

**Análisis de la causa raíz en el aumento del consumo de glicol en el proceso de deshidratación de gas en una planta del Piedemonte Llanero**

**Fabián Andrés Díaz Martín**

**Trabajo de grado para optar por el título de  
Magister en Ingeniería de Petróleos y Gas**

**Director**

**Nicolas Santos Santos**

**M.Sc Ingeniero de petróleos**

**Universidad Industrial de Santander  
Facultad de Ingenierías Físicoquímicas  
Escuela de Ingeniería de Petróleos  
Maestría en Ingeniería de Petróleos y Gas  
Bucaramanga**

**2020**

## **DEDICATORIA**

A Dios por darme la vida, salud y protección para seguir mi camino.

A mi hija, por ser el motor de mis esfuerzos para salir adelante (*Solo tú tienes la dicha de compensar todo con una sonrisa, Te Amo*). A mi esposa por su perseverancia y organización para cumplir esta meta profesional.

A mi madre, por sus oraciones sin importar dónde estemos. A mi padre, por los valores enseñados. A mi hermana, por sus consejos a pesar de las diferencias. A mi hermano, para demostrarle que se puede lograr lo que se quiere (*Con esfuerzo*).

*FADM*

## **AGRADECIMIENTOS**

Al ingeniero Príncipe Álvaro Suárez (Coordinador de producción Cupiagua Gerencia Piedemonte Ecopetrol) por todo el respaldo y gestión para el desarrollo de mi investigación en los procesos que se llevan a cabo en la planta de Cupiagua; Mil gracias.

A Applus Norcontrol por el apoyo en los permisos laborales para poder asistir a cada una de las clases sin problema.

A la Universidad Industrial de Santander, por la metodología en el desarrollo de la maestría. A cada uno de los docentes que participaron en este crecimiento profesional, por sus formaciones académicas y excelentes hojas de vida.

## Contenido

	<b>Pág.</b>
Introducción .....	13
1. Deshidratación del gas/ Descripción del proceso .....	16
1.1 Detalle del proceso de deshidratación de gas.....	21
1.1.1 Enfriador de gas, HE-X201.....	21
1.1.2 Separador de gas, V-X201.....	21
1.1.3 Torre contactora, V-X202.....	23
1.2 Identificación y comparación de las variables de proceso de deshidratación de gas.....	24
1.3 Características del Glicol.....	26
2. Regeneración de Glicol.....	28
2.1 Detalle del proceso de regeneración de glicol .....	30
2.1.2 Filtro de cartucho, F-X301.....	31
2.1.3 Desgasificador de glicol, V-X301.....	31
2.1.4 Filtros de carbón activado y cartucho, F-X302 y F-X303.....	33
2.1.5 Columna de destilación, CT-X301 y Rehervidor de glicol, FH-X301.....	34
2.1.6 Vasija de balance, V-X302 y torre despojadora, CT-X302.....	36
2.1.7 Intercambiadores de calor, HE-X301/HE-X302; Vasija recuperadora, VX305; Bombas, P-301A/B y Enfriador de glicol, HE-X305.....	36
2.2 Identificación y comparación de las variables de proceso.....	36
2.3 Ventajas y desventajas - regeneración de glicol .....	38
3. Variables del proceso.....	39
3.1 Condiciones de operación – Deshidratación de gas.....	39
3.1.1 Temperatura y presión del gas de entrada a la torre contactora.....	39
3.1.2 Flujo del gas de entrada a la torre contactora.....	42
3.1.3 Temperatura de TEG pobre, entrada a la torre contactora.....	43
3.2 Condiciones de operación – regeneración de TEG.....	43
3.2.1 Temperatura del rehervidor.....	45
3.2.2 Flujo de circulación de glicol.....	46
3.2.3 Temperatura de la columna de destilación y rehervidor.....	47
3.3 Stripping gas.....	50
3.4 Tipos de pérdidas de TEG en el proceso .....	52
4. Análisis de riesgo en el proceso.....	53
4.1 Métodos de análisis de riesgo.....	53
4.1.1 Hazard and operability study – HAZOP.....	55

5. Metodología para el proceso .....	60
5.1 Consumos y costo asociado .....	60
5.2 Revisión de las condiciones de operación.....	67
5.2.1 Capacidad de la planta estudio por diseño .....	67
5.2.2 Condiciones operativas de la planta estudio. ....	67
5.2.3 Composición del gas de entrada a la torre contactora.....	68
5.2.4 Determinación del contenido de agua en el gas húmedo .....	69
5.2.5 Ajuste de apertura válvulas de flujo para la circulación de glicol. ....	72
5.2.6 Tasa de circulación de TEG.....	74
5.2.7 Temperatura en el rehervidor.....	79
5.2.8 Stripping Gas .....	80
6. Análisis de resultados .....	83
6.1 Torre contactora / V-X202.....	83
6.2 Torre de destilación / CT-X301 .....	88
6.3 Separador de glicol / V-X301 .....	90
6.4 Seguimiento y control de pH .....	92
6.5 Relaciones de pérdidas de TEG en la operación.....	93
7. Conclusiones .....	95
8. Recomendaciones .....	97
9. Referencias Bibliográficas .....	100

## FIGURAS

Figura 1 Diagrama general de proceso – Planta estudio .....	18
Figura 2 Diagrama de proceso de deshidratación de gas - Planta estudio .....	19
Figura 3 Diagrama de proceso de regeneración de glicol - Planta estudio .....	28
Figura 4 Remoción de contaminantes TEG rico (% másico) V-X301.....	32
Figura 5 TEG rico entrada CT-X301 .....	34
Figura 6 Vapores destilados CT-X301.....	35
Figura 7 Efecto de la temperatura en la corriente de gas húmedo. ....	41
Figura 8 Efecto de la presión en la corriente de gas húmedo.....	42
Figura 9 Efecto de la presión en el rehervidor / FH-X301 .....	45
Figura 10 Efecto de la temperatura Vs pérdidas de glicol .....	48
Figura 11 Diagrama de diseño stripping gas - Planta estudio.....	51
Figura 12 Secuencia de un estudio HAZOP. ....	55
Figura 13. Secuencia árbol de fallas. ....	57
Figura 14 Histórico consumo de TEG / Promedio anual. ....	64
Figura 15 Pérdidas de TEG / Promedio anual.....	65
Figura 16 Comportamiento de los gastos adicionales / Promedio anual.....	66
Figura 17 Determinación del contenido de agua – Monograma McKetta .....	70
Figura 18 Determinación del contenido de agua – HYSYS. ....	71
Figura 19 Apertura válvula de flujo – Circulación de glicol / HYSYS. ....	72
Figura 20 Flujo de TEG en función de la apertura de la válvula de flujo FV-X261.....	73
Figura 21 Pureza TEG / Tasa de circulación TEG.....	74
Figura 22 Cálculo del contenido de agua removida - Planta estudio. ....	75
Figura 23 Cálculo del flujo de circulación mínimo de TEG - Planta estudio. ....	76
Figura 24 Tasa de circulación de TEG planta estudio. ....	77
Figura 25 Pureza de TEG Vs presión y temperatura de regeneración .....	79
Figura 26 P&ID stripping gas planta estudio.....	80
Figura 27 Diagrama del proceso - Stripping gas planta estudio .....	81
Figura 28 Stripping gas Vs pureza TEG .....	82
Figura 29 Temperatura gas húmedo – Análisis retrospectivo.....	83
Figura 30 Simulación torre contactora a condiciones operativas planta estudio .....	84
Figura 31 Temperatura TEG pobre – Análisis retrospectivo .....	85
Figura 32 Contenido de humedad gas deshidratado – Análisis retrospectivo.....	86
Figura 33 Temperatura columna de destilación – Análisis retrospectivo .....	88
Figura 34 Pérdidas de TEG Columna de destilación .....	89
Figura 35 Vapores columna de destilación / Regeneración .....	90
Figura 36 Vapores, separador de glicol / Regeneración .....	91
Figura 37 Histórico pH planta estudio / Regeneración .....	92

**TABLAS**

Tabla 1	Datos operacionales de TEG.....	17
Tabla 2	Condiciones de entrada y salida separador de gas.....	22
Tabla 3	Efectos de la temperatura en el proceso de deshidratación de gas.....	24
Tabla 4	Variables de proceso – Deshidratación de gas.....	25
Tabla 5	Datos operacionales del TEG.....	27
Tabla 6	Condiciones de entrada TEG rico a desgasificadora V-X301.....	33
Tabla 7	Variables de proceso – Regeneración de glicol.....	37
Tabla 8	Ventajas y desventajas regeneración de glicol.....	38
Tabla 9	Variables operativas del proceso de deshidratación de gas planta estudio.....	40
Tabla 10	Variables operativas del proceso de regeneración de TEG planta estudio.....	44
Tabla 11	Condiciones operacionales de entrada (CT-X301) y salida (CT-X302).....	49
Tabla 12	Pérdidas de TEG en el proceso.....	52
Tabla 13	Consolidado retrospectivo consumo TEG planta estudio.....	61
Tabla 14	Relación óptima y aceptable en pérdidas de TEG aplicada a la planta estudio.....	62
Tabla 15	Relación otra planta (misma gerencia) en pérdidas de glicol aplicada a la planta estudio.....	63
Tabla 16	Composición del gas planta estudio.....	68
Tabla 17	Pérdidas Vs tasa de circulación de TEG – Planta estudio.....	78

## ANEXOS

ANEXO A Simulación del proceso de deshidratación de gas – hysys.....	103
ANEXO B Simulación del proceso de regeneración de teg – hysys .....	104
ANEXO C Simulación del proceso general de la planta estudio – hysys .....	105
ANEXO D Simulación del proceso general de la planta estudio con stripping gas – hysys.....	106
ANEXO E Simulación del proceso general de la planta estudio / make up glycol – hysys.....	107

## Glosario

**Absorbedor:** Es un sistema (Torre o columna contactora) que facilita el contacto del gas de proceso con un solvente líquido, por lo general un glicol por sus propiedades

**Absorción:** Método de deshidratación de gas más usado en la industria. Proceso en el que partículas en estado gaseoso (Vapor de agua) puede ser transferidas a partículas en estado líquido (Glicol) facilitando su separación

**Arrastre de líquido en gas:** Fenómeno o desviación que ocurre cuando un gas conduce pequeñas gotas del líquido debido a una excesiva velocidad o a la formación de espumas de acuerdo con las variables del proceso.

**Contenido de agua:** Cantidad de agua (Saturada) presente en el gas. Depende de las condiciones de presión, temperatura y composición del gas.

**Cromatografía:** Método de análisis para conocer la composición del gas. Por medio de la adsorción y desorción se separan cada uno de los componentes.

**Depresión de punto de rocío:** Es la diferencia que existe entre la temperatura del punto de rocío del gas húmedo con la temperatura del punto de rocío del gas deshidratado. Define el contenido de vapor de agua que fue removido en el proceso.

**Destilación:** Proceso de separación mediante calentamiento. Depende del punto de ebullición de cada componente. Una vez se liberan los vapores, estos se enfrían para recuperar parte del vapor.

**Efecto Joule Thompson:** Efecto en el cual un gas se expande (Entalpía constante) de una presión más alta a una presión más baja, provocando cambios en la temperatura del gas y por consecuente enfriamiento del gas, liberando condensados.

**Gas asociado:** Gas que contiene cantidades de petróleo crudo y necesita de una separación del crudo antes del tratamiento del gas, llamado gas húmedo.

**Gas de despojo:** (Stripping gas) Es un proceso alternativo para alcanzar la máxima pureza del glicol en la etapa de regeneración, obteniendo la máxima depresión del punto de rocío y una mayor deshidratación. Una vez removida la mayor cantidad de agua por destilación, el gas caliente tendrá mayor contacto con el glicol pobre para mejorar su pureza.

**Gas dulce:** Gas que contiene cantidades mínimas de sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ).

**Gas libre:** Gas que no contiene hidrocarburos pesados, llamado como gas no asociado o gas seco.

**Gas natural:** Gas que contiene mezcla de hidrocarburos parafínicos volátiles, formado en mayor proporción por metano (80 @ 90%) y no hidrocarburos como el dióxido de carbono ( $CO_2$ ), sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ), vapor de agua, etc.

**Gas rico:** Gas que contiene cantidades apreciables de hidrocarburos recuperables como líquidos condensables ( $C_3^+ > 3$ ) / 1000 SCF.

**Gas saturado:** Gas en la que su composición tiene la máxima cantidad de vapor de agua a condiciones operativas.

**Punto de burbuja:** Es la temperatura que a presión constante se forma el primer vapor estable por encima de un líquido.

**Punto de rocío:** Es la temperatura a la cual el vapor empieza a condensar de la mezcla gaseosa, a una presión determinada. Temperatura a la cual el gas natural se satura con vapor de agua a una presión.

**Stripping gas:** (gas de despojo) Método más usado en la industria para mejorar la pureza del glicol regenerado. Es posible obtener concentraciones de glicol mayor al 98,5% implementándolo en el proceso de regeneración.

**Temperatura de ebullición:** Es la temperatura en la que un líquido y un vapor igualan su presión.

## Resumen

**Título:** Análisis de la causa raíz en el aumento del consumo de glicol en el proceso de deshidratación de gas en una planta del piedemonte llanero\*.

**Autor:** Fabián Andrés Díaz Martín\*\*

**Palabras clave:** Deshidratación, absorción, TEG, regeneración, causa raíz, HAZOP.

**Descripción:** El gas natural es una fuente de energía de gran impacto en la economía del país, por tal razón para lograr su comercialización se debe realizar diversos tratamientos que permitan retirar contaminantes y lograr especificaciones de ventas. El alcance que tiene esta investigación es el proceso de deshidratación del gas en dos etapas: Absorción y Regeneración; para determinar la causa raíz del aumento en el consumo de glicol en una planta del Piedemonte Llanero. Con la información de diseño y los resultados obtenidos de un simulador se analizaron variables de proceso para conocer sus efectos. Existen algunas condiciones operativas por fuera del rango recomendado; causando pérdidas de TEG. Actualmente el sistema no cuenta con un medidor de flujo en la circulación de TEG, se realiza de forma empírica. Por otro lado, la planta por diseño cuenta con la facilidad de stripping gas, pero no está en funcionamiento, de esta manera es complejo lograr purzas de glicol mayor al 98,5% y se requeriría de un mayor consumo para mejorarla. Los resultados obtenidos fueron la base de un análisis de riesgo (HAZOP) que ayudará a detectar otras desviaciones y mitigar el consumo de glicol, ayudando en la estabilización y eficacia del proceso.

---

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Maestría ingeniería de petróleo y gas. Director: Nicolás Santos Santos.

## Abstract

**Title:** Analysis of the root cause in the increase of the consumption of glycol in the gas dehydration process in a plant in the Piedemonte Llanero.\*

**Author:** Fabián Andrés Díaz Martín\*\*

**Keywords:** Dehydration, absorption, TEG, regeneration, root cause, HAZOP

**Description:** Natural gas is a source of energy with a great impact on the country's economy, for this reason, to achieve its commercialization, various treatments must be carried out to remove pollutants and achieve sales specifications. The scope of this research is the gas dehydration process in two stages: Absorption and Regeneration; to determine the root cause of the increase in glycol consumption in a plant in the Piedemonte Llanero. With the design information and the results obtained from a simulator, process variables were analyzed to determine their effects. There are some operating conditions outside the recommended range; causing TEG losses. Currently the system does not have a flow meter in the circulation of TEG, it is done empirically. On the other hand, the plant by design has the facility of gas stripping, but it is not in operation, in this way it is complex to achieve glycol purities greater than 98.5% and it would require greater consumption to improve it. The results obtained were the basis of a risk analysis (HAZOP) that will help detect other deviations and mitigate glycol consumption, helping in the stabilization and efficiency of the process.

---

\* Bachelor Thesis

\*\* Physicochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School. Oil and gas Engineering Magister. Director: Nicolás Santos.

## Introducción

La composición del gas natural que sale de los pozos puede variar de acuerdo con el tipo de yacimiento en el que se localice, su profundidad, ubicación y condiciones geológicas del lugar planteado por Busby (1999). Sin embargo, para que el gas se pueda usar a nivel comercial o industrial, tiene que ser sometido a un tratamiento previo de acondicionamiento.

El gas natural contiene impurezas como agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono, mercaptanos y oxígeno, siendo el agua un contaminante que además de disminuir valor agregado al gas natural acarrea serios problemas operacionales en áreas como distribución, transporte del gas y equipos usados en el procesamiento del gas. Siendo el principal problema la formación de hidratos que impiden una normal circulación del gas a través de tuberías usadas para su transporte según ObaniJesu (2009).

En nuestro país se rige por la normativa legal vigente en Colombia (RUT), resolución CREG-071/1999 y modificado mediante la resolución 126/2013 igualmente emitida por la Comisión de Regulación de Energía y Gas de Colombia CREG es necesario someter el gas a un proceso de deshidratación para remover el contenido de agua presente hasta al menos 6 lb H<sub>2</sub>O / MMSCF y asegurar contenidos máximos de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S de 2% y 6mg/m<sup>3</sup> respectivamente.

El campo petrolero de gas natural y crudo de la planta estudio se encuentra ubicado en el departamento de Casanare, en el Piedemonte llanero. Estos campos son ricos en yacimientos de gas natural, lo que hace que la extracción de crudo se produzca mediante flujo natural, apoyado mediante la reinyección de gas con la finalidad de mantener la presión en yacimiento y así evitar una disminución en la tasa de producción (Castro, 2015).

El gas que produce estos yacimientos es un gas rico y saturado con vapor de agua que sale de las formaciones Mirador, Barco y Guadalupe a una profundidad promedio de 13000 ft.

La planta de tratamiento recibe todo el fluido que llega por medio de líneas troncales a un slug catcher, con una presión entre 550 @ 600 psi y a temperaturas del orden de los 100 @ 115 °F y el gas que procesa tiene una humedad alrededor de las 70 lb/MMSCF. Del total de gas producido por el campo, una cantidad va para el sistema de reinyección al yacimiento con el fin de mantener la presión de los pozos, otra cantidad es utilizado como fuente de energía para los equipos del proceso y finalmente 210 MMSCFD se utiliza para gas ventas siendo esta la cantidad más representativa. Teniendo en cuenta el objeto de este trabajo, en este estudio se profundiza sobre el proceso de deshidratación del gas natural.

El sistema de deshidratación de gas en la planta estudio ha tenido modificaciones en las variables de diseño, sin embargo; el tratamiento se ha ajustado a las condiciones actuales de operación, pero se han tenido algunos parámetros por fuera de lo recomendado como es la cantidad de glicol vs la cantidad de agua removida. El gas húmedo antes de ingresar a la torre contactora, entra a un enfriador de aire para bajar su temperatura y luego pasa a un separador de gas de proceso, con el fin de retirar contaminantes presentes ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y partículas), reducir el punto de rocío e incrementar el recobro de condensado y asegurar un gas limpio (libre de partículas). El retiro de estos contaminantes se vuelve obligatorio en el proceso de tratamiento del gas porque la presencia de vapor de agua en la corriente de gas natural puede causar la formación de hidratos en las tuberías de transporte que conduce a la corrosión de la tubería presentado en Carroll, (2014).

