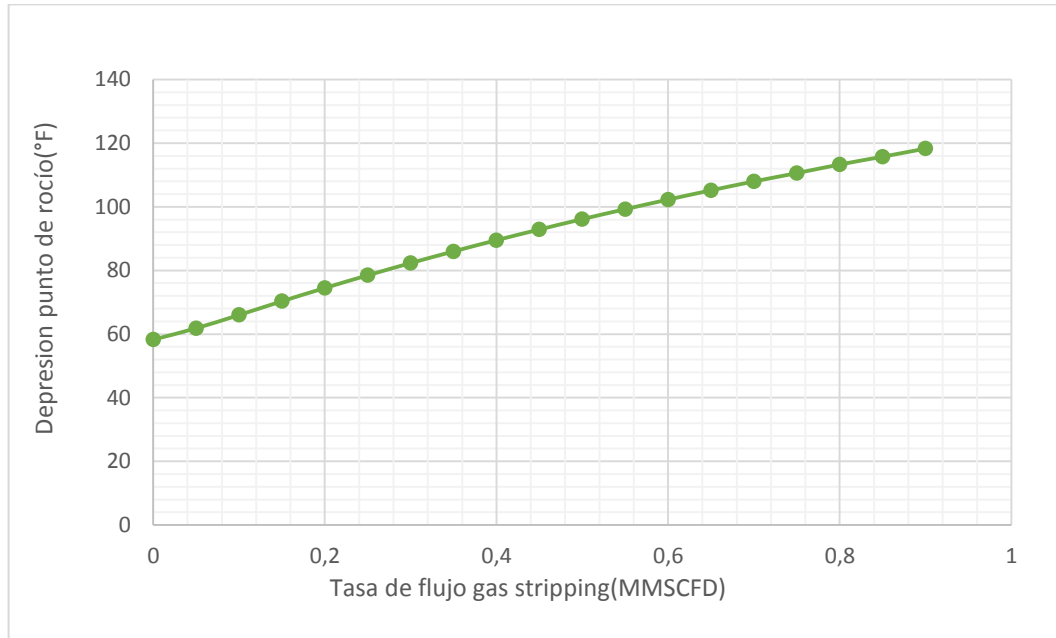


**Fuente:** Simulación HYSYS.

La figura 46 indica la relación que existe entre la concentración de TEG y el contenido de agua en el gas de venta a diversos flujos de gas stripping. Flujos hasta 0,3 MMscf generan un gran diferencia a la concentración de TEG el grado de incidencia después de una tasa de inyección correspondiente 0,38 MMSCFD es muy insignificante que en relación con la tasa de circulación este valor sería equivalente aproximadamente a 11 scf /GalTEG.

### 8.1.5. Efecto del gas Stripping en la depresión del punto de Rocío.

Figura 47. Efecto del gas Stripping en la depresión del punto de Rocío.



Fuente. Simulación HYSYS.

## 8.2. DESCRIPCIÓN DISEÑO EXPERIMENTAL.

Existen múltiples posibilidades en las condiciones de operación para lograr una concentración de TEG regenerado superior a 98.7% másico una vez inyectada un fracción de gas stripping directamente al rehervidor.

Para poder encontrar las mejores condiciones de operación y lograr la mayor concentración de TEG regenerado se realizó un análisis cuantitativo, también se buscó la variable con mayor influencia en la etapa de regeneración.

Se realizó una serie de sensibilizaciones (Anexo A a la R) basados en un diseño experimentalmente propuesto de  $2^3$  el cual ayudo a determinar las mejores

condiciones de operación con el fin de lograr la máxima concentración de TEG regenerado.

Los datos de cada variable estuvieron dentro del rango de operación normal en una unidad de deshidratación El diseño experimental contemplo los puntos máximos, mínimos y medios de cada variable lo que permitió realizar el análisis de una manera más precisa evaluando los posibles escenarios de operación. Los resultados son mostrados en los anexos A á la R donde se generaron diferentes gráficas a partir de las interacciones para encontrar el valor máximo en la concentración de TEG y el mínimo contenido de agua presente en el gas de venta.

**Tabla 10. Efecto de la sensibilización en la concentracion de TEG pobre.**

VALOR X	Temperatura (°F)	Presión (psia)	Flujo Gas (MMSCFD)	Respuesta (Teg Probre wt)
-1,75	370	9,7	0,06	0,993
-1,5	370	9,7	0,3	0,997
-1,25	370	17,6	0,06	0,986
1	370	17,6	0,3	0,993
-0,75	400	9,7	0,06	0,995
-0,5	400	9,7	0,3	0,998
-0,25	400	17,6	0,06	0,990
0	400	17,6	0,3	0,995
0,25	385	13,6	0,18	0,994
0,5	410,23	13,6	0,18	0,993
0,75	359,77	13,6	0,18	0,987
1	385	20,4	0,18	0,990
1,25	385	6,9	0,18	0,998
1,5	385	13,6	0,38	0,997

Figura 48. Efecto de la sensibilización en la concentración de TEG pobre.

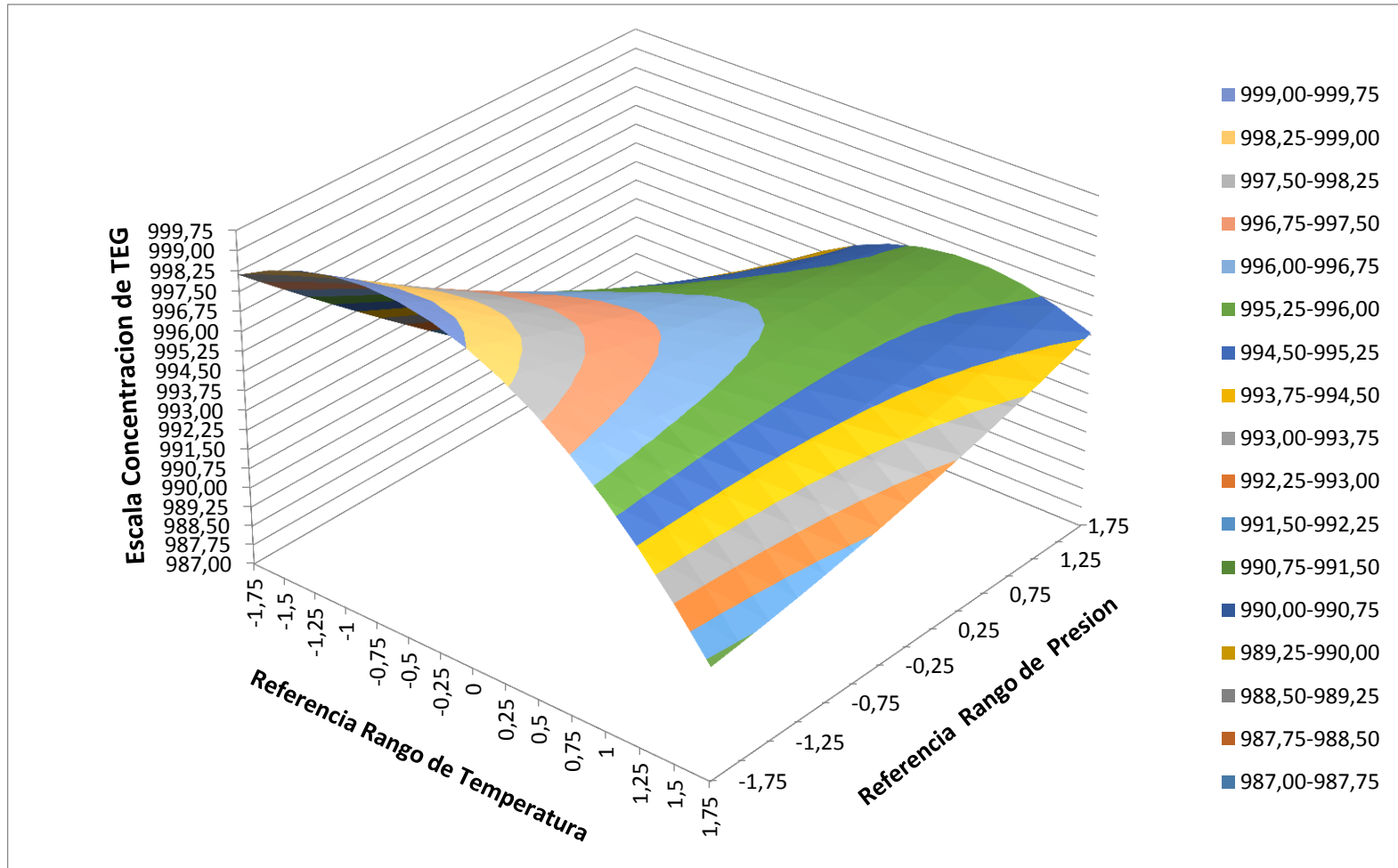
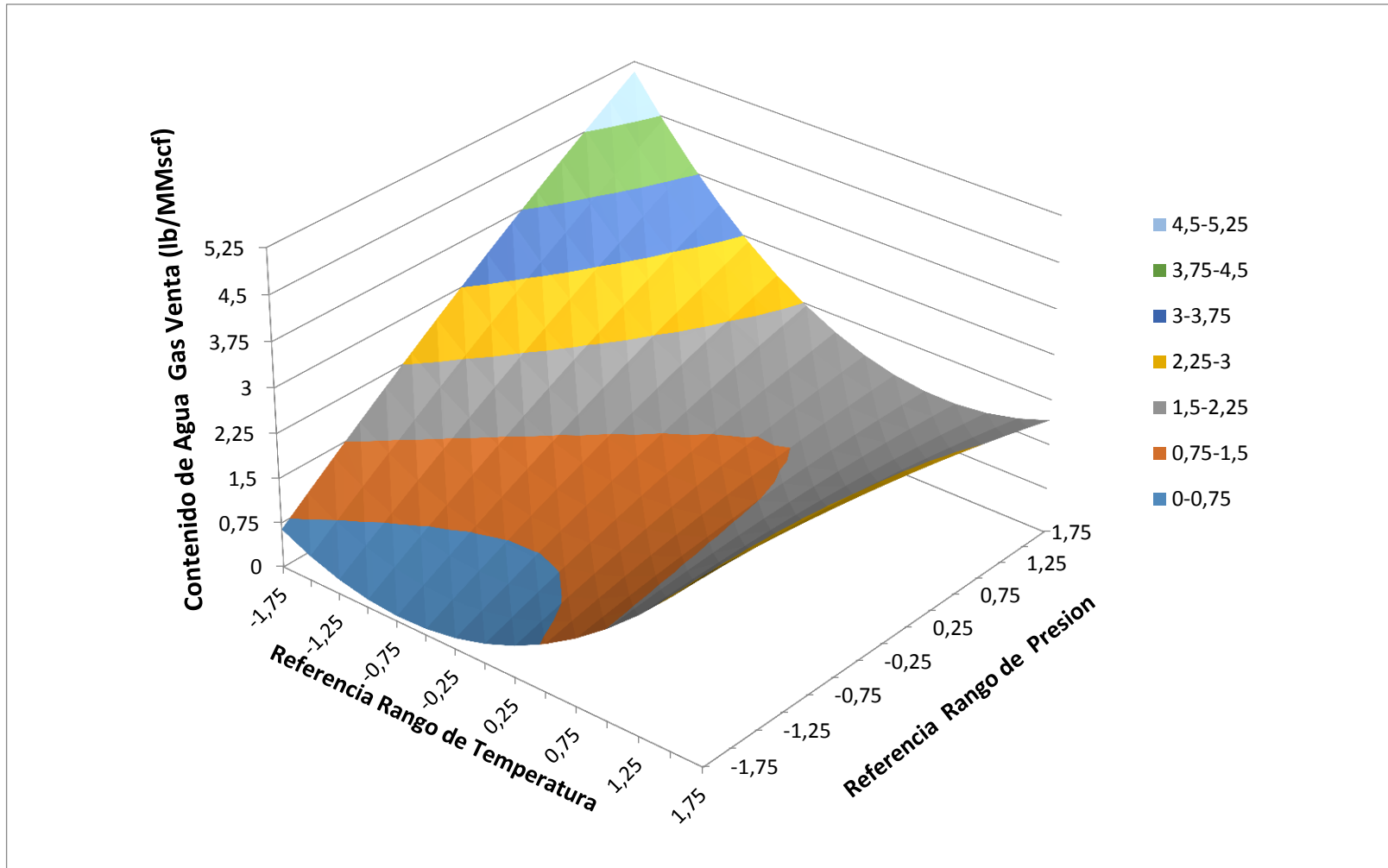


Figura 49. Efecto de la sensibilización en el contenido de agua.



Una vez realizado el diseño experimental cuantitativamente se puede ver el grado de influencia de cada parámetro en la tabla 11.

**Tabla 11. Influencia de las variables.**

Temperatura	-0,42893975
Presión	0,80258743
Flujo de Gas	-0,75198088

Por consiguiente el parámetro que tiene mayor incidencia en la etapa de regeneración es la presión de operación del rehervidor en un rango de operación entre 6.9 psia y 15 psia, la tasa de inyección de gas stripping y la temperatura del rehervidor respectivamente.

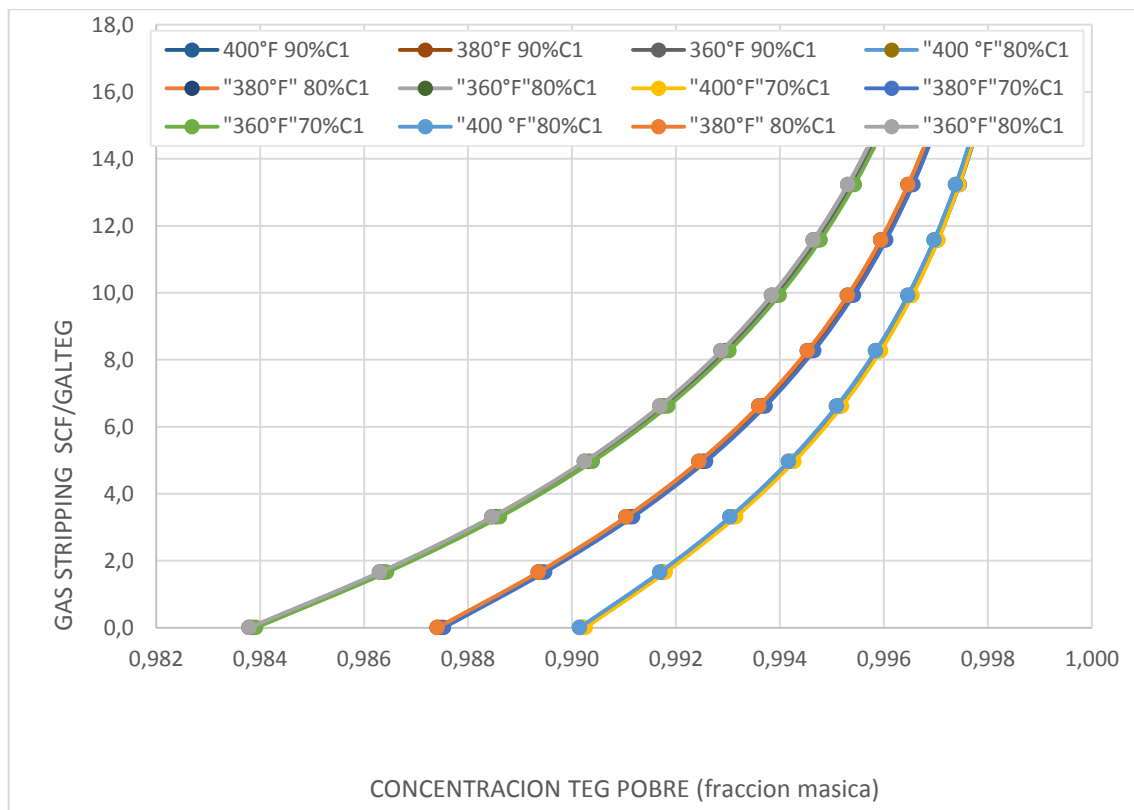
Las siguientes condiciones de operación son las más óptimas en la etapa de regeneración con base en el diseño experimental, cabe resaltar que estos resultados son generados con un número de etapas igual a 8, 100°F de temperatura en el gas entrada, 1000 psia presión operación en la torre contactora y una tasa de circulación de Trietilenglicol igual a 21 GPM

A unas condiciones de operación en la etapa de regeneración de 390 °F de temperatura en el rehervidor, una presión de 9,7 psia y un flujo de gas de 0,18 MMSCFD se logró una concentración de TEG pobre de 99,96% másico siendo este el máximo valor alcanzado, estas mismas condiciones de operación se logra el mínimo contenido de agua en el gas obteniendo la mayor depresión en la temperatura de punto de rocío en el gas de venta.

### 8.3. DESCRIPCIÓN SENSIBILIZACIÓN DE VARIABLES EXTERNAS A LA ETAPA DE REGENERACIÓN EN LA CONCENTRACIÓN DE TEG.

**8.3.1. Efecto de la composición del gas de entrada en la inyección de gas stripping.** Se plasma la comparación entre el efecto de la composición del gas de entrada y la temperatura del rehervidor en la concentración de TEG regenerado se nota claramente que el efecto de composición del gas en la regeneración de TEG con gas stripping es muy insignificante cuando la corriente de gas stripping es una fracción del gas tratado.