Así mismo, la presencia de vapor de agua reduce aún más la eficiencia de la combustión del gas natural y puede inducir el bloqueo de los equipos e instrumentos de proceso, particularmente

cuando el gas natural tiene un alto contenido de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S (Gong et al., 2010). El proceso de absorción con TEG es una tecnología ampliamente utilizada para la deshidratación del gas natural (Piemonte., 2012).

El proceso de absorción convencional que usa TEG tiene una limitación y es la pureza máxima que se puede lograr con el TEG regenerado que se encuentra en un 98.8 wt% según Neagu y Cursaru, (2017). Esta limitación reduce la eficiencia del proceso de absorción; resultando en una cantidad considerable de contenido de agua sobrante en el gas del producto supuestamente seco (Rahimpour., 2013). Existen procesos alternativos para lograr una eliminación de agua más completa y así mismo mejorar la pureza del TEG; tales como: Stripping gas, columna Stahl, Coldfinger y las tecnologías de separación supersónica (Kong., 2018).

La deshidratación del gas se realiza por medio de unas torres (empaquetadas) que ponen en contacto el gas húmedo con glicol concentrado en contracorriente, dicho glicol saturado (Glicol rico) se envía a un sistema de regeneración (Evaporación) y luego se recircula en la torre contactora.

Para el análisis causa raíz del aumento del consumo de glicol en el proceso de deshidratación de gas y regeneración de TEG se desarrolla una simulación en HYSYS del sistema. Este programa tiene la capacidad de simular rigurosamente sistemas considerando el uso de TEG, mediante el modelo termodinámico Glycol Package y para el gas natural la ecuación de estado (EOS) Peng-Robinson (PR). Además, se realiza un ejercicio práctico de análisis de riesgos (HAZOP) para determinar posibles desviaciones del proceso y encontrar las causas de las pérdidas de TEG.

## 1. Deshidratación del gas/ Descripción del proceso

El gas natural tiene un papel importante en el reciente desarrollo mundial y además es un recurso no renovable. Este es un combustible fósil que proviene de los yacimientos de gas conteniendo metano, etano y otros hidrocarburos, así como también nitrógeno ( $N_2$ ), vapor de agua ( $H_2O$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ) Rojeyy (1997).

La deshidratación del gas natural no es más que la remoción del agua en estado vapor que está asociada con el gas. Este proceso, constituye una operación básica en su acondicionamiento, ya que previene la formación de gases ácidos, la corrosión de las tuberías, la obstrucción de las líneas y la formación de hidratos. Existen diferentes técnicas para la deshidratación del gas natural, entre las que se encuentran la absorción mediante el empleo de líquidos desecantes, la adsorción con sólidos, el uso de inhibidores de formación de hidratos y la deshidratación por refrigeración (Aguilera, 2013).

En el Piedemonte llanero los yacimientos se caracterizan por su flujo natural y carecen de  $H_2S$ , mientras que el contenido de otros contaminantes como el  $H_2O$  y  $CO_2$  supera parámetros de calidad y debido a ello, el gas debe ser sometido a un proceso de deshidratación y remoción de  $CO_2$ . El proceso de remoción de humedad se realiza básicamente en tres secciones que incluye enfriamiento, separación y absorción, la cual se realiza mediante un desecante líquido (TEG), con muy buenas propiedades (Ver Tabla 1).

**Tabla 1***Datos operacionales de TEG*

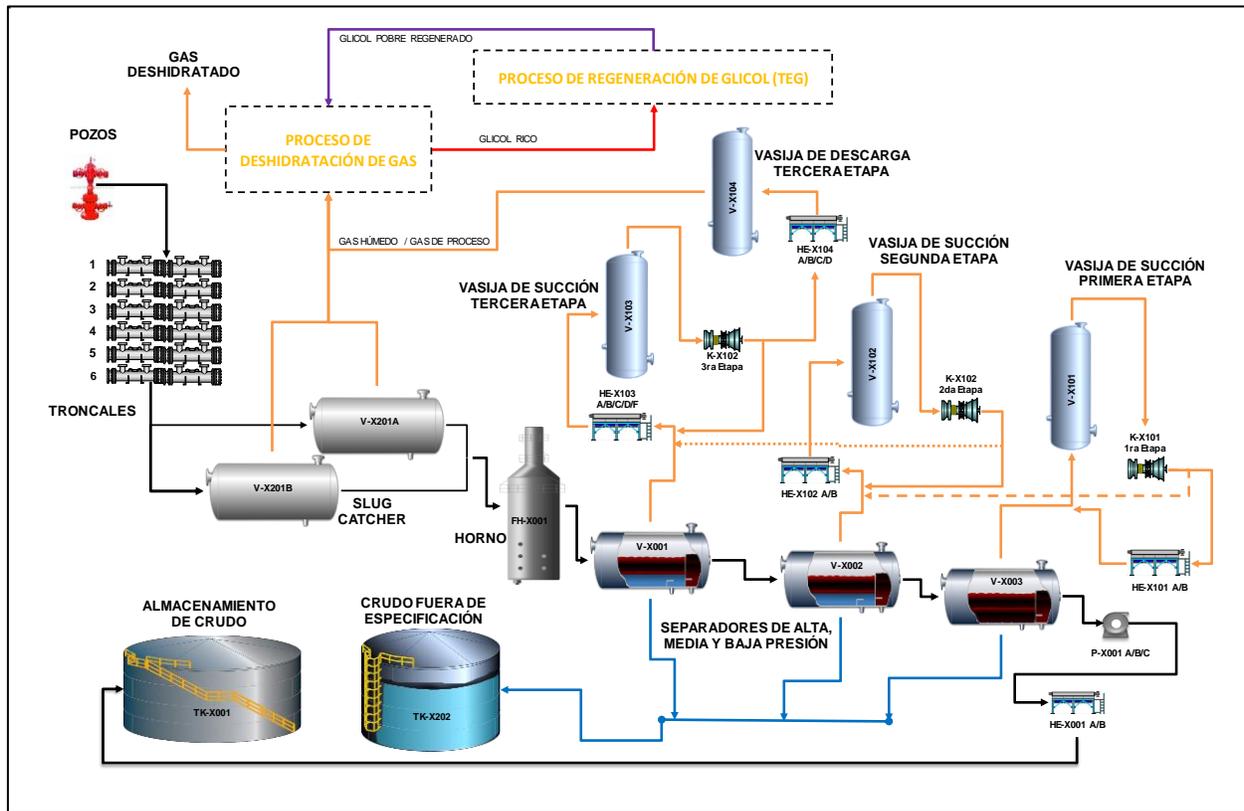
<b>TEG (C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>4</sub>)</b>	
Rango de temperatura con máxima pureza 98.8% Wt	350°F @ 400°F
Temperatura a la que existen pérdidas de TEG en el gas	> 120°F
Temperatura de degradación	404 °F
Máxima temperatura de regeneración	360 °F

**Fuente:** Steward, M & Arnold K, (2011)

En la figura 1, se observa el diagrama general de la planta estudio y se presentan las etapas principales del procesamiento del gas desde el recibo, separación, compresión, deshidratación y regeneración.

**Figura 1**

*Diagrama general de proceso – Planta estudio*

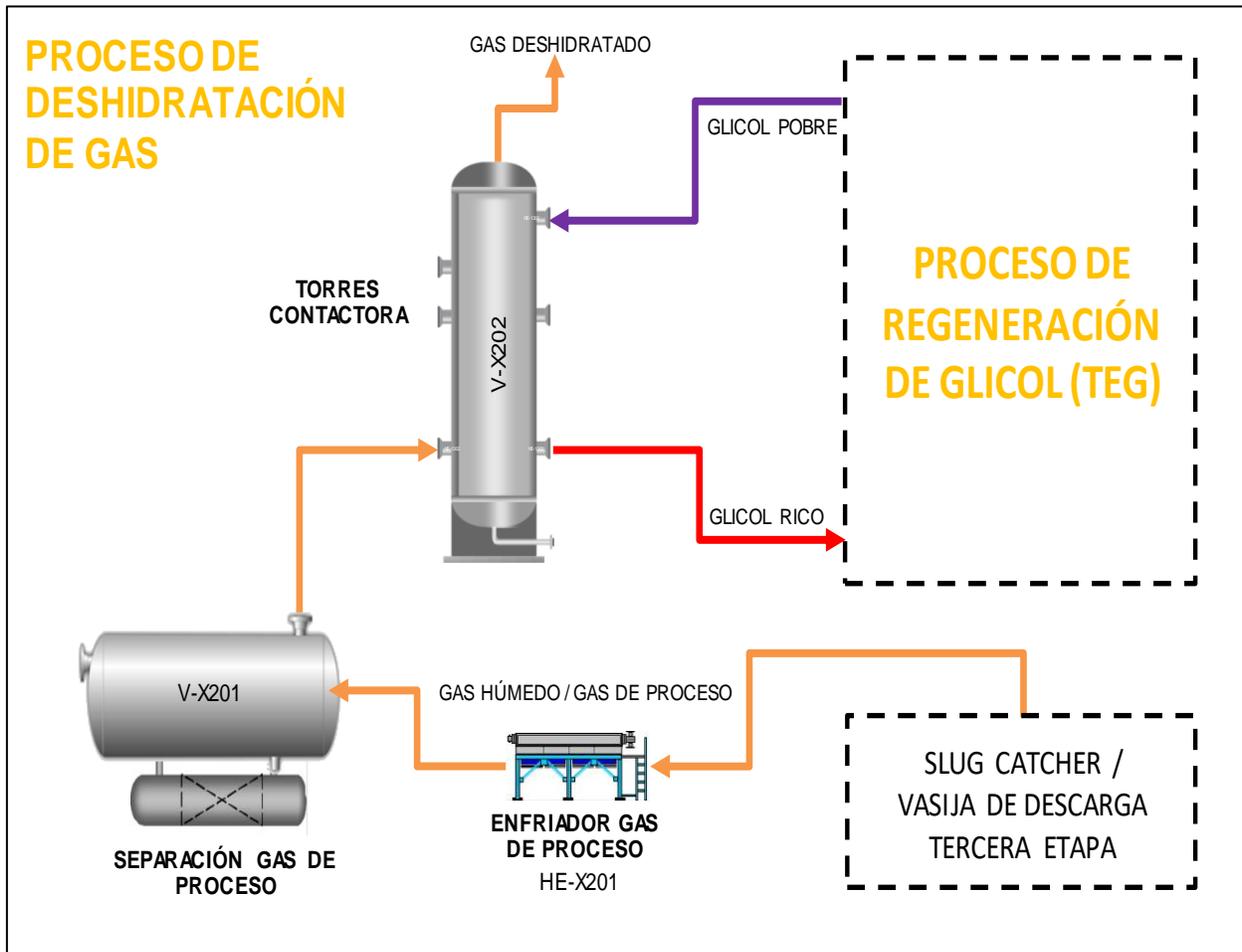


**Fuente.** Elaboración propia basado en el diseño de la planta estudio. Díaz, (2020).

En la figura 2, se muestra el diagrama de flujo del proceso de deshidratación de gas que tiene la planta estudio. Consta inicialmente de una sección de enfriamiento lo que hace que el proceso de deshidratación sea más eficiente (Ahmadi, 2014), luego es enviado a un separador con el fin de liberar algunas gotas de líquidos (Condensados) para posteriormente ingresar a la torre contactora e iniciar el fenómeno de absorción. En este punto el gas entra en contra corriente con el TEG pobre y se lleva a cabo la remoción de agua de la corriente de gas. El TEG rico (TEG + agua) que queda de la deshidratación se reúne en el fondo de la torre contactora para pasar a un proceso de regeneración y volver de nuevo al proceso (Reúso), el gas continúa su procesamiento.

**Figura 2**

*Diagrama de proceso de deshidratación de gas - Planta estudio*



**Fuente.** Elaboración propia basado en el diseño de la planta estudio. Díaz, (2020).

La condición de entrada y tasa de flujo al sistema de deshidratación depende de las condiciones aguas arriba durante la producción. La entrada consiste en gas relativamente liviano y saturado. El arrastre intensivo de líquido en torres contactoras puede ocurrir, cuando el flujo de líquido es relativamente pequeño en comparación con el flujo de gas de entrada, fenómeno conocido como arrastre excesivo que pertenece a un régimen de pulverización Kister, (1992).

El rendimiento y la capacidad de la torre contactora depende de las condiciones de entrada:

- Tasa de circulación
- Concentración de glicol
- Presión de operación
- Temperatura de gas de entrada

En la planta estudio, la capacidad de procesamiento de gas (Base de diseño) por cada torre es de 455 MMSCFD y a condiciones operativas se procesan aproximadamente 200 MMSCFD de gas húmedo en cada torre contactora. El gas que sale de las vasijas del Slug Catcher fluye a la planta de deshidratación de gas por un cabezal común de 36" a unas condiciones de presión (600 @ 550 psi) y temperatura (100 @ 115 °F).

Existen cambios en las condiciones operativas actuales como presión y temperatura con respecto a las bases de diseño, la disminución de la presión permite que el gas tenga la capacidad de absorber más contenido de agua dentro del proceso y por tanto se puede llegar a pensar en posibles pérdidas en el proceso, tales como:

- Pérdidas de la eficiencia de los equipos de separación del flujo de producción que llega a la planta
- Pérdidas de la eficiencia en los equipos de transferencia de calor para eliminar el contenido de agua (evaporación)
- Problemas en la eficiencia de las torres que hacen parte del sistema de deshidratación
- Problemas de integridad mecánica de los equipos y o unidades dentro del proceso.

## **1.1 Detalle del proceso de deshidratación de gas.**

El proceso de deshidratación de gas de la planta estudio consta de tres equipos principales. A continuación, se describen cada uno de ellos para conocer su uso en el proceso de la planta.

### **1.1.1 Enfriador de gas, HE-X201.**

El gas húmedo que sale de los separadores del Slug Catcher y de los compresores de gas es enfriado en estos equipos, conformados por 4 bahías. Están diseñados para una temperatura de 15°F a la salida, a temperatura ambiente de 95°F. Reducir la temperatura del gas húmedo favorece el funcionamiento de la torre contactora y el consumo de energía de la unidad regeneradora. Sin embargo, se recomienda no operar a temperaturas por debajo de 70°F porque puede ocasionar formación de hidratos y espuma en la torre debido al aumento de la viscosidad que tiene el glicol.

El gas húmedo que sale del enfriador es enviado al separador de gas (V-X201) y la temperatura de esta corriente es medida y controlada por un transmisor local de temperatura (TIC-X203). El rango de temperatura debe estar cerca de 10 @ 15°F por debajo de la entrada.

### **1.1.2 Separador de gas, V-X201.**

Es una vasija horizontal con una bota para acumulación de líquido y capacidad de 866 barriles. Está dimensionada para separar gotas de líquido por encima de 300 micrones a una tasa de flujo de 430 MMSCFD. La cantidad de líquido separado varía dependiendo de la temperatura ambiente. El gas entra al separador por una boquilla central de 30" y sale a través de dos boquillas de 20" localizadas en los extremos de la vasija.

Para mejorar la eficiencia de remoción de contaminantes del gas, el separador cuenta con extractores de neblina del tipo alambre/álabes instalados en la boquilla de salida de la vasija. El separador es capaz de remover 0.1 gal/MMSCF de gotas de 10 micrones de tamaño o más. Si la remoción de hidrocarburos en el separador es inadecuada, la solución de glicol puede formar espuma, desmejorando la deshidratación e incrementando las pérdidas de glicol por arrastre en la corriente de gas tratado. El gas húmedo fluye a la torre contactora (V-X202) para finalizar el proceso de deshidratación.

En la tabla 2, se puede evidenciar el efecto que tiene la temperatura sobre el contenido de agua presente en el gas. Esta vasija cumple un papel importante de separar ciertos contaminantes antes de ingresar a la torre de absorción para favorecer la deshidratación.

**Tabla 2**

*Condiciones de entrada y salida separador de gas*

<b>GAS DE ENTRADA V-X201</b>		<b>GAS DE SALIDA V-X201</b>	
TEMPERATURA	90 °F	TEMPERATURA	90 °F
PRESIÓN	550 psi	PRESIÓN	550 psi
FLUJO MOLAR	210 MMSCFD	FLUJO MOLAR	210 MMSCFD
CONTENIDO DE AGUA	125,9 lb/MMSCF	CONTENIDO DE AGUA	70,17 lb/MMSCF

**Fuente:** Datos de operación planta estudio, (2020)

### 1.1.3 Torre contactora, V-X202

La torre contactora es donde se lleva a cabo el proceso de deshidratación del gas. El gas húmedo que sale del separador (V-X201) entra a la torre por el fondo a un distribuidor de gas interno, fluyendo ascendentemente a través de lecho de empaque estructurado (16 ft) donde en contracorriente con el TEG regenerado y por el fenómeno de absorción libera el contenido de agua presente en el gas hasta alcanzar los parámetros permitidos de humedad.

Por diseño la tasa de circulación de glicol es de 85 gpm y actualmente se opera con una tasa de 60 gpm. El gas ya deshidratado sale por la parte superior de la torre a través de un extractor de neblina tipo aleta para minimizar pérdidas de glicol en esta corriente con una especificación del contenido de humedad menores a 6 lb H<sub>2</sub>O/MMSFCD. El glicol rico sale por el fondo de la torre y entra al sistema de regeneración de glicol. El desempeño de la torre contactora depende de las condiciones de operación, de la tasa de circulación de glicol pobre, de su temperatura y de la concentración.

La temperatura del glicol pobre que entra a la torre contactora se debe mantener entre 10 @ 15 °F por encima de la temperatura del gas húmedo para evitar la formación de espuma debido a la condensación del gas. La temperatura del gas de entrada es una variable crítica para el proceso y es de gran importancia mantener el rango recomendado según tabla 3.

**Tabla 3***Efectos de la temperatura en el proceso de deshidratación de gas*

<b>RANGO DE TEMPERATURA</b>	<b>EFFECTOS EN EL PROCESO</b>
< 50 °F	Valores menores aumentan la viscosidad del TEG
60 °F < T < 70 °F	Valores en este rango puede generar hidratos que emulsionan (estable) con los condensados, generando problemas de espuma en la torre contactora
80 °F < T < 100 °F	Valores en este rango se podrá operar en condiciones óptimas
> 100 °F	Valores mayores aumentan el contenido de agua en el gas, afectando la eficiencia del proceso

**Fuente:** Álvarez Chica, (2016)

### **1.2 Identificación y comparación de las variables de proceso de deshidratación de gas.**

En la siguiente tabla se referencian los rangos recomendados por literatura de las principales variables que controlan el proceso de deshidratación de gas y se comparan con los valores que actualmente se tienen en la planta estudio.

**Tabla 4***Variables de proceso – Deshidratación de gas*

<b>Variable</b>	<b>Por Literatura</b>	<b>Por Proceso</b>	<b>Observaciones</b>
Temperatura de gas húmedo	(80 – 100) °F	90 °F	El incremento en la temperatura favorecerá el contenido de agua, trabajando a presión constante.
Presión de gas húmedo	(500 - 1200) psi	550 psi	A medida que la presión aumenta el contenido de agua disminuye, trabajando a una temperatura constante.
Flujo de gas húmedo	(180 - 210) MMSCFD	210 MMSCFD	Si el flujo de gas húmedo aumenta, el consumo de TEG será mayor y a su vez al consumo de energía del rehervidor.
Temperatura TEG pobre	T gas (10 a 15) °F	105 °F	La temperatura de TEG pobre debe estar entre 10 @ 15 °F por encima de la temperatura del gas húmedo, para evitar condensación y arrastre de condensados.
Concentración TEG pobre	> 98,7 %W	98,77 %W	En condiciones normales se puede alcanzar una pureza del 98,7% W de TEG pobre. Es necesario implementar el stripping gas para mejorar pureza.
Tasa de circulación TEG	(2 - 6) gal TEG/lb H <sub>2</sub> O	3 gal TEG/lb H <sub>2</sub> O	La tasa de circulación de TEG, controla la cantidad de agua que se puede remover en la contactora (3 gal glicol / lb H <sub>2</sub> O).
Número de etapas	(6 - 12) Etapas equivalentes	10 etapas equivalentes	Torre con un empaque estructurado entre 6 - 12 etapas equivalentes, debido a una mayor área de contacto.

**Fuente:** Martínez, (1998) y Campbell, (1992)

### 1.3 Características del Glicol.

Los glicoles son compuestos químicos que pertenecen a la familia de los alcoholes, contienen dos grupos hidroxilos (-OH) conectados a átomos de carbono diferentes. Se encuentran en un amplio rango de uso para la deshidratación del gas, y la importancia de este asunto está centrado en la elección del glicol que será utilizado para la deshidratación del gas. La naturaleza higroscópica de los glicoles es la característica principal para la eliminación del agua contenida en el gas.

Para la operación continua de una planta de deshidratación con TEG a la máxima eficiencia, se requiere que el personal tenga un buen entendimiento de los principios básicos involucrados, diseño de los equipos, y mantenimientos preventivos que deben realizarse.

El consumo normal de glicol es 0.1 galones de glicol por millón de pies cúbicos de gas, si una unidad de tratamiento determinada consume más de esta cantidad pueden existir problemas operacionales y muy probablemente altos costos de operación; (Chacón, 2007).

Algunos de los principales problemas que se presentan con el glicol son:

- Oxidación: el glicol se oxida y forma ácidos corrosivos
- Descomposición térmica: el calor descompone y forma productos corrosivos
- Control de pH: pH bajo descompone y alto crea espuma; ideal (7 @ 7.5)
- Contaminación de sal: Acelera la corrosión y reduce el calor transferido
- Hidrocarburos: Generan espumas, degradan y ayuda a pérdidas del glicol
- Lodo: Genera un residuo viscoso, abrasivo que causa erosión en equipos
- Espuma: Aumenta pérdidas y reduce la capacidad de la planta

En los sistemas de deshidratación de gas con TEG, se deben considerar y realizar seguimiento algunos datos operacionales que están relacionados con la variación de la temperatura.

A continuación, en la siguiente tabla se exponen estas características.

**Tabla 5**

*Datos operacionales del TEG*

<b>TEMPERATURA</b>	<b>DATOS OPERACIONALES - TEG</b>
> 120 °F	Valores mayores aumentan las pérdidas de TEG regenerado en el gas
350 < T < 400 °F	Valores en este rango se reconcentra el TEG, logrando una pureza del 98,7% (Sin stripping gas)
360 °F	Se recomienda como temperatura máxima de regeneración de TEG
> 404 °F	Valores mayores se degrada el TEG

**Fuente:** Modificado Stewart, M & Arnold, Kern & Kidnay, A.J & Parrish, W.

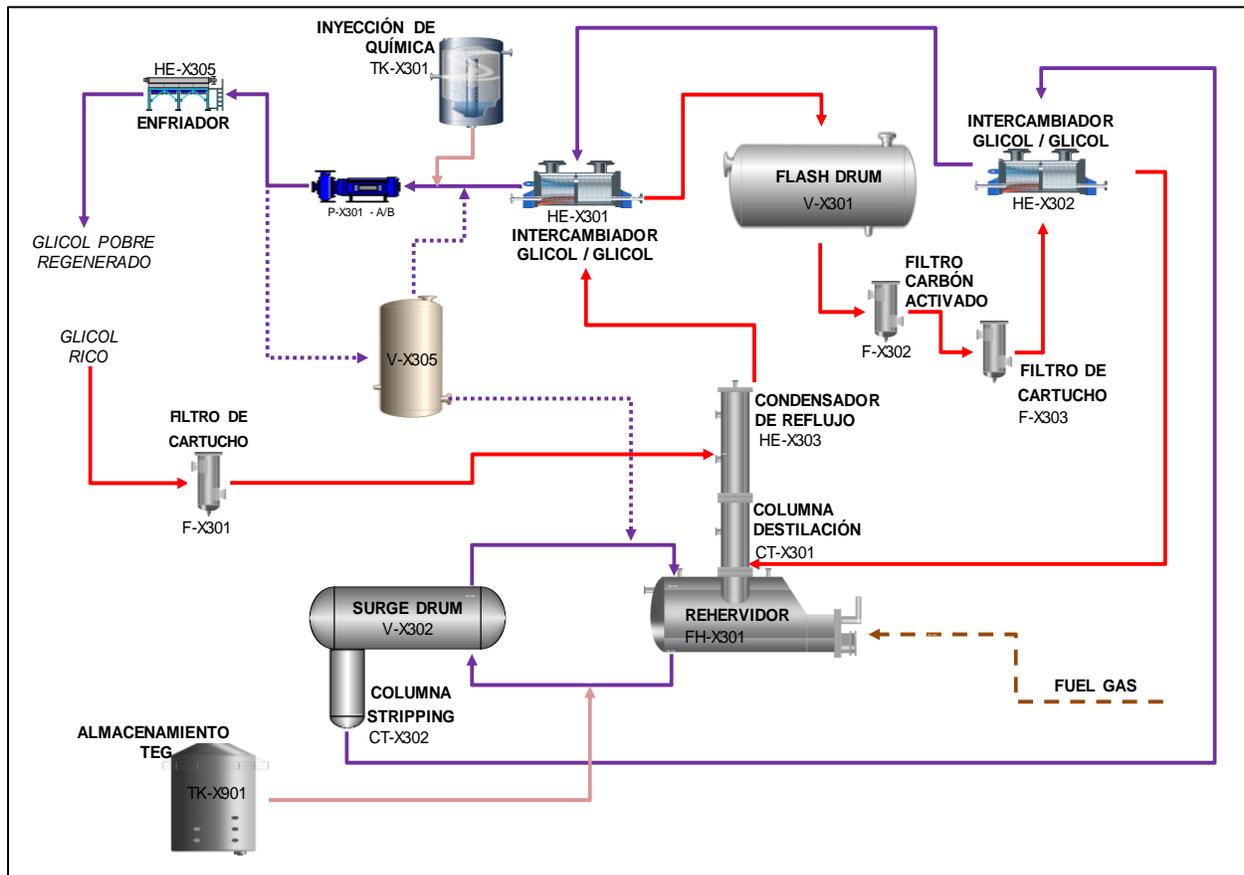
De acuerdo a la información de la tabla 5, la temperatura es una variable crítica para el proceso de deshidratación de gas y su consecuente regeneración de glicol. Podemos analizar que al aumentar la temperatura se incrementan las pérdidas de glicol, sean por arrastre o por degradación de la misma sustancia. Es recomendable llevar el proceso bajo los criterios encontrados en la literatura, de esta manera se minimiza las pérdidas y se optimizan las condiciones operativas.

## 2. Regeneración de Glicol

El contenido de agua presente en el gas puede ser fácilmente evaporada del glicol mediante la adición de calor, esta etapa es llamada “regeneración”. El glicol absorbe el agua contenida en el gas, llamado glicol rico; que va a un rehervidor en donde el agua es removida térmicamente y el glicol regenerado es enviado nuevamente a la torre contactora para su reciclo.

**Figura 3**

*Diagrama de proceso de regeneración de glicol - Planta estudio*



**Fuente.** Elaboración propia basado en el diseño de la planta estudio, Díaz (2020)

En la figura 3 se puede observar el diagrama de la unidad de regeneración de TEG, el glicol rico que sale de la base de la torre contactora pasa a través de un condensador de flujo en la cima de la columna de destilación hacia un intercambiador de calor (glicol/glicol) donde es calentado entre 170°F a 200°F.

Después de calentar el glicol rico, este fluye a un separador (35 @ 50 psi). El gas que entra con el glicol y cualquier hidrocarburo se remueve en este equipo. Este separador es una vasija de separación estándar de tres fases para un tiempo de por lo menos 15 a 30 minutos de retención y que bien puede ser horizontal o vertical. Es importante calentar el glicol antes de que fluya a esta vasija para reducir su viscosidad y asegurar una separación más fácil de los condensados.

El glicol rico que sale del separador fluye a través de un filtro de sólidos y un filtro de carbón activado para absorber pequeñas cantidades de hidrocarburos que pueden ser arrastradas. Los filtros ayudan a disminuir la formación de espuma en el rehervidor. Luego, el glicol fluye a través de un intercambiador de calor (glicol/glicol) a la columna de destilación ubicada en la parte superior en el rehervidor, la cual opera a presión atmosférica.

Teniendo en cuenta que hay una gran diferencia entre los puntos de ebullición del TEG (546°F) y el agua (212°F), la columna de destilación puede ser relativamente corta (10 a 12 pies de empaque). El glicol líquido en el rehervidor es calentado a una temperatura aproximada de 340°F a 400°F para suministrar el calor necesario para que la columna de destilación opere. Temperaturas muy altas pueden evaporar una mayor cantidad de agua, pero también pueden degradar el glicol.

El glicol pobre fluye desde el rehervidor a un tanque de balance (surge tank) que puede ser considerado como parte integral del rehervidor. Esta vasija debe ser lo suficientemente larga como

para permitir la expansión del glicol y tiempos razonables entre las adiciones de glicol. Por último, el glicol pobre es bombeado desde el surge tank hacia la torre contactora para completar el ciclo. Dependiendo del diseño del bombeo, el glicol pobre debe ser enfriado por los intercambiadores de calor a menos de 200 a 250°F antes de que llegue a las bombas. Campbell, (1976).

Finalmente, el glicol pobre regenerado pasa por un enfriador que ajustara la temperatura de acuerdo al rango recomendado; la temperatura del glicol pobre regenerado debe tener una diferencia de unos 10 @ 15°F por encima de la temperatura del gas húmedo que entra a la torre contactora. De esta manera se completa y cierra el ciclo del proceso de regeneración de glicol para la planta estudio.

Si se requiere obtener una mayor concentración del glicol pobre (> 98,7%W), puede ser necesario el uso de un sistema alternativo que mejore la concentración del glicol regenerado, como lo es el stripping gas (Sección 3.3).

## **2.1 Detalle del proceso de regeneración de glicol**

El sistema que tiene la planta objeto de este estudio está diseñado para llevar a cabo absorción y regeneración con TEG hasta un 99.8%, bombeando una corriente estable de TEG pobre regenerado a las torres contactoras para su reciclo. Actualmente las condiciones de la planta han cambiado para la etapa de regeneración, no se tiene en uso el stripping gas y por tanto los valores de pureza que se pueden alcanzar están sobre los 98,7%W, variando el rango de temperatura recomendado para el rehervidor. A continuación, se detallarán los equipos que conforman la regeneración de glicol en la planta estudio:

### **2.1.2 Filtro de cartucho, F-X301.**

El TEG rico que sale del fondo de la torre contactora es controlado por medio de una válvula de nivel que cambia la presión, ya que las torres contactoras trabajan a presiones altas. Con la presión reducida el TEG rico pasa a través de un filtro de cartucho para remover impurezas que puedan recogerse del gas de proceso. Es recomendable retirar estas partículas porque pueden ensuciar los intercambiadores de calor y acumularse en las vasijas ocasionando daños o problemas al proceso.

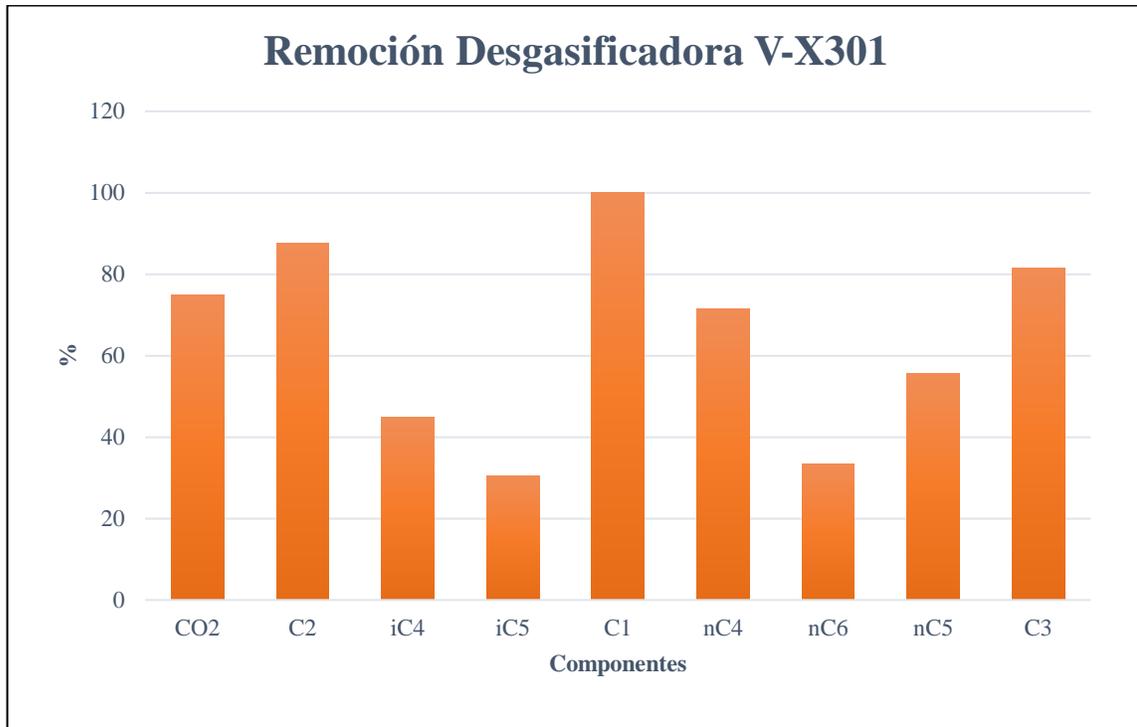
### **2.1.3 Desgasificador de glicol, V-X301**

Las condiciones óptimas de vaporización de TEG rico son 190°F y 80 psi. El TEG rico es precalentado hasta 145°F en el condensador de reflujo HE-X303 que se encuentra en la cima de la columna de destilación CT-X301. El control de temperatura es realizado por una válvula de tres vías que dirige parte del flujo a través del condensador HE-X303. El glicol precalentado fluye al intercambiador de calor HE-X301 donde intercambia calor con glicol pobre para conseguir las condiciones de temperatura requeridas para la vaporización de los gases presentes.

En la vasija o desgasificador V-X301, el TEG rico fluye para continuar con su regeneración, los hidrocarburos son enviados al sistema de drenaje cerrado y los gases a tea. De acuerdo a la simulación realizada, en la figura 4 se observa la cantidad removida de contaminantes presentes en el TEG rico una vez fluye por el separador de glicol o vasija desgasificadora V-X301 a condiciones de operación de 185 °F y 65 psi.

**Figura 4**

*Remoción de contaminantes TEG rico (% Másico) V-X301 - Planta estudio*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020).

Los porcentajes removidos de hidrocarburos livianos (metano-C<sub>1</sub>, etano-C<sub>2</sub> y propano-C<sub>3</sub>) están por encima del 80%, con una remoción del 75% de dióxido de carbono. Con los datos de operación simulados podemos verificar la importancia que tiene una separación previa al proceso de regeneración de glicol, con esta etapa liberamos una buena concentración de contaminantes presentes en el glicol. En la tabla 6, se detallan fracciones másicas de la corriente de entrada.

**Tabla 6***Condiciones de entrada TEG rico a desgasificadora V-X301.*

<b>4 TEG RICO (Entrada V-X301)</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Fórmula</b>	<b>Fracción Másica</b>
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	0,0024
Etano	C <sub>2</sub>	0,0008
i-butano	iC <sub>4</sub>	0,0078
i-pentano	iC <sub>5</sub>	0,0059
Metano	C <sub>1</sub>	0,0012
n-butano	nC <sub>4</sub>	0,0014
n-hexano	nC <sub>6</sub>	0,0012
n-pentano	nC <sub>5</sub>	0,0009
Propano	C <sub>3</sub>	0,0027
Agua	H <sub>2</sub> O	0,0301
TEG	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>	0,9457

**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

#### **2.1.4 Filtros de carbón activado y cartucho, F-X302 y F-X303.**

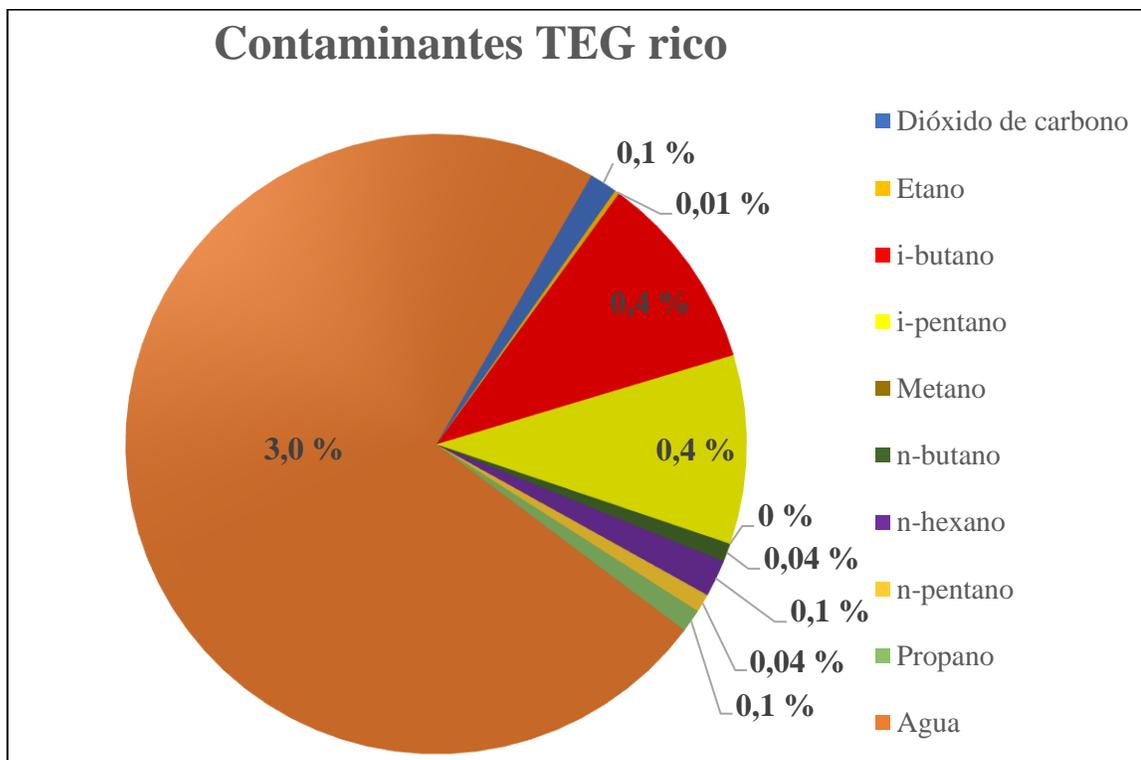
El TEG rico que proviene de la vasija desgasificadora V-X301, fluye a través de un filtro de carbón activado F-X302, por medio del cual se retiran hidrocarburos que se encuentren en el glicol. Después pasa por otro filtro de cartucho F-X303 para retirar los compuestos sólidos antes de entrar al intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre HE-X302, donde el TEG pobre enfría y el TEG rico se calienta para dirigirse a la columna de destilación CT-X301 y el rehervidor FH-X301.