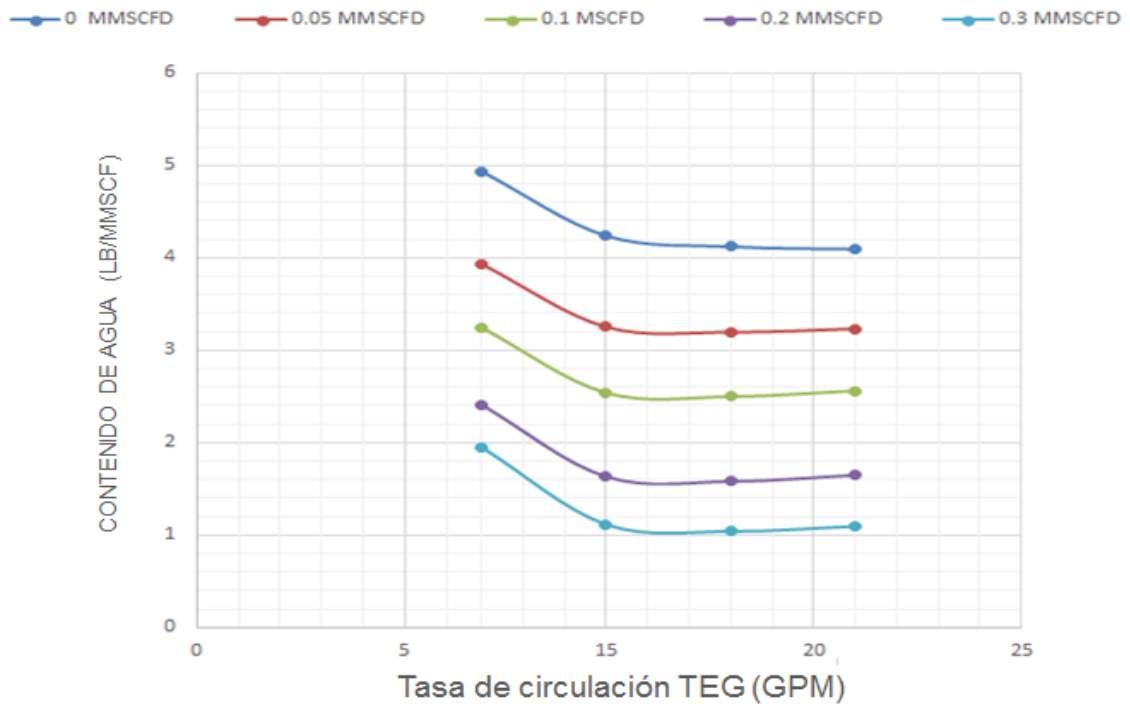
**Figura 50. Efecto de la composición del gas de entrada en la inyección de gas stripping.**



Fuente. HYSYS

**8.3.2. Efecto de la tasa de circulación de TEG a diversos flujos de gas stripping.** Un incremento en la tasa de inyección de gas stripping permite reducir la tasa de circulación de TEG para lograr una concentración de Trietilenglicol específica. Lo cual es muy favorable no solo por la concentración lograda si no que además una reducción de la tase de circulación de Trietilenglicol tiene una alto impacto en la reducción de emisión de gases contaminantes en la planta. El glicol, en la etapa de absorción no solo absorbe vapor de agua sino que además junto con los algunos compuestos volátiles orgánicos y componentes como benceno, tolueno xilenos conocidos como BTEXs también son arrastrados por el Trietilenglicol.

**Figura 51. Efecto de la tasa de circulación a diversos flujos de gas.**

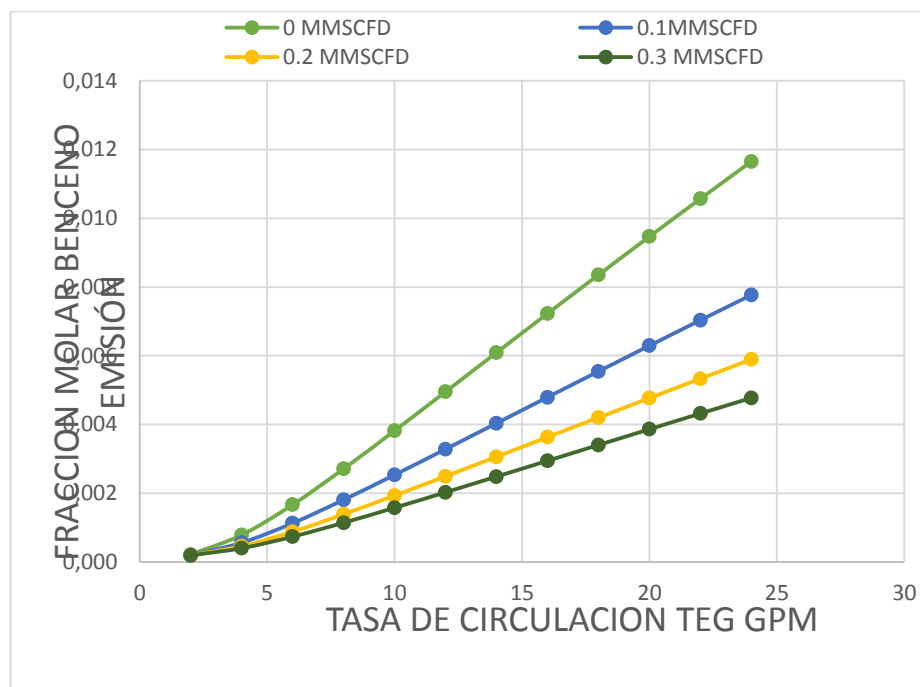


**Fuente.** Simulación HYSYS

#### 8.4. EFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS EN LA EMISIÓN DE BTEXS

A pesar de que algunos de los compuestos orgánicos volátiles y Btexas son liberados mediante el separador flash alguno de estos permaneces en la corriente de Trietilenglicol y son arrastrados hacia la etapa de regeneración, en donde una vez ingresan una fracción de ellos será emitida a la atmosfera estas emisiones deben ser monitoreadas y mitigadas para reducir el impacto ambiental de la planta. Se evaluó el efecto de la inyección de gas stripping en el grado de emisión de dichos gases. Un efecto de la inyección de gas stripping es que me permite reducir la fracción de gases contaminantes a la atmosfera y más aún si me permite bajas tasa de circulación de TEG .

**Figura 52. Efecto de la tasa de circulación a diversos flujos de gas.**



Fuente. Simulación HYSYS |

## 9. CONCLUSIONES

- Gas stripping me permite reducir la temperatura en el Rehervidor, reducir la tasa de circulación de TEG y mantener una presión por encima de la presión atmosférica, para lograr concentración de TEG superiores a 98.7
- Gas Stripping tiene un mayor efecto que el aumento de la temperatura del Rehervidor en la concentración de TEG.
- Un aumento en la tasa de inyección de gas generara una menor emisión de BTEXs y VOCs

## 10. RECOMENDACIONES

- Complementar el estudio realizado con un análisis económico donde se pueda estudiar la viabilidad del uso de gas stripping.
- Analizar el efecto de la composición de gas de entrada en la concentración de TEG cuando es usado un gas inerte deferente al gas tratado (Nitrógeno, Dióxido de Carbono, metano).
- Evaluar el efecto de la relación de reflujo en la inyección de gas stripping

## BIBLIOGRAFIA.

A, ROSMAN., Water Equilibrium in the Dehydration of Natural Gas whit Triethylene Glycol, 1973.

ADNAN, E., ADWANI, H., Six Sigma approach to meet Gas Dehydration Unit Optimization, Indonesia, 2011.

ARNOLD,K., STEWAR ,M., Design of Oil Handling Systems and Facilities, Surface Productions Operations Volumen 2, Houston, Texas, 1999; Capítulo 8.

CAMPBELL, J., Technical Assistance Service for the Design, Operation and Maintenance of Gas Plants, John Campbell and Company, 2003, Capítulo 9.

CARROLL, T., The Water Content of Acid Gas and Sour Gas from 100° to 220°f and Pressures to 10,000 psia, Texas, 2002.

DURAN, M., CASTILLO, E., Aplicación de Esquemas de control Avanzados en el Proceso de Deshidratación del Gas Natural, Colombia, 2004.

F, Gironi., M, Maschietti, V, Piemonte., Modelling triethylene glycol – water system for natural gas dehydration, Italy.

F, Gironi., M, Maschietti, V, Piemonte., Triethylene Glycol Gegeneration in Natural Gas Dehydration Plants: A study on the Coldfinger Process, Italy, 2007.

GHATI, M., Study on Selection and Design of Natural Gas Dehydration Technology, 2013.

GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 20.

GUO, B, GHALAMBOR., Natural Gas Engineering Handbook, HOUSTON, 2005.

HANSES, H., CHIRIAC, A., INCOOM, N., OLSEN, A., Design of a TEG dehydration train model using the glycol property package in HYSYS, Denmark, 2013.

J, ARIHUR., R, WILLIAM., Fundamentals of Natural Gas Processing, Columbus, Ohio.

KALMETZ, K., Gas Dehydration (Engineering Design Guideline), Johor Bahru, 2012

KIDNAY, A.J., PARRISH, W.R., Fundamentals of Natural Gas Processing, Taylor & Francis Group. 2006.

KRUSE, C., Plant processing of Natural Gas, Petroleum extension service, Austin, Texas, (1974).

LARS E., Process Simulation of Glycol Regeneration, Bergen, 2002.

MOISES,A., FOUCART, N., The MEG (Mono Ethylene) Injection Gas Dehydration Process Evaluation for the Margarita Field Development, Argentina, 2007.

MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, Gulf Publishing, 2006.

NMEGBU, G., Optimization of Triethylene Glycol (TEG) Dehydration in a Natural Gas Processing Plant, 2014.

Optimizing Glycol Dehydration System for Maximum Efficiency a Case Study of Gas Plant in Nigeria, Canada, 2008.

R, ABDULRAHMAN., I SEBASTINE., Natural Gas Dehydration Process Simulation and Optimization: A Case Study of Khurmala Field in Iraqi Kurdistan Region.

R, Alexander., An Offshore Dehydration System for the Production of the Norphlet Sour Gas in Mobile Bay, Texas, 1988.

REZA, S., Choose the Right Gas Dehydratio Method and Optimize Your Design, Qatar, 2009.

S, FRANCIS., Manning Oilfield Processing of Petroleum, vol 1., 1991.

VENTURA Carlos Separador Trifásico - British Petroleum 15 De Junio De 2014 [en línea] citado 15 de diciembre de 2014. <http://ventura3d.blogspot.com>

WYLDE, J., DUTHIE, C., Development and field deployment of a novel acidic triethylene glycol buffer chemical for bringing gas dehydrators back into specification.

## ANEXOS

### Anexo A. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X3 = -1																
X1/X2	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750	
-1,750	3,043	2,523	2,066	1,672	1,340	1,070	0,863	0,719	0,637	0,617	0,660	0,765	0,933	1,163	1,456	
-1,500	3,442	2,912	2,444	2,039	1,696	1,416	1,199	1,043	0,951	0,920	0,953	1,047	1,204	1,424	1,706	
-1,250	3,834	3,294	2,816	2,400	2,047	1,756	1,528	1,362	1,259	1,218	1,239	1,323	1,470	1,679	1,950	
-1,000	4,221	3,670	3,181	2,755	2,391	2,089	1,851	1,674	1,560	1,509	1,520	1,593	1,729	1,928	2,188	
-0,750	4,601	4,039	3,540	3,103	2,729	2,417	2,167	1,980	1,856	1,794	1,794	1,857	1,982	2,170	2,420	
-0,500	4,975	4,403	3,893	3,445	3,060	2,738	2,478	2,280	2,145	2,072	2,062	2,114	2,229	2,406	2,646	
-0,250	5,343	4,760	4,240	3,781	3,386	3,053	2,782	2,574	2,428	2,345	2,324	2,365	2,470	2,636	2,865	
0,000	5,705	5,111	4,580	4,111	3,705	3,361	3,080	2,861	2,705	2,611	2,579	2,610	2,704	2,860	3,078	
0,250	6,060	5,456	4,914	4,435	4,018	3,664	3,372	3,142	2,975	2,871	2,829	2,849	2,932	3,078	3,285	
0,500	6,410	5,795	5,242	4,752	4,325	3,960	3,657	3,417	3,240	3,125	3,072	3,082	3,154	3,289	3,486	
0,750	6,753	6,127	5,564	5,064	4,626	4,250	3,937	3,686	3,498	3,372	3,309	3,308	3,370	3,494	3,681	
1,000	7,089	6,453	5,880	5,369	4,920	4,534	4,210	3,949	3,750	3,614	3,540	3,528	3,579	3,693	3,869	
1,250	7,420	6,773	6,189	5,667	5,208	4,811	4,477	4,205	3,996	3,849	3,764	3,742	3,783	3,886	4,051	
1,500	7,744	7,087	6,492	5,960	5,490	5,083	4,738	4,455	4,235	4,078	3,983	3,950	3,980	4,072	4,227	
1,750	8,063	7,395	6,789	6,246	5,766	5,348	4,992	4,699	4,469	4,300	4,195	4,152	4,171	4,253	4,397	

**Anexo B. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X2 = -1															
X1/X3	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750
-1,750	5,120	4,482	3,906	3,392	2,941	2,553	2,227	1,963	1,762	1,623	1,547	1,533	1,582	1,693	1,866
-1,500	4,837	4,228	3,681	3,196	2,774	2,415	2,118	1,883	1,711	1,602	1,554	1,570	1,647	1,788	1,990
-1,250	4,550	3,970	3,452	2,997	2,604	2,273	2,005	1,800	1,657	1,576	1,558	1,603	1,709	1,879	2,111
-1,000	4,259	3,708	3,219	2,793	2,429	2,128	1,889	1,713	1,599	1,547	1,558	1,632	1,768	1,966	2,227
-0,750	3,965	3,443	2,983	2,586	2,251	1,979	1,769	1,622	1,537	1,514	1,554	1,657	1,822	2,050	2,339
-0,500	3,666	3,173	2,743	2,375	2,069	1,826	1,645	1,527	1,471	1,478	1,547	1,679	1,873	2,129	2,448
-0,250	3,364	2,900	2,499	2,160	1,883	1,669	1,517	1,428	1,402	1,437	1,536	1,696	1,919	2,205	2,553
0,000	3,058	2,623	2,251	1,941	1,693	1,508	1,386	1,326	1,328	1,393	1,520	1,710	1,962	2,277	2,654
0,250	2,748	2,343	1,999	1,718	1,500	1,344	1,251	1,220	1,251	1,345	1,501	1,720	2,002	2,345	2,752
0,500	2,435	2,058	1,744	1,492	1,303	1,176	1,111	1,110	1,170	1,293	1,479	1,727	2,037	2,410	2,845
0,750	2,117	1,770	1,485	1,262	1,102	1,004	0,969	0,996	1,085	1,237	1,452	1,729	2,069	2,471	2,935
1,000	1,796	1,478	1,222	1,028	0,897	0,828	0,822	0,878	0,997	1,178	1,422	1,728	2,096	2,527	3,021
1,250	1,471	1,182	0,955	0,790	0,688	0,648	0,671	0,757	0,904	1,115	1,387	1,723	2,120	2,581	3,103
1,500	1,142	0,882	0,684	0,549	0,476	0,465	0,517	0,631	0,808	1,048	1,350	1,714	2,141	2,630	3,182
1,750	0,810	0,578	0,410	0,303	0,259	0,278	0,359	0,502	0,708	0,977	1,308	1,701	2,157	2,675	3,256

### Anexo C. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X1 = -1																
X2/X3	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750	
-1,750	1,103	1,506	1,903	2,294	2,678	3,056	3,428	3,793	4,153	4,506	4,853	5,194	5,528	5,857	6,179	
-1,500	0,943	1,334	1,719	2,098	2,470	2,836	3,196	3,550	3,897	4,238	4,574	4,902	5,225	5,541	5,852	
-1,250	0,779	1,158	1,531	1,898	2,258	2,612	2,960	3,302	3,638	3,967	4,290	4,607	4,918	5,222	5,521	
-1,000	0,612	0,979	1,340	1,694	2,043	2,385	2,721	3,051	3,375	3,692	4,003	4,308	4,607	4,900	5,186	
-0,750	0,440	0,795	1,144	1,487	1,824	2,154	2,478	2,796	3,108	3,413	3,712	4,005	4,292	4,573	4,847	
-0,500	0,265	0,608	0,945	1,276	1,600	1,919	2,231	2,537	2,837	3,130	3,418	3,699	3,974	4,243	4,505	
-0,250	0,085	0,417	0,742	1,061	1,374	1,680	1,980	2,274	2,562	2,844	3,119	3,389	3,652	3,908	4,159	
0,000	-0,097	0,222	0,535	0,842	1,143	1,437	1,726	2,008	2,284	2,554	2,817	3,074	3,325	3,570	3,809	
0,250	-0,284	0,023	0,324	0,620	0,908	1,191	1,467	1,738	2,002	2,259	2,511	2,756	2,996	3,228	3,455	
0,500	-0,475	-0,179	0,110	0,393	0,670	0,941	1,205	1,464	1,716	1,962	2,201	2,435	2,662	2,883	3,098	
0,750	-0,669	-0,386	-0,108	0,163	0,428	0,687	0,939	1,186	1,426	1,660	1,887	2,109	2,324	2,533	2,736	
1,000	-0,867	-0,596	-0,330	-0,071	0,182	0,429	0,670	0,904	1,132	1,354	1,570	1,780	1,983	2,180	2,371	
1,250	-1,069	-0,810	-0,556	-0,309	-0,068	0,167	0,396	0,619	0,835	1,045	1,249	1,446	1,638	1,823	2,002	
1,500	-1,275	-1,027	-0,786	-0,550	-0,321	-0,098	0,119	0,329	0,534	0,732	0,924	1,109	1,289	1,462	1,629	
1,750	-1,485	-1,249	-1,019	-0,796	-0,578	-0,367	-0,163	0,036	0,229	0,415	0,595	0,769	0,936	1,098	1,253	