**2.1.5 Columna de destilación, CT-X301 y Rehervidor de glicol, FH-X301.**

El TEG rico proveniente del intercambiador de calor HE-X302, entra la columna de destilación CT-X301, se calienta despojando impurezas en la medida que fluye hacia abajo por el lecho empaquetado del rehervidor FH-X301. El intercambiador de calor HE-X303 instalado sobre la columna de destilación CT-X301 controla una temperatura aproximada de 220°F, proporcionando un reflujo consistente principalmente en agua para remover los compuestos TEG vaporizados que fluyen al rehervidor.

**Figura 5**

*TEG rico entrada CT-X301*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Diaz (2020).

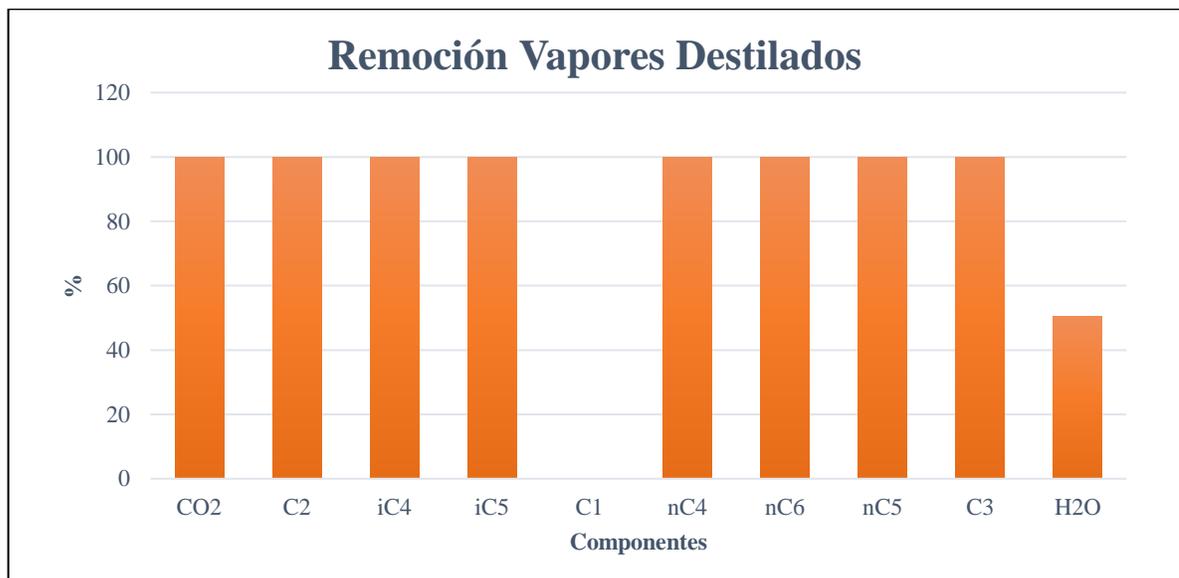
En la figura 5, se ilustran las impurezas o contaminante que tiene el TEG rico para su regeneración. De acuerdo a las condiciones operativas simuladas, se observa que en esta corriente

no se encuentra metano (C1) y en mayor proporción el agua que será retirada una vez se pase por el rehervidor ayudando a mejorar la concentración de TEG.

El rehervidor FH-X301 es un intercambiador de fuego directo. A unos 400 °F el agua, el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e hidrocarburos son separados en forma de vapor del TEG y fluyen por la columna de destilación CT-X301.

**Figura 6**

*Vapores destilados CT-X301*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Diaz (2020).

En la figura 6, se pueden ver los contaminantes retirados como vapores destilados que estaban presentes en la corriente de TEG rico que entra a la columna de destilación y a su vez pasa al rehervidor para retirar el mayor contenido de agua. En esta figura la gran mayoría de compuestos hidrocarburos son retirados y el agua presenta una reducción del 50% en su contenido. Todos estos compuestos removidos serán enviados a un proceso de tratamiento y disposición final.

### **2.1.6 Vasija de balance, V-X302 y torre despojadora, CT-X302.**

El TEG regenerado fluye del FH-X301 a la vasija de balance V-X302 con opción de reciclo entre esta vasija y el rehervidor. En esta zona del proceso se realiza la compensación del glicol, donde se inyecta TEG puro al proceso para el balance de masa. Por diseño en esta vasija se tiene la opción de emplear el proceso de mejoramiento de la pureza de glicol con stripping gas; a la fecha se tiene por fuera de línea; donde el glicol pasa por la columna de despojo CT-X302, la cual recibe un flujo de gas combustible para despojo, precalentado en el FH-X301, para complementar la regeneración de glicol hasta un 99.8%.

### **2.1.7 Intercambiadores de calor, HE-X301/HE-X302; Vasija recuperadora, VX305; Bombas, P-X301 A/B y Enfriador de glicol, HE-X305.**

El TEG pobre regenerado proveniente de la columna de destilación CT-X302 fluye por los intercambiadores de TEG rico/TEG pobre (HE-X302 y HE-X301) donde se enfría cediendo calor al TEG rico. EL TEG pobre pasa de los intercambiadores de calor a la vasija recuperadora de las bombas; del cual succionan el TEG pobre y lo descargan al enfriador HE-X305 para asegurar bajar la temperatura del glicol y cumplir con lo recomendado en literatura. Finalmente, el TEG pobre regenerado entra nuevamente a la contactora para finalizar su reciclo.

## **2.2 Identificación y comparación de las variables de proceso**

En la siguiente tabla se referencian los rangos recomendados por literatura de las principales variables que controlan el proceso de regeneración de glicol y se comparan con los valores que actualmente se tienen en la planta estudio.

**Tabla 7***Variables de proceso – Regeneración de glicol*

<b>Variable</b>	<b>Por Literatura</b>	<b>Por Proceso</b>	<b>Observaciones</b>
Temperatura del rehervidor	(390 - 400) °F	390 °F	10°F por debajo de la temperatura de degradación (TEG 404°F). Logrando una concentración entre 98.5 @ 98.9% W
Presión del rehervidor	(0 - 1) psi	1 psi	Presiones muy por encima de la atmosférica reducen la concentración del glicol
Temperatura del condensador	(215 - 220) °F	220 °F	Aumentos de temperatura, se incrementan las pérdidas de glicol
Presión del flash tank	(50 - 75) psi	65 psi	Presión típica para el correcto funcionamiento del flash tank.

**Fuente:** Modificado, Martínez (1998); Campbell (1992)

Las variables del proceso de regeneración de TEG se encuentran dentro del rango de lo recomendado en literatura, sin embargo, la temperatura del tope de la columna de destilación ha sido una variable crítica en el proceso de la planta estudio y se tiene la hipótesis de que las pérdidas de glicol se han materializado por la corriente de los vapores destilados. En esta investigación se analizó el efecto de la temperatura de tope de la columna de destilación y en los análisis de resultados se podrá evidenciar el efecto.

### 2.3 Ventajas y desventajas - regeneración de glicol

A continuación, se nombran algunas ventajas y desventajas que presenta el proceso de regeneración de glicol:

**Tabla 8**

*Ventajas y desventajas regeneración de glicol*

<b>VENTAJAS</b>	<b>DESVENTAJAS</b>
Equipos de bajo costo	Las impurezas pueden contaminar las soluciones de glicol
En torres de absorción existen bajas caídas de presión	El sobrecalentamiento de glicol puede producir productos de descomposición de alto y bajo punto de ebullición
Se pueden incluir o modificar fácilmente en el diseño	Los residuos pueden acumularse en las superficies de calentamiento, causando algunas pérdidas de eficiencia, en casos severos causar taponamiento
No presenta problemas en la recarga de torres contactoras	Cuando el O <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S están presentes, la corrosión puede convertirse en un problema debido a la formación de material ácido en el glicol
Puede operar en presencia de materiales que causarían incrustaciones de algunos adsorbentes sólidos	Se debe instalar un separador antes de la torre contactora para poder condensar líquidos como el agua, hidrocarburos ligeros en el gas húmedo para evitar la formación de sales corrosivas y espuma en el rehervidor.

**Fuente:** Modificado Arnold, y Stewart, (1999).

### **3. Variables del proceso**

En esta sección se van a presentar las diversas corrientes que conforman el sistema de deshidratación de gas de la planta estudio y se especificarán las variables de presión y temperatura que tiene el proceso actualmente:

#### **3.1 Condiciones de operación – Deshidratación de gas**

En la tabla 9, se observa cada una de las corrientes que conforman el sistema de deshidratación de gas en la etapa de absorción. Se inicia con las corrientes que llegan al cabezal de 36”, una parte viene del área del slug catcher que se mezcla con dos áreas más: Joule Thompson y descarga de los compresores. Una vez reunidas estas corrientes en el cabezal de gas para tratamiento. Esta corriente de gas húmedo se dirige al enfriador para bajar su temperatura y poder liberar algunos contaminantes en el separador y así poder realizar la absorción en la torre contactora.

##### **3.1.1 Temperatura y presión del gas de entrada a la torre contactora**

Como se puede observar en la figura 7, un incremento en la temperatura del gas produce un aumento en el contenido de vapor de agua. Por tal razón una temperatura por encima de 120 °F genera altas pérdidas de TEG. La mínima temperatura esta normalmente por encima de la temperatura de formación de hidratos. Por debajo de 70 °F el glicol puede formar una emulsión estable con los hidrocarburos líquidos en el gas y ocasionar problemas de espuma en la torre. Además, puede generar hidratos y aumento en la viscosidad de glicol que genera una reducción en la eficiencia del proceso.

**Tabla 9**

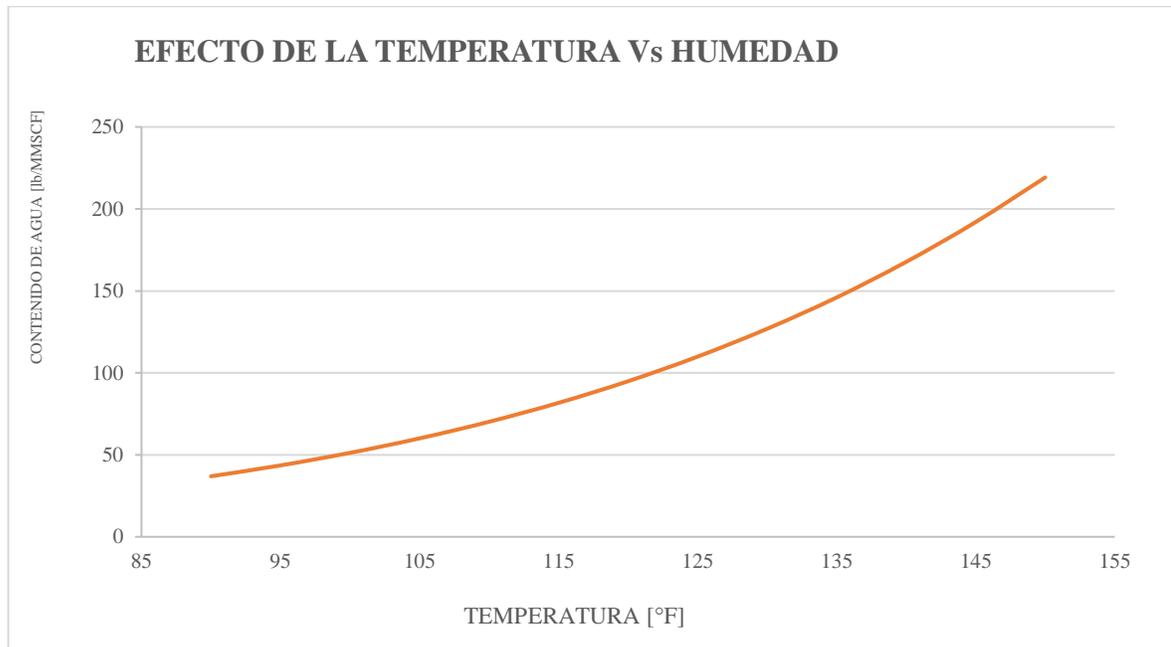
*Variables operativas del proceso de deshidratación de gas planta estudio*

<b>Corriente</b>	<b>Tipo de Fluido</b>	<b>Equipo Inicial</b>	<b>Equipo Final</b>	<b>Presión</b>	<b>Temperatura</b>
V	Gas húmedo	V-X201 A/B	Cabezal 36"	550 psi	110 °F
73	Gas húmedo	V-X104	Cabezal 36"	550 psi	110 °F
21	Gas húmedo	V-X402	Cabezal 36"	550 psi	110 °F
	Gas húmedo	V-2104	Cabezal 36"	550 psi	110 °F
52	Gas húmedo	Cabezal 36"	HE-X201	550 psi	110 °F
54	Gas húmedo	HE-X201	V-X201	550 psi	90 °F
55	Líquidos condensados	V-X201	LV-X232	550 psi	90 °F
57	Gas húmedo	V-X201	V-X202	550 psi	90 °F
58	Gas deshidratado	V-X202	FV-X260	535 psi	100 °F
98	TEG pobre	FV-X261	V-X202	550 psi	105 °F
99	TEG rico	V-X202	LV-X262	535 psi	90 °F

**Fuente:** Elaboración basada en datos disponibles del proceso – Planta estudio, (2020)

**Figura 7**

*Efecto de la temperatura en la corriente de gas húmedo*



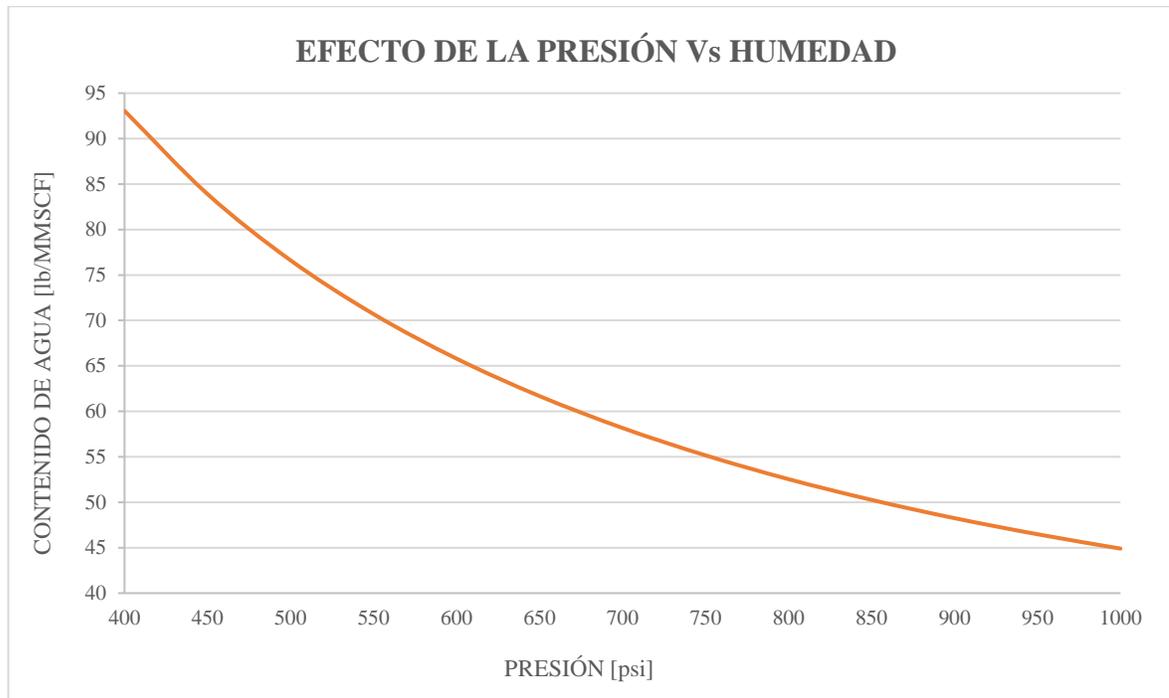
**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020).

En el proceso de deshidratación de gas de la planta estudio se debe mantener la temperatura entre 80 @ 110 °F, temperaturas superiores a 120°F producen grandes pérdidas de glicol. Actualmente se opera con una temperatura entre 100 @ 115 °F.

Por otro lado, un aumento en la presión a temperatura constante disminuye el contenido de agua, pero trabajar a presiones por encima de 1000 psi no es un atractivo económicamente para el proceso, por lo que se recomienda operar a una presión de entre 500 a 1000 psi. En el caso de la planta estudio se opera bajo una presión de 550 psi. En la figura 8 se ilustra el efecto que tienen los cambios de presión en la disminución del contenido de agua en la corriente de gas húmedo que entra a la torre contactora.

**Figura 8**

*Efecto de la presión en la corriente de gas húmedo*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Diaz (2020).

El proceso que tiene la planta estudio para la deshidratación de gas, se basa en el retiro de aproximadamente 70 lb/MMSCF de vapor de agua en la corriente de gas, con el fin de obtener un gas a unas condiciones inferiores de 6 lb/MMSCF con unas condiciones de presión (550 psi) y temperatura (90 °F).