**Anexo D. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X3 = 0															
X1/X2	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750
-1,750	1,843	1,467	1,153	0,902	0,713	0,587	0,523	0,522	0,583	0,707	0,893	1,142	1,453	1,826	2,262
-1,500	2,221	1,825	1,492	1,221	1,013	0,867	0,784	0,763	0,805	0,909	1,075	1,304	1,596	1,950	2,366
-1,250	2,593	2,178	1,825	1,535	1,307	1,141	1,038	0,998	1,020	1,104	1,251	1,461	1,732	2,067	2,464
-1,000	2,959	2,524	2,152	1,842	1,594	1,409	1,287	1,226	1,229	1,294	1,421	1,611	1,863	2,178	2,555
-0,750	3,318	2,864	2,472	2,142	1,875	1,671	1,529	1,449	1,432	1,477	1,585	1,755	1,987	2,283	2,640
-0,500	3,672	3,198	2,786	2,437	2,150	1,926	1,764	1,665	1,628	1,654	1,742	1,893	2,106	2,381	2,719
-0,250	4,019	3,525	3,094	2,725	2,419	2,175	1,994	1,875	1,819	1,825	1,893	2,024	2,218	2,474	2,792
0,000	4,360	3,847	3,396	3,007	2,682	2,418	2,217	2,079	2,003	1,989	2,038	2,150	2,323	2,560	2,859
0,250	4,695	4,162	3,691	3,283	2,938	2,655	2,434	2,276	2,181	2,148	2,177	2,269	2,423	2,640	2,919
0,500	5,023	4,471	3,981	3,553	3,188	2,885	2,645	2,468	2,352	2,300	2,309	2,382	2,516	2,713	2,973
0,750	5,345	4,773	4,264	3,817	3,432	3,110	2,850	2,653	2,518	2,446	2,436	2,488	2,603	2,781	3,021
1,000	5,661	5,070	4,541	4,074	3,670	3,328	3,048	2,832	2,677	2,585	2,556	2,589	2,684	2,842	3,063
1,250	5,971	5,360	4,811	4,325	3,901	3,540	3,241	3,004	2,830	2,719	2,670	2,683	2,759	2,897	3,098
1,500	6,275	5,644	5,076	4,570	4,126	3,745	3,427	3,171	2,977	2,846	2,777	2,771	2,828	2,946	3,128
1,750	6,572	5,922	5,334	4,808	4,345	3,945	3,607	3,331	3,118	2,967	2,879	2,853	2,890	2,989	3,151

**Anexo E. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X2 = 0																
X1/X3	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750	
-1,750	6,567	5,913	5,322	4,793	4,326	3,922	3,581	3,302	3,085	2,931	2,839	2,810	2,843	2,939	3,097	
-1,500	6,263	5,629	5,058	4,549	4,103	3,719	3,397	3,138	2,942	2,808	2,736	2,727	2,780	2,896	3,074	
-1,250	5,956	5,342	4,791	4,302	3,875	3,512	3,210	2,971	2,795	2,681	2,629	2,640	2,714	2,849	3,048	
-1,000	5,644	5,050	4,519	4,050	3,644	3,300	3,019	2,800	2,644	2,550	2,519	2,550	2,643	2,799	3,018	
-0,750	5,329	4,755	4,244	3,795	3,409	3,086	2,824	2,626	2,489	2,416	2,404	2,455	2,569	2,745	2,983	
-0,500	5,010	4,456	3,965	3,537	3,170	2,867	2,626	2,447	2,331	2,277	2,286	2,357	2,491	2,687	2,946	
-0,250	4,687	4,153	3,682	3,274	2,928	2,644	2,423	2,265	2,169	2,135	2,164	2,255	2,409	2,625	2,904	
0,000	4,360	3,847	3,396	3,007	2,682	2,418	2,217	2,079	2,003	1,989	2,038	2,150	2,323	2,560	2,859	
0,250	4,029	3,536	3,105	2,737	2,431	2,188	2,007	1,889	1,833	1,839	1,909	2,040	2,234	2,490	2,809	
0,500	3,695	3,222	2,811	2,463	2,177	1,954	1,793	1,695	1,659	1,686	1,775	1,927	2,141	2,417	2,756	
0,750	3,357	2,904	2,513	2,185	1,920	1,716	1,576	1,498	1,482	1,529	1,638	1,810	2,044	2,340	2,699	
1,000	3,015	2,582	2,211	1,904	1,658	1,475	1,354	1,296	1,301	1,368	1,497	1,689	1,943	2,260	2,639	
1,250	2,669	2,256	1,906	1,618	1,393	1,230	1,129	1,091	1,116	1,203	1,352	1,564	1,838	2,175	2,574	
1,500	2,320	1,927	1,597	1,329	1,123	0,981	0,900	0,882	0,927	1,034	1,203	1,435	1,730	2,087	2,506	
1,750	1,966	1,594	1,283	1,036	0,850	0,728	0,667	0,670	0,734	0,861	1,051	1,303	1,618	1,995	2,434	

**Anexo F. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X1 = 0																
X2/X3	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750	
-1,750	1,103	1,506	1,903	2,294	2,678	3,056	3,428	3,793	4,153	4,506	4,853	5,194	5,528	5,857	6,179	
-1,500	0,943	1,334	1,719	2,098	2,470	2,836	3,196	3,550	3,897	4,238	4,574	4,902	5,225	5,541	5,852	
-1,250	0,779	1,158	1,531	1,898	2,258	2,612	2,960	3,302	3,638	3,967	4,290	4,607	4,918	5,222	5,521	
-1,000	0,612	0,979	1,340	1,694	2,043	2,385	2,721	3,051	3,375	3,692	4,003	4,308	4,607	4,900	5,186	
-0,750	0,440	0,795	1,144	1,487	1,824	2,154	2,478	2,796	3,108	3,413	3,712	4,005	4,292	4,573	4,847	
-0,500	0,265	0,608	0,945	1,276	1,600	1,919	2,231	2,537	2,837	3,130	3,418	3,699	3,974	4,243	4,505	
-0,250	0,085	0,417	0,742	1,061	1,374	1,680	1,980	2,274	2,562	2,844	3,119	3,389	3,652	3,908	4,159	
0,000	-0,097	0,222	0,535	0,842	1,143	1,437	1,726	2,008	2,284	2,554	2,817	3,074	3,325	3,570	3,809	
0,250	-0,284	0,023	0,324	0,620	0,908	1,191	1,467	1,738	2,002	2,259	2,511	2,756	2,996	3,228	3,455	
0,500	-0,475	-0,179	0,110	0,393	0,670	0,941	1,205	1,464	1,716	1,962	2,201	2,435	2,662	2,883	3,098	
0,750	-0,669	-0,386	-0,108	0,163	0,428	0,687	0,939	1,186	1,426	1,660	1,887	2,109	2,324	2,533	2,736	
1,000	-0,867	-0,596	-0,330	-0,071	0,182	0,429	0,670	0,904	1,132	1,354	1,570	1,780	1,983	2,180	2,371	
1,250	-1,069	-0,810	-0,556	-0,309	-0,068	0,167	0,396	0,619	0,835	1,045	1,249	1,446	1,638	1,823	2,002	
1,500	-1,275	-1,027	-0,786	-0,550	-0,321	-0,098	0,119	0,329	0,534	0,732	0,924	1,109	1,289	1,462	1,629	
1,750	-1,485	-1,249	-1,019	-0,796	-0,578	-0,367	-0,163	0,036	0,229	0,415	0,595	0,769	0,936	1,098	1,253	

### Anexo G. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X3 = 1															
X1/X2	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750
-1,750	0,643	0,410	0,240	0,132	0,087	0,104	0,183	0,325	0,530	0,797	1,126	1,518	1,972	2,489	3,069
-1,500	1,001	0,739	0,540	0,404	0,330	0,318	0,369	0,483	0,659	0,897	1,198	1,561	1,987	2,475	3,026
-1,250	1,352	1,062	0,834	0,669	0,567	0,527	0,549	0,634	0,781	0,991	1,263	1,598	1,995	2,455	2,977
-1,000	1,697	1,378	1,122	0,929	0,797	0,729	0,722	0,779	0,897	1,079	1,322	1,628	1,997	2,428	2,922
-0,750	2,036	1,688	1,404	1,182	1,022	0,925	0,890	0,917	1,008	1,160	1,375	1,653	1,993	2,395	2,860
-0,500	2,368	1,993	1,679	1,428	1,240	1,114	1,051	1,050	1,111	1,236	1,422	1,671	1,982	2,356	2,793
-0,250	2,695	2,290	1,948	1,669	1,452	1,298	1,206	1,176	1,209	1,305	1,463	1,683	1,966	2,311	2,719
0,000	3,015	2,582	2,211	1,904	1,658	1,475	1,354	1,296	1,301	1,368	1,497	1,689	1,943	2,260	2,639
0,250	3,329	2,867	2,468	2,132	1,858	1,646	1,497	1,410	1,386	1,424	1,525	1,688	1,914	2,202	2,553
0,500	3,637	3,147	2,719	2,354	2,051	1,811	1,633	1,518	1,465	1,475	1,547	1,681	1,879	2,138	2,460
0,750	3,938	3,419	2,963	2,570	2,238	1,969	1,763	1,619	1,538	1,519	1,563	1,669	1,837	2,068	2,361
1,000	4,233	3,686	3,201	2,779	2,419	2,122	1,887	1,715	1,605	1,557	1,572	1,649	1,789	1,992	2,257
1,250	4,523	3,947	3,433	2,982	2,594	2,268	2,005	1,804	1,665	1,589	1,575	1,624	1,735	1,909	2,145
1,500	4,806	4,201	3,659	3,180	2,763	2,408	2,116	1,886	1,719	1,615	1,572	1,593	1,675	1,821	2,028
1,750	5,082	4,449	3,879	3,371	2,925	2,542	2,221	1,963	1,767	1,634	1,563	1,555	1,609	1,726	1,905