### 3.1.2 Flujo del gas de entrada a la torre contactora

El flujo de gas es directamente proporcional al contenido de agua a remover y esta relación será directamente proporcional a la cantidad de TEG que se requiera circular. Además, aumentos considerables en la operación pueden generar pérdidas de TEG por arrastre en la corriente del gas

deshidratado en la torre contactora. Actualmente se trabaja con un flujo de gas entre 180 @ 210 MMSCFD.

### **3.1.3 Temperatura de TEG pobre, entrada a la torre contactora**

Una temperatura muy baja produce condensación de hidrocarburos favoreciendo la formación de espuma y aumentando la viscosidad del TEG. Una temperatura muy elevada produce pérdidas por evaporación dentro de la torre contactora. Se recomienda que el TEG pobre ingrese a la torre a una temperatura por encima de 10°F @ 15°F respecto a la temperatura del gas húmedo (gas de entrada).

En este momento la planta estudio tiene una desviación en esta variable, la temperatura que tiene el TEG pobre a la entrada de la torre contactora se encuentra en 138 °F y la temperatura del gas húmedo en 100 °F; la diferencia es considerable y podría generar pérdidas de TEG.

### **3.2 Condiciones de operación – regeneración de TEG**

En la tabla 10 se detallan las corrientes del proceso de regeneración de TEG en la planta estudio, desde la corriente que sale del fondo de la torre contactora que pasa a través de una válvula de control de nivel que ajusta la presión para pasar por un sistema de filtración antes de comenzar el proceso de calentamiento para que pueda ocurrir la primera separación de algunos contaminantes en el TEG rico. Luego se filtra y se controla nuevamente la presión por medio de otra válvula para poder ingresar al proceso de destilación y continuar con el retiro de impurezas con ayuda del rehervidor. Una vez se obtiene el TEG pobre regenerado se debe bajar la temperatura a condiciones recomendada para el ingreso a la torre contactora y su reciclo.

**Tabla 10***Variables operativas del proceso de regeneración de TEG planta estudio*

<b>Corriente</b>	<b>Fluido</b>	<b>Equipo Inicial</b>	<b>Equipo Final</b>	<b>Presión</b>	<b>Temperatura</b>
1 <sup>a</sup>	TEG rico	V-X202	LV-X262	550 psi	90 °F
1B	TEG rico	LV-X262	FH-X301	75 psi	90 °F
1	TEG rico	FH-X301	HE-X303	75 psi	90 °F
3	TEG rico	HE-X303	HE-X301	60 psi	150 °F
4	TEG rico	HE-X301	V-X301	30 psi	185 °F
5	TEG rico	V-X301	F-X302	30 psi	190 °F
6	TEG rico	F-X302	F-X303	30 psi	190 °F
7	TEG rico	F-X303	HE-X302	30 psi	190 °F
8	TEG rico	HE-X302	LV-X323	30 psi	190 °F
9	TEG rico	LV-X323	CT-X301	14.7 psi	220 °F
10A	TEG reciclo	FH-X301	V-X302 / CT-X302	14.7 psi	395 °F
10B	TEG reciclo	V-X302 / CT-X302	FH-X301	14.7 psi	370 °F
10C	Fuel gas	FH-X301	CT-X302	-	-
11	TEG pobre	CT-X302	HE-X302	14.7 psi	370 °F
12	TEG pobre	HE-X302	HE-X301	14.7 psi	290 °F
13	TEG pobre	HE-X301	P-X301 A/B	14.7 psi	290 °F
14	TEG pobre	P-X301 A/B	HE-X305	555 psi	270 °F
15	TEG pobre	HE-X305	V-X202	550 psi	105 °F

**Fuente:** Elaboración basada en datos disponibles del proceso – Planta estudio, Díaz (2020)

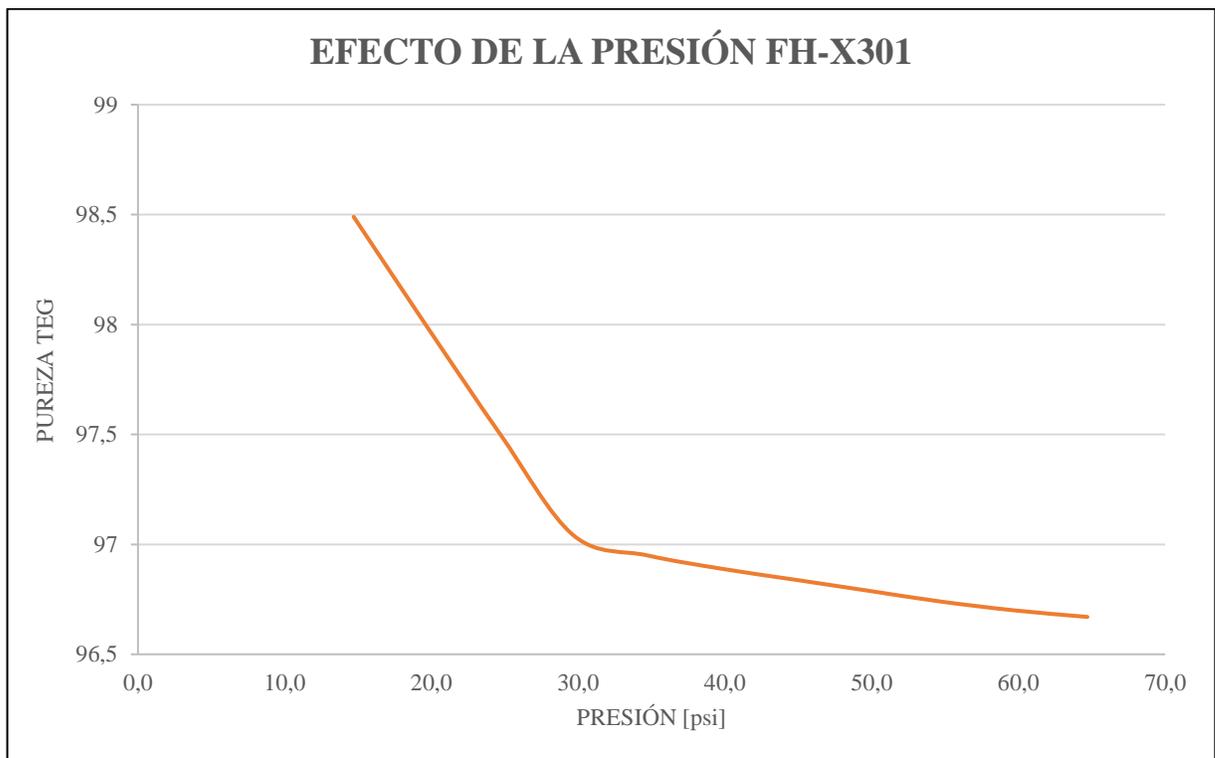
### 3.2.1 Temperatura del rehervidor

El efecto que tiene la temperatura del rehervidor es inversamente proporcional al contenido de agua y directamente proporcional a la concentración de glicol, pero sin sobrepasar la temperatura de degradación del TEG (400 °F). Se recomienda una temperatura de operación en el rehervidor de 390 °F (98,5 @ 98,9%W).

Para el efecto de la presión respecto a la pureza del TEG, se puede analizar la figura 9.

**Figura 9**

*Efecto de la presión en el rehervidor / FH-X301*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020).

En la figura 9 se evidencia el efecto que tiene la presión sobre la pureza del TEG. Un aumento a la presión de operación del rehervidor genera disminución en la pureza. En la planta estudio se trabaja a presión atmosférica.

Si se desea mejorar la concentración de TEG es posible considerar un método alternativo que favorezca la concentración (Stripping gas). En la planta estudio se opera con una temperatura de 395 °F y se tiene por diseño el sistema para stripping gas, pero no se encuentra en uso; sin embargo, con esta investigación se puede evidenciar que su implementación puede generar grandes beneficios al proceso.

### **3.2.2 Flujo de circulación de glicol**

Estudios realizados, demostraron que para una velocidad constante de flujo de 3 gal TEG/Lb agua removida y para un número de platos  $10 < 14$  se observa una mayor depresión del punto de rocío (Jacob, N. C. G. 2014). Por otro lado, a una concentración de TEG constante, el punto de rocío obtenido está en función del flujo de TEG que circula por la torre contactora. A mayor contacto entre el TEG y el gas húmedo, mayor será el vapor de agua removido. Se recomienda trabajar un rango de flujo de circulación de TEG entre 2 @ 7 gal TEG/Lb agua removida, siendo óptima de 3 gal TEG/Lb agua removida.

Si se opera el rehervidor por fuera del rango en el flujo de circulación de TEG, a condiciones superiores puede sobrecargar el rehervidor afectando la regeneración. Además, cambios no controlados en el flujo de circulación puede disminuir la temperatura del rehervidor afectando la concentración del TEG pobre y por lo tanto modificando el punto de rocío.

### 3.2.3 Temperatura de la columna de destilación y rehervidor

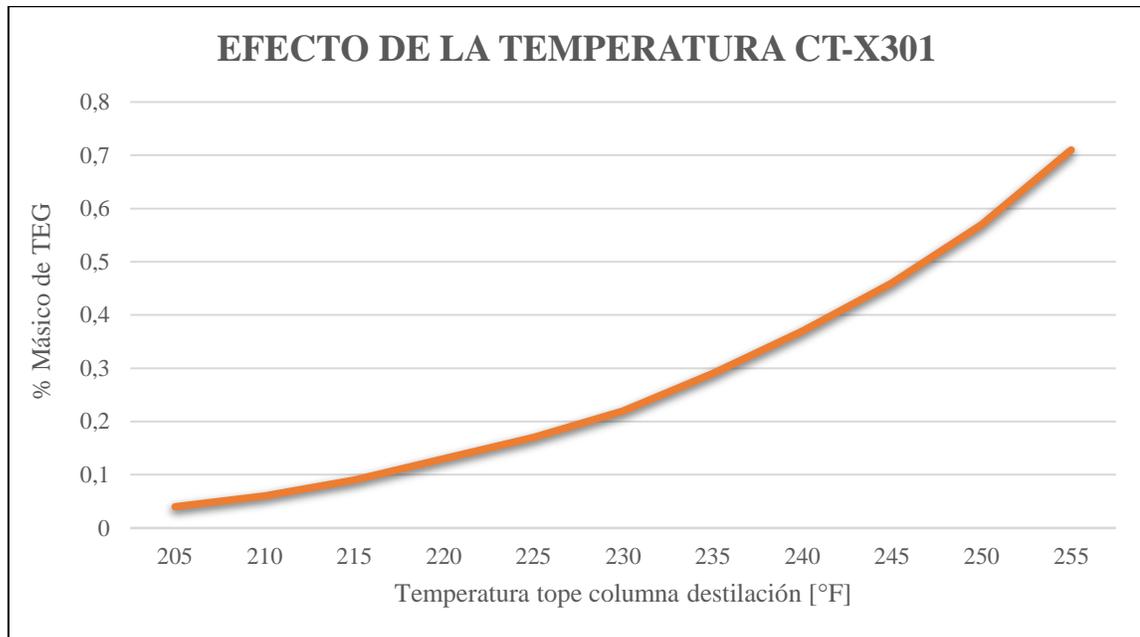
Se recomienda trabajar con una temperatura en el tope de la columna de destilación de 220°F. No se debe sobrepasar esta temperatura ya que puede generar pérdidas de glicol por vaporización ( $T > 220$  °F), conociendo que el punto de ebullición del agua es 212 °F y del TEG es de 546°F. Por otro lado, temperaturas bajas en el tope de la columna de destilación genera condensación excesiva de agua y puede sobrecargar el rehervidor, desfavoreciendo el consumo de calor.

Es recomendable controlar la temperatura del tope de la columna de destilación ya que esta condición es una alta probabilidad de pérdidas de TEG. El efecto que tiene la temperatura del tope de la columna de destilación es directamente proporcional a las pérdidas que se puedan generar por vaporización de TEG. Con los datos registrados en la planta estudio se realizó la simulación y se pudo representar gráficamente el comportamiento que se tiene en un rango determinado de esta variable. En la figura 10, se puede observar un comportamiento ascendente del aumento en las pérdidas de TEG con el aumento de la temperatura. Un rango de temperatura óptimo sería entre 205 @ 220 °F, donde no supera el 0,1 en relación de pérdidas por arrastre o vaporización de TEG. El valor que se tiene en este momento en el proceso de la torre de destilación no es constante.

De acuerdo a la simulación realizada (Ver figura 10), con valores superiores a los 220°F se tendría un aumento en las pérdidas de TEG, por tanto, para esta investigación se evidencia que las pérdidas de TEG en la planta estudio han sido generadas por el comportamiento de esta variable crítica.

**Figura 10**

*Efecto de la temperatura Vs pérdidas de glicol*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Diaz (2020).

A continuación, se indican las condiciones operacionales de entrada de la columna de destilación (CT-X301) y la salida de la columna stripping, D/S rehervidor (CT-X302).

En la tabla 11 se puede apreciar el mejoramiento de la concentración de TEG una vez se retiraron las impurezas (Destilación- Condensación). La temperatura que se maneja en el rehervidor es una limitante que se tiene, ya que el TEG se degrada. En esta etapa se obtiene un TEG pobre regenerado con una concentración de 98.57% sin stripping gas.

**Tabla 11***Condiciones operacionales de entrada (CT-X301) y salida (CT-X302)*

<b>9 TEG RICO (Entrada CT-X301)</b>		<b>11 TEG POBRE (Salida CT-X302)</b>	
TEMPERATURA	220 °F	TEMPERATURA	395 °F
PRESIÓN	14,7 psi	PRESIÓN	14,7 psi
FLUJO	66 USGPM	FLUJO	70 USGPM
TEG [Fracción Másica]	0,9599	TEG [Fracción Másica]	0,9857

**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

Cuando se obtiene TEG pobre regenerado se debe realizar una compensación de glicol (*Make Up Glycol*). En estos momentos este balance de glicol se realiza en la circulación del rehervidor y la vasija de balance. Normalmente en el sector oil & gas, esta compensación se debe realizar entre los intercambiadores de calor y las bombas de transferencia, sería bueno realizar una investigación más profunda sobre el tema y verificar condiciones en pro de beneficios u optimización (Energía) del proceso.

Si las condiciones operativas de la planta disponen de stripping gas se debe operar a una temperatura aproximada de 190°F. Ya que el stripping gas podría generar pérdidas adicionales. Esta temperatura es controlada con el flujo de glicol que circula por el serpentín donde el glicol proveniente de la torre intercambia calor con los vapores que ascienden por la torre.

### 3.3 Stripping gas.

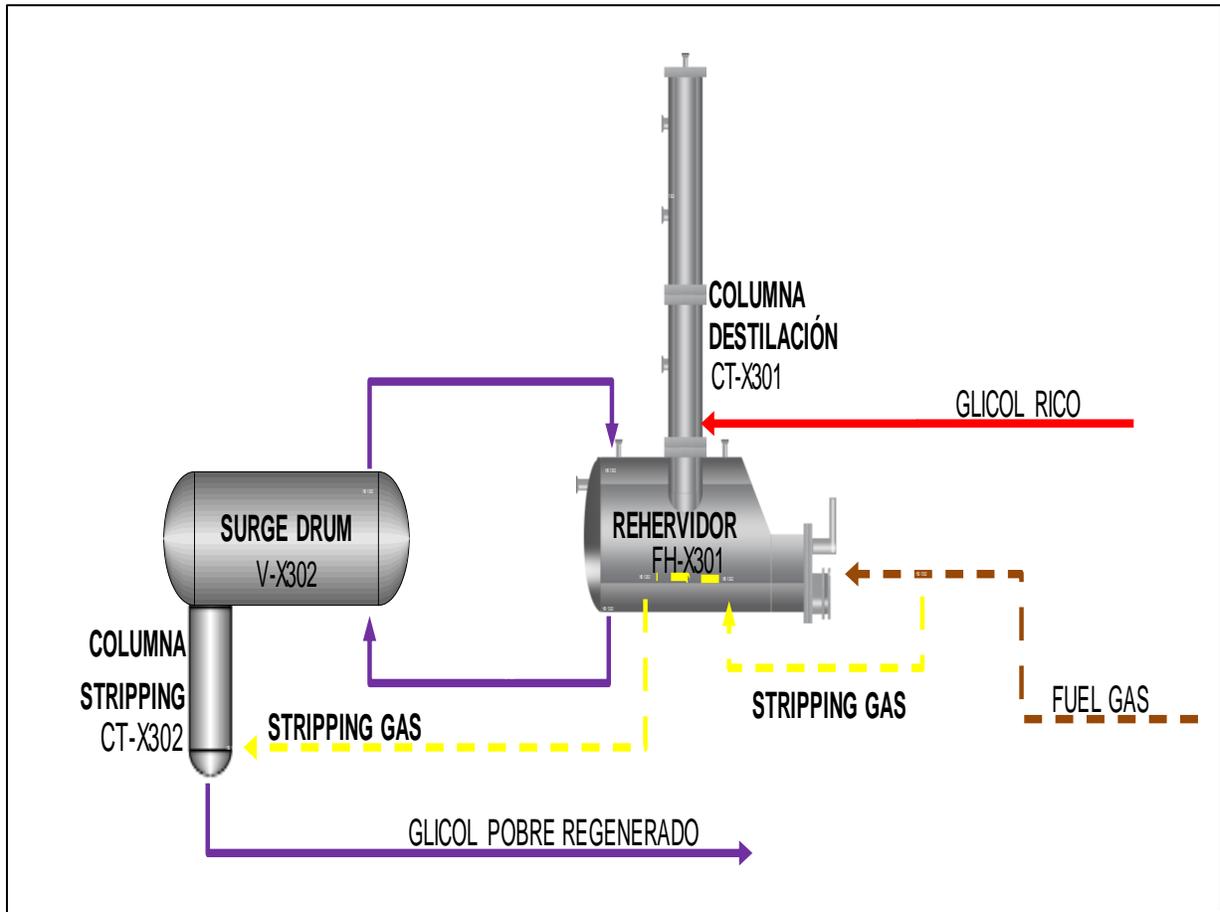
Para lograr una mayor eliminación del agua contenida en el glicol (TEG) se requiere de mayores concentraciones de TEG. Por tanto, es necesario el uso de métodos alternativos para mejorar la pureza del glicol y así lograr una mayor eliminación de agua como lo es la desorción; conocido como stripping gas (GPSA, 2012 / modificado).