## Anexo H. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X2 = 1																
X1/X3	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750	
-1,750	8,014	7,345	6,738	6,193	5,711	5,292	4,935	4,640	4,408	4,238	4,131	4,086	4,104	4,184	4,327	
-1,500	7,689	7,031	6,435	5,902	5,431	5,023	4,677	4,393	4,172	4,014	3,918	3,884	3,913	4,004	4,158	
-1,250	7,361	6,714	6,129	5,607	5,147	4,750	4,415	4,142	3,933	3,785	3,700	3,678	3,718	3,820	3,985	
-1,000	7,029	6,393	5,819	5,308	4,859	4,473	4,149	3,888	3,689	3,553	3,479	3,467	3,519	3,632	3,808	
-0,750	6,693	6,068	5,505	5,005	4,567	4,192	3,880	3,630	3,442	3,317	3,254	3,254	3,316	3,440	3,628	
-0,500	6,353	5,739	5,187	4,698	4,272	3,908	3,606	3,367	3,191	3,077	3,025	3,036	3,109	3,245	3,443	
-0,250	6,009	5,406	4,866	4,388	3,973	3,620	3,329	3,101	2,936	2,833	2,792	2,814	2,899	3,045	3,255	
0,000	5,661	5,070	4,541	4,074	3,670	3,328	3,048	2,832	2,677	2,585	2,556	2,589	2,684	2,842	3,063	
0,250	5,310	4,730	4,212	3,756	3,363	3,032	2,764	2,558	2,415	2,334	2,316	2,360	2,466	2,635	2,867	
0,500	4,955	4,386	3,879	3,434	3,052	2,732	2,475	2,281	2,149	2,079	2,072	2,127	2,244	2,425	2,667	
0,750	4,596	4,038	3,542	3,109	2,738	2,429	2,183	2,000	1,878	1,820	1,824	1,890	2,019	2,210	2,464	
1,000	4,233	3,686	3,201	2,779	2,419	2,122	1,887	1,715	1,605	1,557	1,572	1,649	1,789	1,992	2,257	
1,250	3,867	3,331	2,857	2,446	2,097	1,811	1,587	1,426	1,327	1,290	1,317	1,405	1,556	1,770	2,046	
1,500	3,497	2,972	2,509	2,109	1,771	1,496	1,283	1,133	1,045	1,020	1,057	1,157	1,319	1,544	1,831	
1,750	3,123	2,609	2,157	1,768	1,442	1,178	0,976	0,837	0,760	0,746	0,794	0,905	1,078	1,314	1,612	

### Anexo I. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X1 = 1															
X2/X3	-1,750	-1,500	-1,250	-1,000	-0,750	-0,500	-0,250	0,000	0,250	0,500	0,750	1,000	1,250	1,500	1,750
-1,750	1,103	1,506	1,903	2,294	2,678	3,056	3,428	3,793	4,153	4,506	4,853	5,194	5,528	5,857	6,179
-1,500	0,943	1,334	1,719	2,098	2,470	2,836	3,196	3,550	3,897	4,238	4,574	4,902	5,225	5,541	5,852
-1,250	0,779	1,158	1,531	1,898	2,258	2,612	2,960	3,302	3,638	3,967	4,290	4,607	4,918	5,222	5,521
-1,000	0,612	0,979	1,340	1,694	2,043	2,385	2,721	3,051	3,375	3,692	4,003	4,308	4,607	4,900	5,186
-0,750	0,440	0,795	1,144	1,487	1,824	2,154	2,478	2,796	3,108	3,413	3,712	4,005	4,292	4,573	4,847
-0,500	0,265	0,608	0,945	1,276	1,600	1,919	2,231	2,537	2,837	3,130	3,418	3,699	3,974	4,243	4,505
-0,250	0,085	0,417	0,742	1,061	1,374	1,680	1,980	2,274	2,562	2,844	3,119	3,389	3,652	3,908	4,159
0,000	-0,097	0,222	0,535	0,842	1,143	1,437	1,726	2,008	2,284	2,554	2,817	3,074	3,325	3,570	3,809
0,250	-0,284	0,023	0,324	0,620	0,908	1,191	1,467	1,738	2,002	2,259	2,511	2,756	2,996	3,228	3,455
0,500	-0,475	-0,179	0,110	0,393	0,670	0,941	1,205	1,464	1,716	1,962	2,201	2,435	2,662	2,883	3,098
0,750	-0,669	-0,386	-0,108	0,163	0,428	0,687	0,939	1,186	1,426	1,660	1,887	2,109	2,324	2,533	2,736
1,000	-0,867	-0,596	-0,330	-0,071	0,182	0,429	0,670	0,904	1,132	1,354	1,570	1,780	1,983	2,180	2,371
1,250	-1,069	-0,810	-0,556	-0,309	-0,068	0,167	0,396	0,619	0,835	1,045	1,249	1,446	1,638	1,823	2,002
1,500	-1,275	-1,027	-0,786	-0,550	-0,321	-0,098	0,119	0,329	0,534	0,732	0,924	1,109	1,289	1,462	1,629
1,750	-1,485	-1,249	-1,019	-0,796	-0,578	-0,367	-0,163	0,036	0,229	0,415	0,595	0,769	0,936	1,098	1,253

## Anexo J. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X3 = -1															
X1/X2	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	991,67	993,12	994,39	995,49	996,41	997,16	997,72	998,12	998,34	998,38	998,24	997,93	997,45	996,79	995,95
-1,50	990,55	992,03	993,34	994,46	995,42	996,19	996,79	997,22	997,47	997,54	997,44	997,16	996,71	996,07	995,27
-1,25	989,45	990,96	992,30	993,46	994,44	995,25	995,88	996,34	996,62	996,72	996,65	996,40	995,98	995,38	994,60
-1,00	988,37	989,91	991,28	992,47	993,48	994,32	994,98	995,47	995,78	995,92	995,88	995,66	995,27	994,70	993,95
-0,75	987,30	988,87	990,27	991,49	992,54	993,41	994,10	994,62	994,96	995,13	995,12	994,93	994,57	994,03	993,32
-0,50	986,25	987,85	989,28	990,53	991,61	992,51	993,23	993,78	994,16	994,35	994,38	994,22	993,89	993,39	992,70
-0,25	985,21	986,84	988,30	989,59	990,70	991,63	992,38	992,96	993,37	993,60	993,65	993,53	993,23	992,75	992,10
0,00	984,19	985,85	987,35	988,66	989,80	990,76	991,55	992,16	992,60	992,86	992,94	992,85	992,58	992,14	991,52
0,25	983,18	984,88	986,40	987,75	988,92	989,91	990,73	991,38	991,84	992,13	992,25	992,19	991,95	991,54	990,95
0,50	982,20	983,92	985,48	986,85	988,06	989,08	989,93	990,61	991,10	991,43	991,57	991,54	991,34	990,95	990,40
0,75	981,22	982,98	984,57	985,98	987,21	988,27	989,15	989,85	990,38	990,73	990,91	990,91	990,74	990,39	989,86
1,00	980,27	982,06	983,67	985,11	986,38	987,46	988,38	989,11	989,67	990,06	990,27	990,30	990,15	989,84	989,34
1,25	979,33	981,15	982,80	984,27	985,56	986,68	987,62	988,39	988,98	989,40	989,64	989,70	989,59	989,30	988,84
1,50	978,40	980,26	981,93	983,44	984,76	985,91	986,89	987,68	988,31	988,75	989,02	989,12	989,04	988,78	988,35
1,75	977,50	979,38	981,09	982,62	983,98	985,16	986,17	986,99	987,65	988,13	988,43	988,55	988,50	988,28	987,88

### Anexo K. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X2 = -1															
X1/X3	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	985,98	987,76	989,37	990,81	992,06	993,15	994,05	994,78	995,34	995,72	995,92	995,94	995,80	995,47	994,97
-1,50	986,74	988,44	989,97	991,32	992,50	993,50	994,33	994,97	995,45	995,75	995,87	995,81	995,58	995,18	994,59
-1,25	987,51	989,13	990,58	991,85	992,95	993,87	994,61	995,18	995,57	995,79	995,83	995,69	995,38	994,89	994,23
-1,00	988,29	989,83	991,20	992,39	993,41	994,24	994,91	995,39	995,71	995,84	995,80	995,58	995,19	994,62	993,88
-0,75	989,09	990,55	991,83	992,94	993,88	994,63	995,21	995,62	995,85	995,91	995,78	995,49	995,01	994,36	993,54
-0,50	989,89	991,27	992,48	993,50	994,36	995,03	995,53	995,86	996,01	995,98	995,78	995,40	994,85	994,12	993,21
-0,25	990,71	992,01	993,13	994,08	994,85	995,45	995,86	996,11	996,18	996,07	995,79	995,33	994,69	993,88	992,89
0,00	991,54	992,75	993,80	994,66	995,35	995,87	996,21	996,37	996,36	996,17	995,80	995,26	994,55	993,65	992,59
0,25	992,38	993,51	994,47	995,26	995,87	996,30	996,56	996,64	996,55	996,28	995,83	995,21	994,41	993,44	992,29
0,50	993,23	994,28	995,16	995,87	996,40	996,75	996,93	996,93	996,75	996,40	995,87	995,17	994,29	993,24	992,01
0,75	994,09	995,06	995,86	996,49	996,93	997,21	997,30	997,22	996,97	996,53	995,93	995,14	994,18	993,05	991,73
1,00	994,96	995,86	996,58	997,12	997,48	997,67	997,69	997,53	997,19	996,68	995,99	995,12	994,08	992,87	991,47
1,25	995,85	996,66	997,30	997,76	998,05	998,15	998,09	997,85	997,43	996,83	996,06	995,12	994,00	992,70	991,22
1,50	996,75	997,48	998,03	998,41	998,62	998,65	998,50	998,18	997,68	997,00	996,15	995,12	993,92	992,54	990,99
1,75	997,65	998,31	998,78	999,08	999,20	999,15	998,92	998,52	997,94	997,18	996,25	995,14	993,86	992,40	990,76