Jacob, (2014). Investigó y concluyó que el flujo de stripping gas es inversamente proporcional al contenido de agua en la corriente de gas deshidratado ya que ayuda a mejorar la pureza del TEG. Se recomienda no trabajar con velocidades superiores de 3 scf/gal TEG del flujo en stripping gas porque favorecerá muy poco en la depresión del punto de rocío y tiende a ser constante, solo se generará pérdidas en energía. Normalmente se utiliza gas tratado como fuel gas, el cual es capaz de absorber gran cantidad de agua del glicol. Esto permite obtener concentraciones por encima de 98.5 % w y valores mayores a 140 °F de punto de rocío, Ochoa (2016).

En la figura 11 se puede observar el diseño que tiene la planta estudio como método alternativo para el mejoramiento de la pureza del TEG. La corriente de fuel gas es pasada en primera instancia por el rehervidor con el fin de calentar el gas para introducirlo en la columna de stripping CT-X302, que entra en contra flujo con el glicol pobre para lograr retirar la mayor cantidad de vapor de agua presente en el TEG pobre y mejorar su pureza en un rango superior a los 99,5% W.

**Figura 11**

*Diagrama de diseño stripping gas - Planta estudio*



**Fuente:** Elaboración propia basado en el diseño de la planta estudio, Díaz (2020).

### 3.4 Tipos de pérdidas de TEG en el proceso

En la tabla 12 se presentan dos tipos de pérdidas de TEG en el proceso.

**Tabla 12**

*Pérdidas de TEG en el proceso*

<b>TIPO DE PÉRDIDA</b>	<b>UBICACIÓN</b>	<b>CAUSAS</b>
Por arrastre (Mecánicas)	Torre Contactora Línea de gas deshidratado	Velocidad alta del gas de entrada a la torre contactora. Debido a la velocidad del gas el extractor de niebla no retiene las gotas de TEG. Generación de espumas por: * Contenido de hidrocarburos líquidos en el TEG (> 1%v) * La temperatura es directamente proporcional a la solubilidad del TEG en los hidrocarburos (>T; >pérdidas)
	Flash Drum TEG	Arrastre de gotas de TEG en los vapores de hidrocarburos por: * Sales en el glicol (>20 g/l) * Suspendidos en el glicol
	Columna de destilación TEG	Los vapores de la destilación (Agua) pueden arrastrar TEG y no son retenidas por el extractor de niebla
Por evaporación (Termodinámicas)	Torre contactora	Contenido de vapores de TEG en la corriente de gas deshidratado
	Flash Drum TEG	Contenido de vapores de TEG en la corriente de vapores de hidrocarburos
	Columna de destilación TEG	Contenido de vapores de TEG en la corriente de los vapores de destilación (Agua)

**Fuente:** Modificado <https://tinyurl.com/syyw7fa>.

#### **4. Análisis de riesgo en el proceso**

El proceso de deshidratación de gas y su sistema de regeneración de glicol son procesos de seguimiento constante debido a las condiciones operativas (presión, temperatura y volatilidad). Esto hace que la seguridad sea una medida muy importante en el proceso. Hay muchas formas de garantizar un proceso seguro, uno de los métodos más utilizados es el análisis de riesgos; este contiene varios tipos de métodos para prevenir sucesos no deseados. Estos métodos se pueden usar solos o juntos, debido a la complejidad de la situación referenciado en Hansen, H. y Col. (2013).

El estudio HAZOP se utiliza para identificar situaciones de peligro que puedan afectar a las personas, el medio ambiente y las instalaciones. Además, como escenarios de operabilidad; en donde juega un papel importante la capacidad que tenga la planta (proceso) para funcionar correctamente, Baybutt, (2015).

Cameron y Col, (2017); Comentan que un HAZOP es un procedimiento altamente disciplinado que identifica cómo un proceso puede desviarse de su base de diseño. Este estudio logra su éxito al seguir la información en PFD's y P&ID's de un sistema y dividiendo el diseño en secciones con límites definidos (nodos) asegurando el análisis de cada equipo en el proceso.

##### **4.1 Métodos de análisis de riesgo.**

La metodología de diseño basada en el riesgo juega un papel importante en cada proceso. Esta metodología expresa un accidente como un riesgo (combinación de la frecuencia y la consecuencia) y refleja medidas preventivas para reducir el riesgo. Se establece un objetivo de seguridad para analizar y evaluar el riesgo con el diseño base que se tenga del proceso, Ahn & Chang (2016).

El análisis de riesgos implica una evaluación exhaustiva del proceso y se debe tener en cuenta todas las situaciones y condiciones que pueden causar daños. El objetivo de un análisis es implementar acciones que reduzcan el riesgo de accidentes. Las cosas más comunes para revisar son explosiones, incendios, liberación de gases no deseados y lesiones personales, Chang (2013).

Según Hansen (2013), existen cinco métodos de análisis de riesgos:

- La identificación de peligros identificará y evaluará posibles peligros.
- FMEA (modo de falla y análisis de efectos) identificará las consecuencias y la causa raíz de la falla del componente.
- El análisis de fallas humanas (Operativo) identificará fallas humanas que causarán consecuencias no deseadas y encontrarán la causa raíz en las instrucciones de trabajo, procesos y sistemas.
- HAZOP (estudio de riesgo y operabilidad) identificará las consecuencias de las variaciones en las variables del proceso como temperatura, presión, flujo, etc. y decidirá qué consecuencias tendrá para la operación y seguridad del sistema. Este método se iniciará primero y los otros métodos seguirán.
- El Análisis de árbol de fallas se utilizará cuando se conozca la ocurrencia no deseada y se debe establecer una conexión lógica entre la ocurrencia y las diferentes causas raíz.

Estos métodos pueden identificar eventos no deseados, encontrar causas raíz, localizar consecuencias y proponer acciones correctivas; es lo que se espera en el trabajo para esta investigación.

### 4.1.1 Hazard and operability study – HAZOP

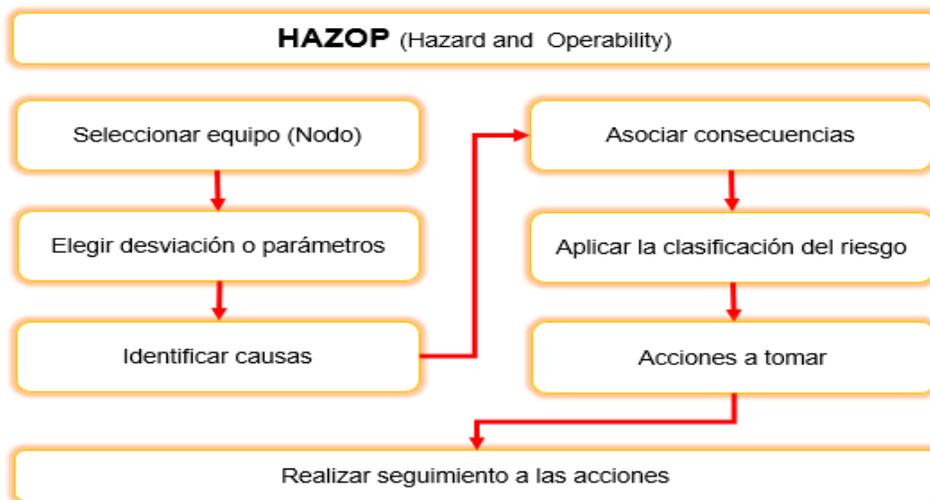
La técnica de análisis HAZOP utiliza un proceso sistemático para poder identificar posibles desviaciones de las operaciones normales y poder asegurar que existan salvaguardas apropiadas para ayudar a prevenir accidentes. El estudio HAZOP está construido de tal manera que el proceso se divide en procesos más pequeños llamados operaciones unitarias. Estas operaciones se evalúan individualmente:

- ¿Cuándo se transfiere un flujo?
- ¿Qué podría pasar entre las operaciones de la unidad?
- ¿Aumentará la presión, el flujo y la temperatura o qué sucederá?

El análisis HAZOP se puede construir sobre las respuestas a estas preguntas similares. La secuencia en HAZOP será la que se muestra en la figura 12.

**Figura 12**

*Secuencia de un estudio HAZOP*



**Fuente:** Modificado, Hansen (2013).

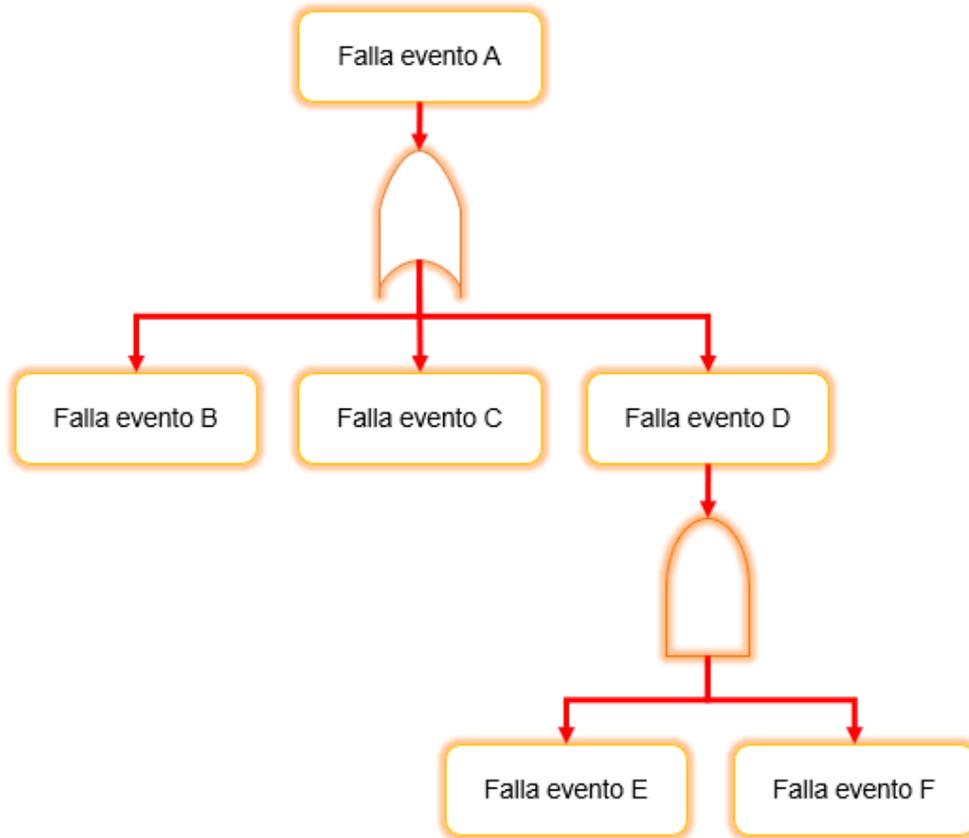
Para verificar todo el sistema y todos los parámetros de proceso, se utilizará un diagrama de proceso. Todos los parámetros serán verificados por desviaciones. Los parámetros se monitorean de cerca para garantizar que se cumplan las normas operativas.

Las características de HAZOP incluyen lo siguiente, Mokhatab, (2018):

- Una evaluación sistemática y altamente estructurada que se basa en palabras de guía y una lluvia de ideas en equipo para generar una revisión exhaustiva y garantizar que existan salvaguardas apropiadas contra accidentes.
- Típicamente realizado por un equipo multidisciplinario.
- Aplicable a cualquier sistema o procedimiento
- Se utiliza principalmente como una técnica de evaluación de riesgos a nivel de sistema.
- Genera resultados principalmente cualitativos, aunque es posible cierta cuantificación básica.

Una vez que se conoce un problema o inquietud en HAZOP, se puede generar un análisis de árbol de fallas (ver figura 13). Esto ayudará a generar análisis adicionales para ayudar a descubrir la causa del problema. A su vez, esto ayudaría en la prevención futura, asegurando que el mismo problema no ocurriera dos veces.

A nivel internacional, existe un gran número de enfoques en los estudios HAZOP; Si bien varios grupos de expertos de todo el mundo han tomado las mejores prácticas, no existe uniformidad entre las diferentes compañías consultoras o grupos de expertos internos de la industria Goyal y Kugan, (2012).

**Figura 13***Secuencia árbol de fallas*

**Fuente:** Hansen, (2013)

Cuando se realiza el análisis y se toman las decisiones para las acciones correctivas, se deben hacer consideraciones para verificar si las decisiones y acciones correctivas son lo suficientemente buenas. Estas consideraciones deberán ser económicas y seguras. Si se realizan todos estos procedimientos, el riesgo de accidentes / fallas podría minimizarse significativamente y conducir a una reducción en el costo y las lesiones.

Los usos más comunes de HAZOP incluyen la identificación de riesgos de seguridad y problemas de operabilidad de los sistemas de proceso continuo, especialmente los sistemas de fluidos y térmicos, y la revisión de procedimientos y operaciones secuenciales.

Limitaciones del análisis HAZOP, Mokhatab, (2018):

- **Requiere un sistema o actividad bien definidos.** El proceso HAZOP es una herramienta de análisis rigurosa que revisa sistemáticamente cada parte de un sistema o actividad. Para aplicar las palabras guías de manera efectiva y para abordar los posibles accidentes que pueden resultar de las desviaciones de las palabras de guía, el equipo de análisis debe tener acceso a diseño detallado e información operativa. El proceso identifica sistemáticamente salvaguardas de ingeniería específicas (p. Ej., Instrumentación, alarmas...) que se definen en dibujos de ingeniería detallados.
- **Requiere de mucho tiempo.** El proceso HAZOP revisa sistemáticamente las desviaciones creíbles, identifica posibles accidentes que pueden resultar de las desviaciones, investiga los controles administrativos y de ingeniería para protegerse contra las desviaciones y genera recomendaciones para mejoras del sistema. Este proceso de análisis detallado requiere un compromiso sustancial de tiempo del facilitador y otros expertos en la materia, personal técnico, personal de ingeniería, vendedores de equipos, etc.
- **Se enfoca en las causas de desviaciones de un evento.** El proceso HAZOP se enfoca en identificar fallas individuales que pueden resultar en accidentes. Si el objetivo del análisis es identificar todas las combinaciones de eventos que pueden conducir a accidentes de interés, se deben utilizar técnicas más detalladas como el FTA (Ver figura 13).

Al momento de esta investigación se gestionó la elaboración de un análisis HAZOP al proceso de deshidratación de gas y regeneración de glicol, con el fin de encontrar y corregir desviaciones en el proceso.

Según Mokhatab, (2018), el análisis HAZOP consta de los siguientes cinco pasos,

- Definir el sistema o la actividad. Especificar los límites de la información
- Definir los problemas de interés para el análisis. Estos pueden incluir problemas de salud y seguridad, preocupaciones ambientales, etc.
- Subdividir el sistema o actividad y desarrollar desviaciones que serán analizadas individualmente. Una vez que se definen las subdivisiones, aplique las palabras de guía HAZOP que sean apropiadas para el tipo específico de equipo en cada sección.
- Realizar revisiones de HAZOP. Evaluar sistemáticamente cada desviación para cada sección del sistema o actividad. Documente las recomendaciones y otra información recopilada durante las reuniones del equipo y asigne la responsabilidad de resolver las recomendaciones del equipo.
- Utilice los resultados obtenidos para la toma de decisiones. Evaluar las recomendaciones del análisis y los beneficios que pretende lograr. Los beneficios pueden incluir una mejora de la seguridad y el desempeño ambiental o ahorros de costos. Determinar los criterios y planes de implementación.

## 5. Metodología para el proceso

En el presente estudio se realiza un análisis del consumo de glicol (TEG) durante los últimos tres años (2019, 2018 y 2017) con el objetivo de encontrar brechas, oportunidades de mejora para suprimir las diferencias de consumo y en efecto mejorar el proceso de deshidratación de gas.

Actualmente la planta estudio cuenta con tres trenes en paralelo de deshidratación de gas y regeneración de glicol. Para llevar a cabo el proceso de deshidratación de gas, se realiza mediante absorción en contacto íntimo entre el gas húmedo y el glicol pobre. El glicol empleado es el TEG como desecante líquido y es regenerado térmicamente para su reúso.

Teniendo en cuenta que son tres trenes de deshidratación, para efectos de este análisis practico se toman valores promedio de flujo, presión, temperatura y calidad del gas.

### 5.1 Consumos y costo asociado

En la planta estudio se lleva un control diario del producto consumido en la reposición de los volúmenes de los sistemas de regeneración de TEG, también se conoce el volumen de gas tratado que pasa por las torres contactoras y el contenido de agua retirado en el proceso de deshidratación de gas.

Para esta investigación se realizó la consolidación de los reportes diarios que se tiene en la base de datos de la planta estudio, se agruparon los datos y se promedió por año (2017, 2018 y 2019); en la tabla 13 se puede observar las desviaciones que se han tenido respecto al consumo de glicol en la planta estudio durante los últimos tres años.

**Tabla 13***Consolidado retrospectivo consumo TEG planta estudio*

Año	Relación Planta Estudio [gal TEG/MMSCF]	Gas Tratado [MMSCF]	TEG Planta Estudio [gal]	TEG Planta Estudio [TM]	COP [Millones \$] Planta Estudio
2017	0,120	335729	40357	734	1321
2018	0,136	289690	39538	719	1294
2019	0,140	283762	39854	725	1304

**Fuente:** Elaboración propia basada en datos disponibles del proceso / Díaz, (2020)

En una de sus investigaciones, Arnold (1999) define que una planta deshidratadora de gas por absorción y operada de manera óptima debe tener unas pérdidas de glicol de hasta de 0,05 gal glicol/MMSCF y un valor aceptable para operar una planta debe ser de 0,1 gal glicol/MMSCF. De acuerdo a esto, la planta estudio se encuentran por fuera de estas recomendaciones lo que quiere decir que existen desviaciones en el proceso y oportunidades de mejora. En la tabla 13 se observa que las pérdidas están por encima del valor aceptable.

Se realizó una comparación práctica con las recomendaciones de la literatura (Arnold K) para visualizar los beneficios obtenidos al mejorar este proceso.

**Tabla 14**

*Relación óptima y aceptable en pérdidas de TEG aplicada a la planta estudio*

Año	Relación óptima Literatura [gal TEG/MMSCF]	TEG relación 0,05 [gal]	Consumo adicional TEG [gal]	Consumo adicional TEG [TM]	COP [Millones \$] adicional TEG relación 0,05
2017	0,05	16786	23571	429	771
2018		14485	25053	456	820
2019		14188	25665	467	840

Año	Relación Aceptable Literatura [gal TEG/MMSCF]	TEG relación 0,1 [gal]	Consumo adicional TEG [gal]	Consumo adicional TEG [TM]	COP [Millones \$] adicional TEG relación 0,1
2017	0,1	33573	6784	123	222
2018		28969	10569	192	346
2019		28376	11477	209	376

**Fuente:** Elaboración propia basada en datos disponibles del proceso / Díaz, (2020)

En la tabla 14, se puede observar una comparación entre las relación óptima y aceptable de pérdidas de glicol [ gal TEG / MMSCF] que existe en la literatura. Además, se observa un ahorro considerable entre los 700 y 800 COP [Millones \$ / Año] con la relación óptima y un ahorro entre los 200 y 400 COP [Millones \$ / Año] con la relación aceptable.

En la gerencia donde opera actualmente la planta estudio, existe otra planta y se logró obtener un consolidado del consumo de glicol en el proceso de deshidratación de gas y así poder realizar una comparación. En la tabla 15 se observa un análisis comparativo con la relación en pérdidas de glicol de otra planta perteneciente a la misma gerencia de la planta estudio.

Para el proceso de deshidratación de gas de la otra planta se tiene una relación entre el rango de relación óptima y aceptable, lo que resulta de un ahorro entre los 400 y 600 COP [Millones \$ / Año]. Se puede observar que hay una diferencia importante entre la relación de consumo que se maneja en los dos campos, la relación de consumo de la planta estudio es un 70% superior comparado con la otra planta. De realizar mejoras y optimizar el proceso se puede reflejar económicamente en la producción de la planta estudio.

**Tabla 15**

*Relación otra planta (misma gerencia) en pérdidas de glicol aplicada a la planta estudio*

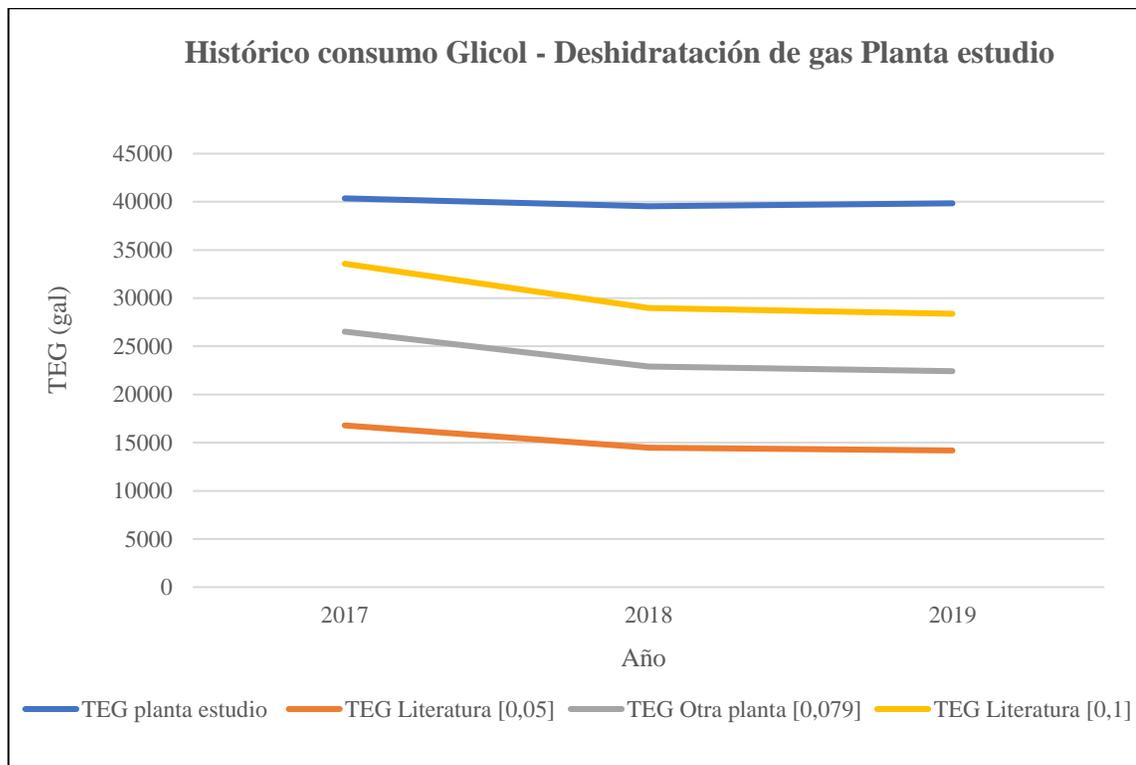
Año	Relación Otra Planta [gal TEG/MMSCF]	TEG relación Otra Planta 0,079 [gal]	Consumo adicional TEG [gal]	Consumo adicional TEG [TM]	COP [Millones \$] adicional TEG relación 0,079
2017		26523	13835	252	453
2018	0,079	22886	16652	303	545
2019		22417	17436	317	571

**Fuente:** Elaboración propia basada en datos disponibles del proceso / Díaz, (2020)

Con el fin de poder tener un estimativo económico del consumo adicional se tomó el gas tratado en la planta estudio y se multiplicó por las diferentes relaciones de consumo que se relacionaron anteriormente (0,05 – 0,079 – 0,1). De esta manera se puede conocer los consumos de TEG si se hubiese trabajado con la misma relación de la otra planta y lo recomendado en la literatura (Tablas 14 y 15).

**Figura 14**

*Histórico consumo de TEG / Promedio anual*

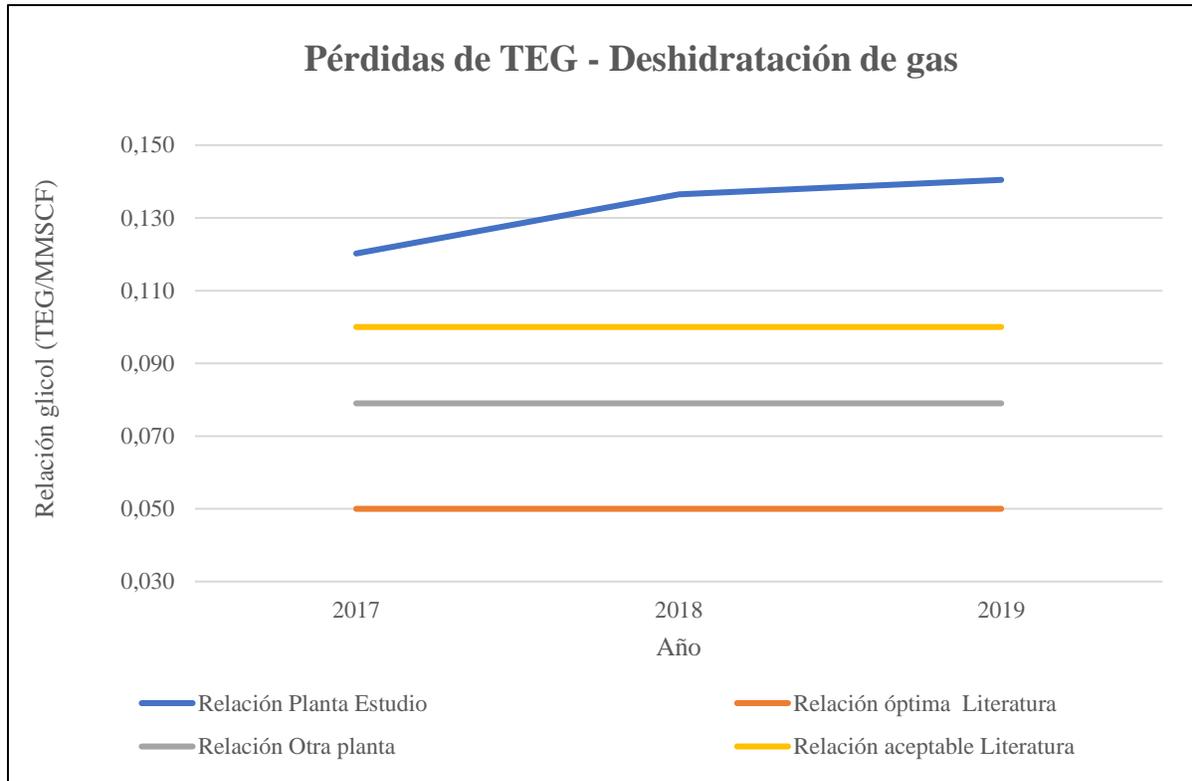


**Fuente:** Elaboración propia basada en datos disponibles del proceso / Díaz, (2020).

En la figura 14 se representó el comportamiento que ha tenido la planta estudio respecto al consumo de TEG en el proceso de deshidratación de gas en el tiempo. Se puede ver que el promedio ha estado por encima de lo recomendado por la literatura como del valor promedio obtenido en la otra planta. Con un promedio anual de 700 canecas de TEG (~40000 galones) y duplicando su consumo respecto a los valores de la otra planta de la misma gerencia.

**Figura 15**

*Pérdidas de TEG / Promedio anual*

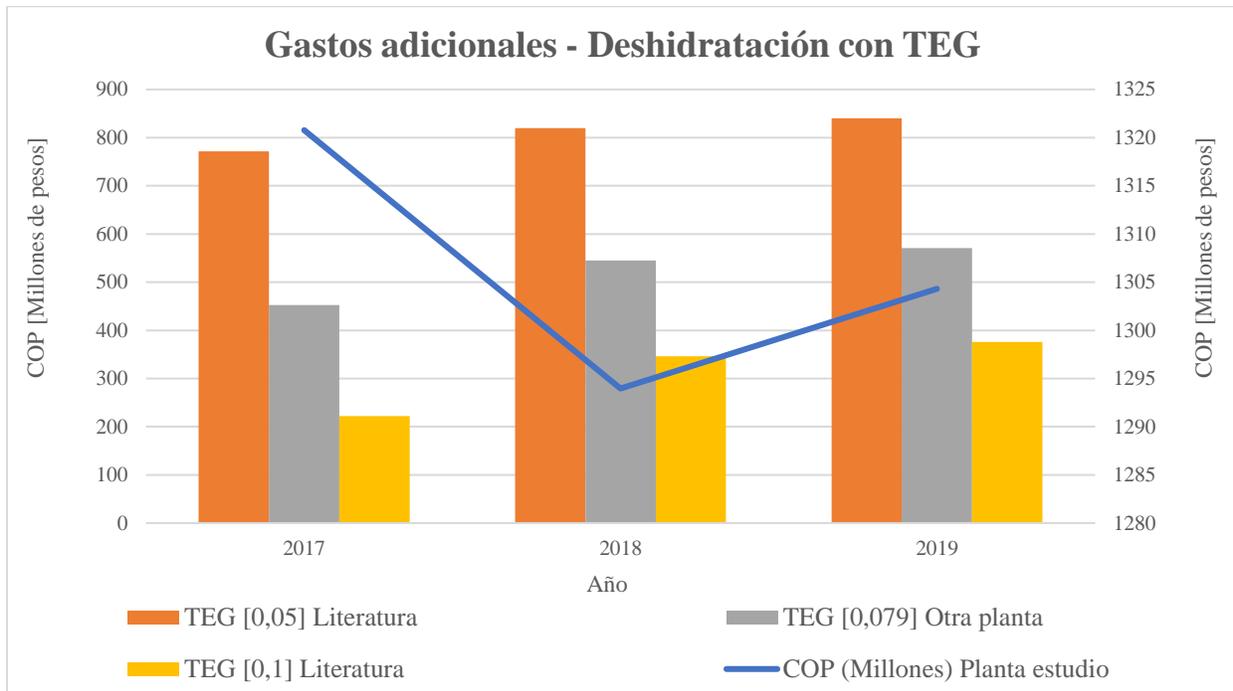


**Fuente:** Elaboración propia basada en datos disponibles del proceso / Díaz, (2020)

En la figura 15 se puede ilustrar el desfase que tiene la planta estudio respecto a las pérdidas del consumo de TEG (0,134 gal TEG / MMSCF), con una relación superior comparada con la otra planta. Además, a partir del año 2018 ha tenido un incremento en cuanto al consumo de TEG en la planta estudio.

**Figura 16**

*Comportamiento de los gastos adicionales / Promedio anual*



**Fuente:** Elaboración propia basada en datos disponibles del proceso / Díaz, (2020).

Por último, en la figura 16 se puede analizar el rango de los costos adicionales que se han generado dentro del proceso de deshidratación de gas por tener un valor por fuera de las condiciones óptimas y aceptables de las pérdidas de TEG. Se pretende en esta investigación poder encontrar la causa raíz del aumento en el consumo de glicol y así proponer acciones para mejorar la eficiencia del proceso. La oportunidad de mejora para el consumo de TEG en la planta estudio es superior a los COP\$ 50 millones mensuales, si se lograra trabajar a la misma relación de consumo que se tiene en la otra planta de la misma gerencia. Actualmente en la industria oil & gas se maneja un costo aproximado por caneca (TM – 55 galones) de TEG cercano a los COP 1,8 millones.

## **5.2 Revisión de las condiciones de operación**

Parte de esta investigación, se realizó una revisión a variables críticas para analizar su efecto sobre el proceso y validar condiciones actuales de operación.

### **5.2.1 Capacidad de la planta estudio por diseño**

En el procesamiento de gas, cada torre contactora tiene una capacidad por diseño de 430 MMSCFD, con una carga de 885 psi y 115°F. Una tasa de circulación de glicol pobre de 85 gpm con una pureza del 98,99% a una temperatura de entrada de 120°F.

Para el sistema de regeneración de TEG la temperatura de cima propuesta en la regeneradora es de 220°F y 395°F en el rehervidor, no se indican flujos recomendados para gas de despojo (stripping gas), en el momento se encuentra fuera de línea.

### **5.2.2 Condiciones operativas de la planta estudio.**

A pesar de que las condiciones de operación han cambiado respecto a las bases de diseño, en los últimos tres años la producción de gas del campo donde se encuentra ubicada la planta estudio se ha mantenido constante. La presión de operación se encuentra en un rango entre 530 psi y 570 psi, la temperatura de entrada de carga de gas oscila entre 80°F y 105°F y se controla la temperatura de ingreso de TEG pobre a 15°F por encima de la temperatura del gas húmedo. El flujo de gas ha disminuido en las contactoras, se tienen registros inferiores a los 200 MMSCFD y normalmente están operando con una carga de 250 MMSCFD.

No se tiene medición exacta de circulación de TEG, los medidores no están operativos. El operador en pantalla (Control Room) mantiene la apertura de la válvula de control entre 40% y

45% por recomendaciones dadas en años anteriores de operación. Las condiciones de presión y temperatura en la regeneración se mantienen igual a las condiciones de diseño.

### 5.2.3 Composición del gas de entrada a la torre contactora.

Para el análisis de la composición del gas, la planta estudio realiza un muestreo en base seca (Cromatografía) y el contenido de agua es calculado por medio de un equipo especializado para medir la humedad en línea (Higrómetro) o por medio de tubos Dräger con un margen de error del 10%. En la tabla 16 aparece la composición que tiene el gas de la planta estudio.

**Tabla 16**

*Composición del gas planta estudio*

Nombre del componente	Fórmula del componente	% Molar
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0.507
Metano	C <sub>1</sub>	71.983
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	3.611
Etano	C <sub>2</sub>	10.938
Propano	C <sub>3</sub>	7.781
i-butano	iC <sub>4</sub>	1.846
n-butano	nC <sub>4</sub>	2.106
i-pentano	iC <sub>5</sub>	0.593
n-pentano	nC <sub>5</sub>	0.440
n-hexano	nC <sub>6</sub>	0.194

**Fuente:** Elaboración basado en datos de la planta estudio, (2020)

#### 5.2.4 Determinación del contenido de agua en el gas húmedo

Con los rangos de presión y temperatura de operación se toma un valor promedio y se determina el contenido de agua. Para calcular el contenido de agua en el gas húmedo se realizó de dos maneras:

- Monogramas McKetta & Wehe
- Simulación en HYSYS

Para el caso de los monogramas McKetta & Wehe se utilizó la gráfica con los valores de presión 550 psi y 90°F de temperatura de la corriente de gas húmedo que entra a la torre contactora para encontrar el contenido de agua (Ver figura 17).

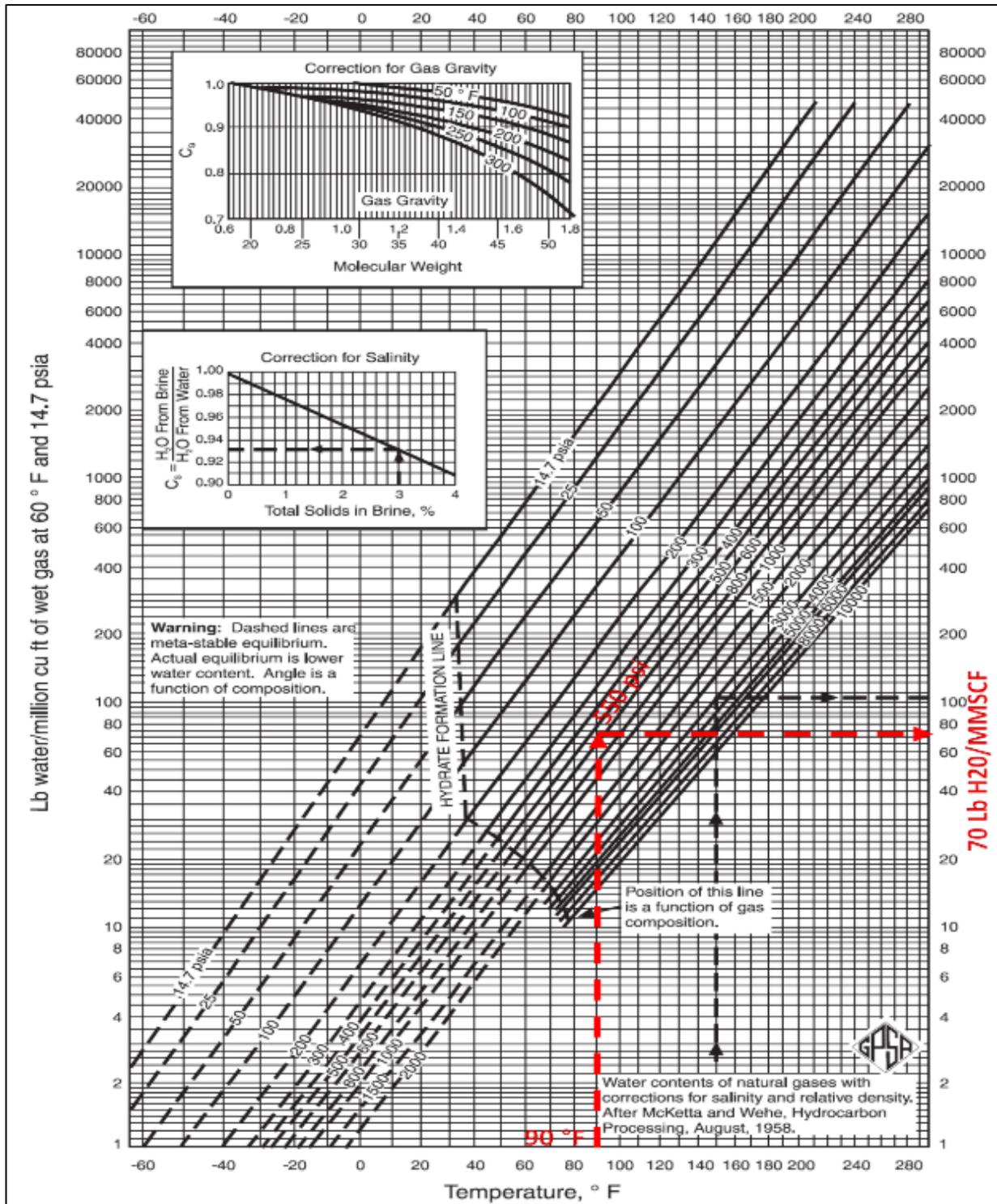
Para la simulación en HYSYS se utilizaron los datos reportados en la tabla 13, que corresponde a una cromatografía del cabezal de gas húmedo de la planta estudio. En el simulador se saturó la corriente de gas (Base seca) con agua a las condiciones de presión (550 psi) y temperatura (110°F) aguas abajo del proceso de absorción, obteniendo de esta manera la cantidad de agua por millón de pies cúbico que ingresa al cooler y al separador del gas de proceso para luego entrar al sistema de deshidratación de gas (Torre contactora).