## Anexo L. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X1 = -1															
X2/X3	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	997,21	996,09	994,97	993,88	992,80	991,73	990,69	989,66	988,64	987,64	986,66	985,69	984,74	983,80	982,89
-1,50	997,63	996,53	995,46	994,39	993,35	992,32	991,31	990,31	989,33	988,37	987,42	986,49	985,57	984,67	983,78
-1,25	998,05	996,99	995,95	994,92	993,91	992,92	991,94	990,98	990,03	989,10	988,19	987,29	986,41	985,55	984,70
-1,00	998,48	997,46	996,45	995,46	994,49	993,53	992,58	991,66	990,75	989,85	988,97	988,11	987,26	986,43	985,62
-0,75	998,93	997,94	996,97	996,01	995,07	994,15	993,24	992,35	991,47	990,61	989,77	988,94	988,13	987,33	986,55
-0,50	999,39	998,44	997,50	996,58	995,67	994,78	993,91	993,05	992,21	991,38	990,57	989,78	989,00	988,24	987,50
-0,25	999,86	998,94	998,04	997,15	996,28	995,42	994,58	993,76	992,96	992,17	991,39	990,63	989,89	989,16	988,45
0,00	1000,34	999,46	998,59	997,73	996,90	996,08	995,27	994,49	993,71	992,96	992,22	991,50	990,79	990,10	989,42
0,25	1000,83	999,98	999,15	998,33	997,53	996,74	995,98	995,22	994,49	993,76	993,06	992,37	991,70	991,04	990,40
0,50	1001,34	1000,52	999,72	998,94	998,17	997,42	996,69	995,97	995,27	994,58	993,91	993,26	992,62	992,00	991,39
0,75	1001,85	1001,07	1000,31	999,56	998,83	998,11	997,41	996,73	996,06	995,41	994,77	994,16	993,55	992,97	992,40
1,00	1002,38	1001,63	1000,90	1000,19	999,49	998,81	998,15	997,50	996,87	996,25	995,65	995,07	994,50	993,95	993,41
1,25	1002,91	1002,20	1001,51	1000,83	1000,17	999,52	998,89	998,28	997,68	997,10	996,54	995,99	995,45	994,94	994,43
1,50	1003,46	1002,79	1002,13	1001,49	1000,86	1000,25	999,65	999,07	998,51	997,96	997,43	996,92	996,42	995,94	995,47
1,75	1004,02	1003,38	1002,76	1002,15	1001,56	1000,98	1000,42	999,88	999,35	998,84	998,34	997,86	997,40	996,95	996,52

### Anexo M. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X3 = 0															
X1/X2	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	994,90	995,95	996,83	997,53	998,05	998,40	998,57	998,57	998,39	998,03	997,50	996,80	995,91	994,86	993,62
-1,50	993,85	994,95	995,89	996,64	997,22	997,62	997,85	997,91	997,78	997,48	997,01	996,36	995,53	994,53	993,35
-1,25	992,81	993,97	994,96	995,77	996,41	996,87	997,15	997,26	997,19	996,95	996,53	995,93	995,16	994,21	993,09
-1,00	991,79	993,01	994,05	994,92	995,61	996,13	996,46	996,63	996,61	996,43	996,06	995,52	994,80	993,91	992,84
-0,75	990,79	992,07	993,16	994,08	994,83	995,40	995,79	996,01	996,05	995,92	995,61	995,13	994,47	993,63	992,62
-0,50	989,81	991,13	992,29	993,26	994,07	994,69	995,14	995,41	995,51	995,43	995,18	994,75	994,14	993,36	992,40
-0,25	988,84	990,22	991,43	992,46	993,32	994,00	994,50	994,83	994,98	994,96	994,76	994,39	993,84	993,11	992,21
0,00	987,88	989,32	990,59	991,67	992,58	993,32	993,88	994,26	994,47	994,51	994,36	994,04	993,55	992,88	992,03
0,25	986,94	988,44	989,76	990,90	991,87	992,66	993,27	993,71	993,98	994,07	993,98	993,71	993,27	992,66	991,87
0,50	986,02	987,57	988,95	990,15	991,17	992,01	992,69	993,18	993,50	993,64	993,61	993,40	993,02	992,46	991,72
0,75	985,12	986,72	988,15	989,41	990,48	991,39	992,11	992,66	993,04	993,23	993,26	993,10	992,77	992,27	991,59
1,00	984,23	985,89	987,37	988,68	989,82	990,77	991,55	992,16	992,59	992,84	992,92	992,82	992,55	992,10	991,47
1,25	983,35	985,07	986,61	987,98	989,16	990,18	991,01	991,67	992,16	992,47	992,60	992,56	992,34	991,95	991,38
1,50	982,50	984,27	985,86	987,28	988,53	989,60	990,49	991,20	991,74	992,11	992,30	992,31	992,15	991,81	991,29
1,75	981,66	983,48	985,13	986,61	987,91	989,03	989,98	990,75	991,35	991,77	992,01	992,08	991,97	991,69	991,23

**Anexo N. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X2 = 0															
X1/X3	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	981,86	983,69	985,36	986,84	988,15	989,28	990,24	991,02	991,63	992,06	992,32	992,39	992,30	992,02	991,57
-1,50	982,68	984,46	986,07	987,50	988,75	989,83	990,73	991,45	992,00	992,38	992,57	992,60	992,44	992,11	991,61
-1,25	983,52	985,25	986,79	988,16	989,36	990,38	991,22	991,89	992,39	992,70	992,84	992,81	992,60	992,21	991,65
-1,00	984,37	986,04	987,53	988,84	989,98	990,95	991,73	992,34	992,78	993,04	993,12	993,03	992,76	992,32	991,70
-0,75	985,23	986,84	988,28	989,53	990,62	991,52	992,25	992,81	993,19	993,39	993,42	993,27	992,94	992,44	991,77
-0,50	986,10	987,66	989,03	990,24	991,26	992,11	992,78	993,28	993,60	993,75	993,72	993,51	993,13	992,58	991,84
-0,25	986,99	988,48	989,80	990,95	991,92	992,71	993,33	993,77	994,03	994,12	994,04	993,77	993,33	992,72	991,93
0,00	987,88	989,32	990,59	991,67	992,58	993,32	993,88	994,26	994,47	994,51	994,36	994,04	993,55	992,88	992,03
0,25	988,79	990,17	991,38	992,41	993,26	993,94	994,45	994,77	994,92	994,90	994,70	994,32	993,77	993,04	992,14
0,50	989,71	991,03	992,18	993,16	993,95	994,58	995,02	995,29	995,39	995,31	995,05	994,62	994,01	993,22	992,26
0,75	990,64	991,90	993,00	993,91	994,66	995,22	995,61	995,82	995,86	995,72	995,41	994,92	994,26	993,41	992,40
1,00	991,58	992,79	993,82	994,68	995,37	995,88	996,21	996,37	996,35	996,15	995,78	995,24	994,51	993,62	992,54
1,25	992,53	993,68	994,66	995,47	996,09	996,55	996,82	996,92	996,85	996,59	996,17	995,56	994,78	993,83	992,70
1,50	993,49	994,59	995,51	996,26	996,83	997,22	997,44	997,49	997,35	997,05	996,56	995,90	995,07	994,05	992,87
1,75	994,47	995,51	996,37	997,06	997,58	997,92	998,08	998,06	997,87	997,51	996,97	996,25	995,36	994,29	993,04

### Anexo O. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.

X1 = 0															
X2/X3	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	997,21	996,09	994,97	993,88	992,80	991,73	990,69	989,66	988,64	987,64	986,66	985,69	984,74	983,80	982,89
-1,50	997,63	996,53	995,46	994,39	993,35	992,32	991,31	990,31	989,33	988,37	987,42	986,49	985,57	984,67	983,78
-1,25	998,05	996,99	995,95	994,92	993,91	992,92	991,94	990,98	990,03	989,10	988,19	987,29	986,41	985,55	984,70
-1,00	998,48	997,46	996,45	995,46	994,49	993,53	992,58	991,66	990,75	989,85	988,97	988,11	987,26	986,43	985,62
-0,75	998,93	997,94	996,97	996,01	995,07	994,15	993,24	992,35	991,47	990,61	989,77	988,94	988,13	987,33	986,55
-0,50	999,39	998,44	997,50	996,58	995,67	994,78	993,91	993,05	992,21	991,38	990,57	989,78	989,00	988,24	987,50
-0,25	999,86	998,94	998,04	997,15	996,28	995,42	994,58	993,76	992,96	992,17	991,39	990,63	989,89	989,16	988,45
0,00	1000,34	999,46	998,59	997,73	996,90	996,08	995,27	994,49	993,71	992,96	992,22	991,50	990,79	990,10	989,42
0,25	1000,83	999,98	999,15	998,33	997,53	996,74	995,98	995,22	994,49	993,76	993,06	992,37	991,70	991,04	990,40
0,50	1001,34	1000,52	999,72	998,94	998,17	997,42	996,69	995,97	995,27	994,58	993,91	993,26	992,62	992,00	991,39
0,75	1001,85	1001,07	1000,31	999,56	998,83	998,11	997,41	996,73	996,06	995,41	994,77	994,16	993,55	992,97	992,40
1,00	1002,38	1001,63	1000,90	1000,19	999,49	998,81	998,15	997,50	996,87	996,25	995,65	995,07	994,50	993,95	993,41
1,25	1002,91	1002,20	1001,51	1000,83	1000,17	999,52	998,89	998,28	997,68	997,10	996,54	995,99	995,45	994,94	994,43
1,50	1003,46	1002,79	1002,13	1001,49	1000,86	1000,25	999,65	999,07	998,51	997,96	997,43	996,92	996,42	995,94	995,47
1,75	1004,02	1003,38	1002,76	1002,15	1001,56	1000,98	1000,42	999,88	999,35	998,84	998,34	997,86	997,40	996,95	996,52

**Anexo P. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X3 = 1															
X1/X2	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	998,12	998,78	999,26	999,56	999,69	999,64	999,42	999,02	998,44	997,69	996,76	995,66	994,38	992,92	991,29
-1,50	997,14	997,88	998,43	998,82	999,02	999,06	998,91	998,59	998,09	997,42	996,57	995,55	994,35	992,98	991,42
-1,25	996,17	996,99	997,63	998,09	998,38	998,49	998,42	998,18	997,76	997,17	996,40	995,46	994,34	993,04	991,57
-1,00	995,22	996,12	996,83	997,38	997,74	997,93	997,95	997,79	997,45	996,94	996,25	995,38	994,34	993,12	991,73
-0,75	994,29	995,26	996,06	996,68	997,12	997,39	997,49	997,41	997,15	996,72	996,11	995,32	994,36	993,22	991,91
-0,50	993,37	994,42	995,30	996,00	996,52	996,87	997,05	997,04	996,87	996,51	995,98	995,28	994,40	993,34	992,10
-0,25	992,46	993,60	994,55	995,33	995,94	996,37	996,62	996,70	996,60	996,32	995,87	995,25	994,45	993,47	992,31
0,00	991,58	992,79	993,82	994,68	995,37	995,88	996,21	996,37	996,35	996,15	995,78	995,24	994,51	993,62	992,54
0,25	990,70	992,00	993,11	994,05	994,82	995,40	995,82	996,05	996,11	996,00	995,71	995,24	994,60	993,78	992,78
0,50	989,85	991,22	992,42	993,44	994,28	994,95	995,44	995,75	995,90	995,86	995,65	995,26	994,70	993,96	993,04
0,75	989,01	990,46	991,74	992,84	993,76	994,51	995,08	995,47	995,69	995,74	995,60	995,30	994,81	994,15	993,32
1,00	988,19	989,72	991,07	992,25	993,25	994,08	994,73	995,21	995,51	995,63	995,58	995,35	994,94	994,36	993,61
1,25	987,38	988,99	990,43	991,68	992,77	993,67	994,40	994,96	995,34	995,54	995,57	995,42	995,09	994,59	993,92
1,50	986,59	988,28	989,79	991,13	992,29	993,28	994,09	994,72	995,18	995,46	995,57	995,50	995,26	994,84	994,24
1,75	985,82	987,59	989,18	990,60	991,84	992,90	993,79	994,51	995,04	995,41	995,59	995,60	995,44	995,09	994,58

**Anexo Q. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X2 = 1															
X1/X3	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	977,74	979,63	981,34	982,88	984,24	985,42	986,43	987,27	987,92	988,41	988,71	988,84	988,80	988,58	988,18
-1,50	978,63	980,49	982,17	983,67	985,00	986,15	987,13	987,93	988,56	989,01	989,28	989,38	989,30	989,05	988,62
-1,25	979,53	981,36	983,01	984,48	985,77	986,89	987,84	988,61	989,20	989,62	989,86	989,92	989,81	989,53	989,06
-1,00	980,45	982,24	983,86	985,30	986,56	987,65	988,56	989,30	989,86	990,24	990,45	990,48	990,34	990,02	989,52
-0,75	981,38	983,14	984,72	986,13	987,36	988,41	989,29	989,99	990,52	990,87	991,05	991,05	990,87	990,52	989,99
-0,50	982,32	984,04	985,59	986,97	988,16	989,19	990,03	990,70	991,20	991,52	991,66	991,63	991,42	991,04	990,48
-0,25	983,27	984,96	986,48	987,82	988,98	989,97	990,79	991,43	991,89	992,18	992,29	992,22	991,98	991,56	990,97
0,00	984,23	985,89	987,37	988,68	989,82	990,77	991,55	992,16	992,59	992,84	992,92	992,82	992,55	992,10	991,47
0,25	985,20	986,83	988,28	989,56	990,66	991,58	992,33	992,90	993,30	993,52	993,57	993,44	993,13	992,65	991,99
0,50	986,19	987,78	989,20	990,44	991,51	992,40	993,12	993,66	994,02	994,21	994,23	994,06	993,72	993,21	992,52
0,75	987,18	988,74	990,13	991,34	992,38	993,24	993,92	994,43	994,76	994,92	994,90	994,70	994,33	993,78	993,06
1,00	988,19	989,72	991,07	992,25	993,25	994,08	994,73	995,21	995,51	995,63	995,58	995,35	994,94	994,36	993,61
1,25	989,21	990,70	992,03	993,17	994,14	994,94	995,55	996,00	996,26	996,35	996,27	996,01	995,57	994,96	994,17
1,50	990,24	991,70	992,99	994,10	995,04	995,80	996,39	996,80	997,03	997,09	996,97	996,68	996,21	995,56	994,74
1,75	991,28	992,71	993,97	995,05	995,95	996,68	997,23	997,61	997,81	997,84	997,69	997,36	996,86	996,18	995,33

**Anexo R. Evaluación de influencia de parámetros en el proceso de regeneración.**

X1 = 1															
X2/X3	-1,75	-1,50	-1,25	-1,00	-0,75	-0,50	-0,25	0,00	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75
-1,75	997,21	996,09	994,97	993,88	992,80	991,73	990,69	989,66	988,64	987,64	986,66	985,69	984,74	983,80	982,89
-1,50	997,63	996,53	995,46	994,39	993,35	992,32	991,31	990,31	989,33	988,37	987,42	986,49	985,57	984,67	983,78
-1,25	998,05	996,99	995,95	994,92	993,91	992,92	991,94	990,98	990,03	989,10	988,19	987,29	986,41	985,55	984,70
-1,00	998,48	997,46	996,45	995,46	994,49	993,53	992,58	991,66	990,75	989,85	988,97	988,11	987,26	986,43	985,62
-0,75	998,93	997,94	996,97	996,01	995,07	994,15	993,24	992,35	991,47	990,61	989,77	988,94	988,13	987,33	986,55
-0,50	999,39	998,44	997,50	996,58	995,67	994,78	993,91	993,05	992,21	991,38	990,57	989,78	989,00	988,24	987,50
-0,25	999,86	998,94	998,04	997,15	996,28	995,42	994,58	993,76	992,96	992,17	991,39	990,63	989,89	989,16	988,45
0,00	1000,34	999,46	998,59	997,73	996,90	996,08	995,27	994,49	993,71	992,96	992,22	991,50	990,79	990,10	989,42
0,25	1000,83	999,98	999,15	998,33	997,53	996,74	995,98	995,22	994,49	993,76	993,06	992,37	991,70	991,04	990,40
0,50	1001,34	1000,52	999,72	998,94	998,17	997,42	996,69	995,97	995,27	994,58	993,91	993,26	992,62	992,00	991,39
0,75	1001,85	1001,07	1000,31	999,56	998,83	998,11	997,41	996,73	996,06	995,41	994,77	994,16	993,55	992,97	992,40
1,00	1002,38	1001,63	1000,90	1000,19	999,49	998,81	998,15	997,50	996,87	996,25	995,65	995,07	994,50	993,95	993,41
1,25	1002,91	1002,20	1001,51	1000,83	1000,17	999,52	998,89	998,28	997,68	997,10	996,54	995,99	995,45	994,94	994,43
1,50	1003,46	1002,79	1002,13	1001,49	1000,86	1000,25	999,65	999,07	998,51	997,96	997,43	996,92	996,42	995,94	995,47
1,75	1004,02	1003,38	1002,76	1002,15	1001,56	1000,98	1000,42	999,88	999,35	998,84	998,34	997,86	997,40	996,95	996,52