El contenido de agua calculado por el simulador en la corriente de gas húmedo que entra a la torre contactora (Corriente 57) fue de 70 Lb H<sub>2</sub>O/MMSCF, similar a lo que se podía determinar mediante el monograma, ver figuras 17 y 18.

El agua retirada es la diferencia entre la concentración inicial y la concentración de la corriente de gas deshidratado (2 @ 6 lb/MMSCF). Para el caso de la planta estudio se deben retirar cerca de 67 Lb H<sub>2</sub>O/MMSCF.

**Figura 17**

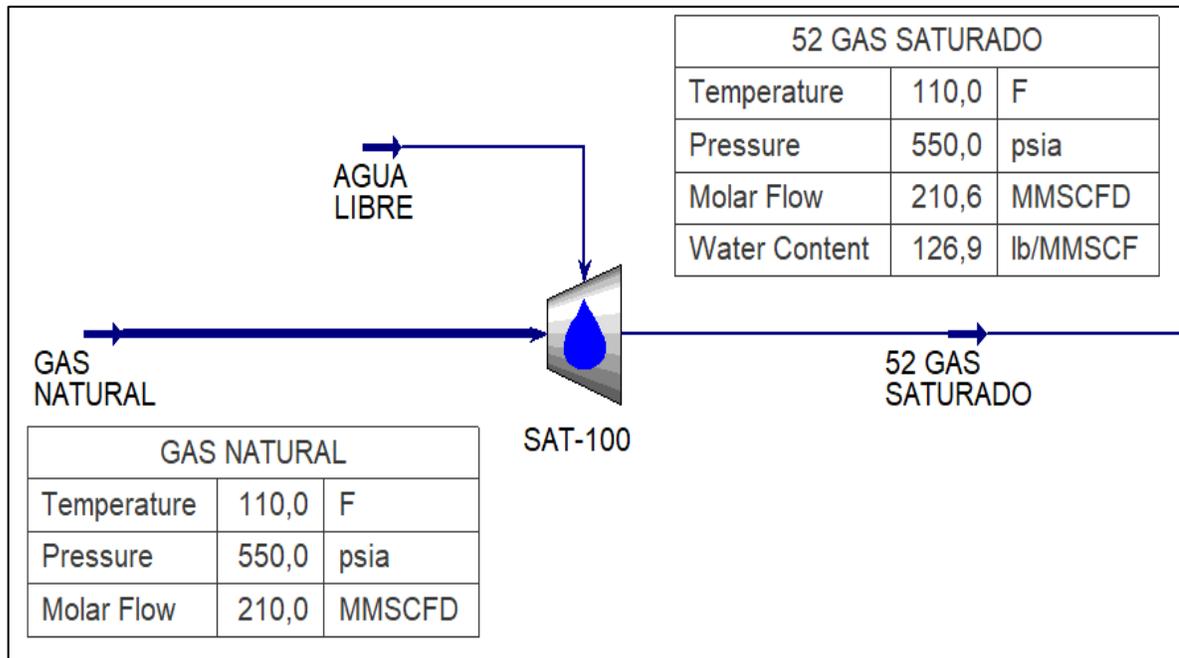
*Determinación del contenido de agua*



Fuente: Monograma McKetta. GPSA (2012)

**Figura 18**

*Determinación del contenido de agua – HYSYS*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

Con el fin de garantizar una corriente de gas saturado con vapor de agua a las condiciones que se tiene en la planta estudio (550 psi y 110 °F, aguas abajo de la torre contactora) se utilizó un saturador (SAT-100) mediante el simulador, donde se toma la corriente de gas y una cantidad de agua a presión y temperatura de proceso (Sluge Catcher), obteniendo la corriente de gas saturado (corriente 52).

La corriente de gas saturado es la que entra al cooler para bajar la temperatura del gas y así poder condensar gran parte del vapor de agua en el separador de gas de proceso antes de ingresar a la torre contactora. En la figura 18 se puede observar las condiciones en el simulador para obtener la corriente de gas saturado en la planta estudio.

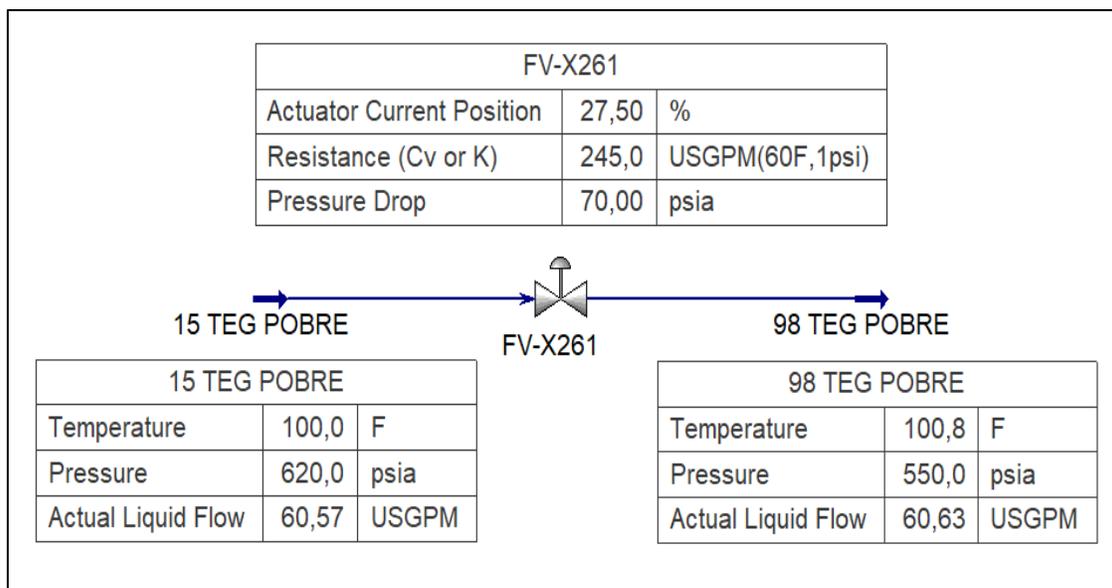
**5.2.5 Ajuste de apertura válvulas de flujo para la circulación de glicol.**

Actualmente no se encuentran operativos los medidores de flujo de glicol de la planta estudio. Mientras se realiza el cambio de estos instrumentos y sólo de manera temporal, se calculó el porcentaje de apertura recomendable para la válvula de control FV-X261 y así trabajar con flujos adecuados para la circulación de TEG.

Las válvulas FV-X261 son válvulas de globo (Kent Introl Modelo 12-835A, 4” ANSI 600). La presión U/S de las válvulas de control de flujo está entre 600 y 650 psi y la presión D/S cercana a los 550 psi, con estos datos y las condiciones del fluido es posible determinar un flujo aproximado para diferentes porcentajes de apertura. En la figura 19 se observa la simulación realizada con las condiciones de operación de la válvula de control de flujo (FV-X261) con el fin de conocer la relación entre el porcentaje de apertura y el flujo de circulación de TEG.

**Figura 19**

*Apertura válvula de flujo – Circulación de glicol / HYSYS*

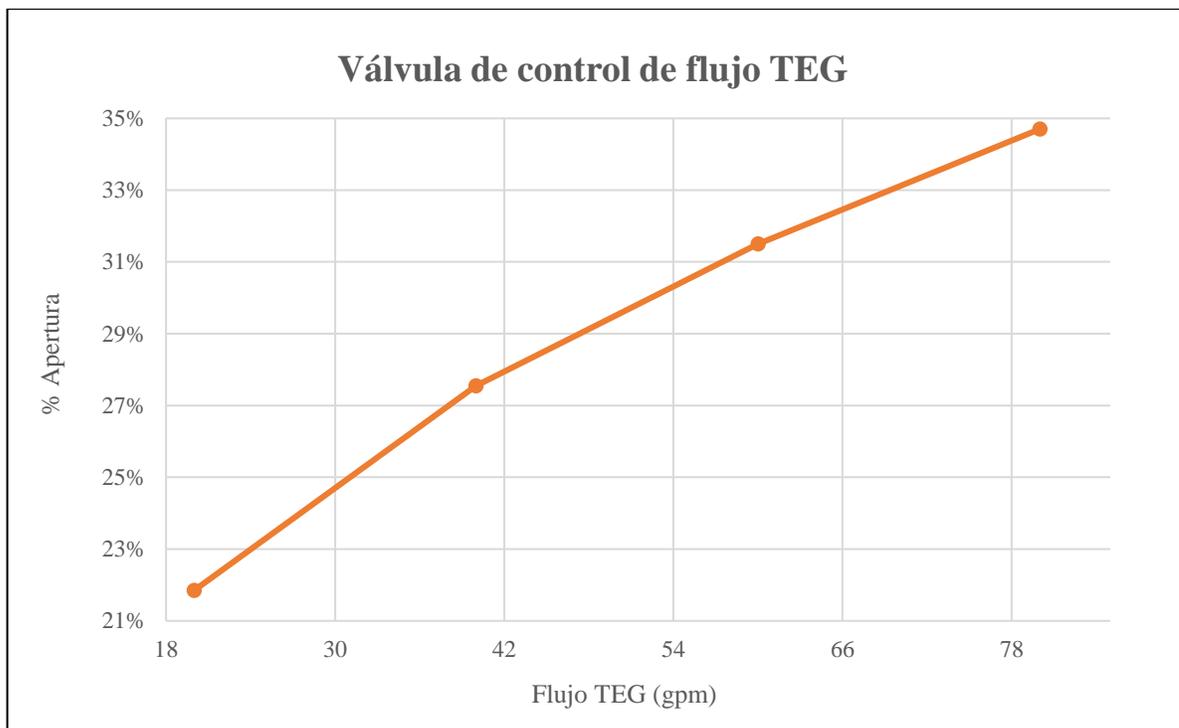


**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

En la figura 20 se representa el porcentaje de apertura que tiene la válvula de control de flujo respecto al flujo de TEG que puede circular en galones por minuto. Estos porcentajes de apertura son dados a una caída de presión de 70 psi. Se observan diferentes caídas de presión en las diferentes unidades de proceso, por lo tanto, lo ideal es asegurar los medidores de flujo en campo y así trabajar con valores más reales.

### Figura 20

*Flujo de TEG en función de la apertura de la válvula de flujo FV-X261*



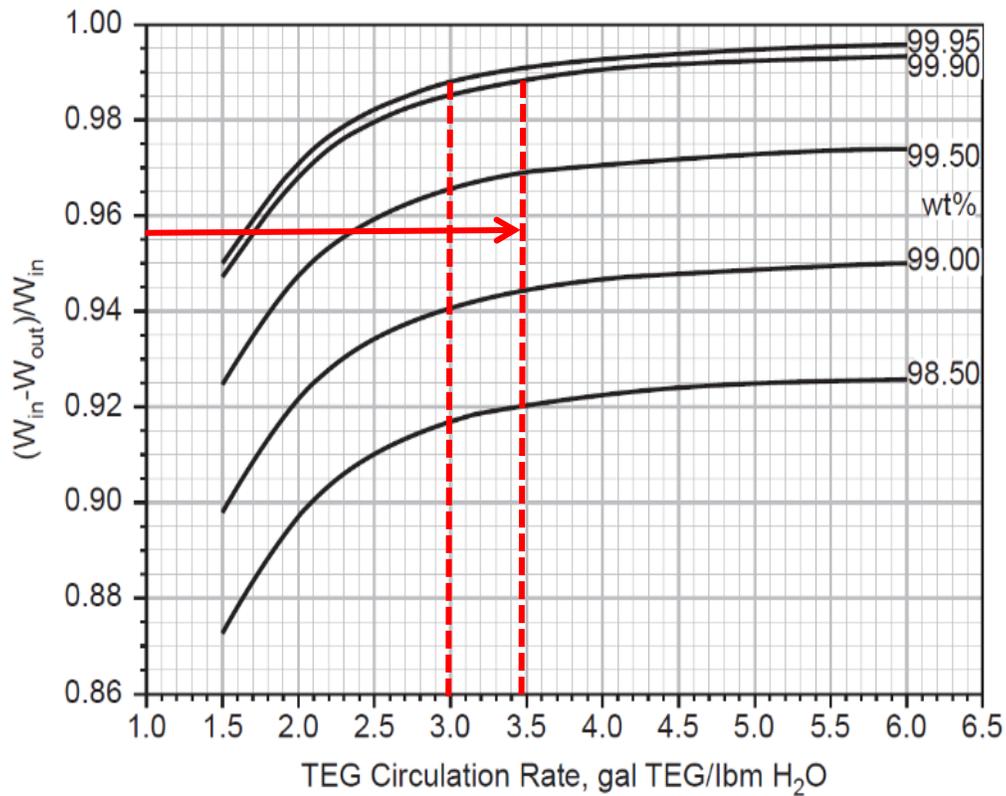
**Fuente:** Elaboración basada en datos disponibles, Planta estudio (2020)

### 5.2.6 Tasa de circulación de TEG

La tasa de recirculación del TEG es directamente proporcional al flujo de gas, la recomendación es trabajar entre 3 @ 3,5 gal TEG / Lb H<sub>2</sub>O.

**Figura 21**

*Pureza TEG / Tasa de circulación TEG*



**Fuente:** SAEID. Mokhatab (2019)

El efecto que tiene relaciones de circulación de TEG superiores a 3,5 no es significativo, se puede observar según figura 21 que la pureza del TEG es mucho más efectiva en la absorción de agua que las altas tasas de circulación de TEG.

Antes de realizar el cálculo del flujo o rata de circulación de glicol, se debe calcular el contenido de agua que será removido. En la figura 22 se ilustra la forma en la cual se puede determinar la cantidad de agua removida. Para el caso de la planta estudio se tiene un contenido de agua removida de 586,25 lb/hora.

**Figura 22**

*Cálculo del contenido de agua removida - Planta estudio*

**CÁLCULO DEL FLUJO DE GLICOL**

Contenido de agua removida:

$$Wr = \frac{Gs * (Win - Wout)}{24}$$

Donde,

Wr = Agua removida [lb agua/hora]	?
Win = Contenido de agua gas húmedo [lb agua/MMSCF]	70
Wout = Contenido de agua gas seco [lb agua/MMSCF]	3
Gs = flujo de gas [MMSCFD]	210

**Wr = 586,25 lb agua / hora**

**Fuente:** SAEID. Mokhatab (2019)

Una vez se haya determinado el contenido de agua removida, se calcula el flujo mínimo de circulación de TEG que debe tener el proceso bajo las condiciones de la planta estudio obteniendo un flujo de circulación mínimo de 29,31 gal TEG / minuto.

**Figura 23**

*Cálculo del flujo de circulación mínimo de TEG - Planta estudio*

Rata mínima de circulación de TEG:

$$L_{min} = L_w * W_r$$

Donde,

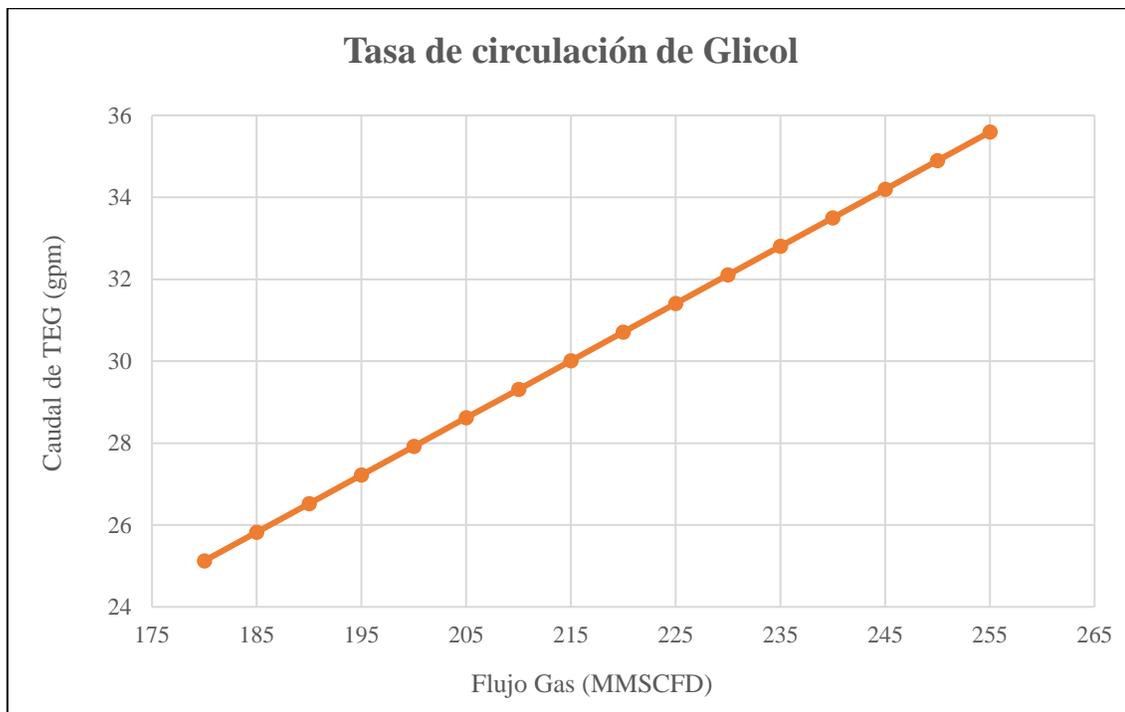
Lmin = rata de circulación mínimo de glicol [gal/minuto)	<b>DATOS</b>
Lw = glicol / agua [gal glicol / lb Wr]	?
Wr = Agua removida [lb agua/hora]	<b>3</b>
	<b>586</b>

**Lmin = 29,31 gal TEG / minuto**

\* Normalmente en operación este rango se encuentra entre 10 @ 30% del Lw

**Fuente:** SAEID. Mokhatab (2019)

Con la información obtenida y la recomendación encontrada en la literatura para la tasa de circulación de TEG, la cromatografía de gas y las condiciones actuales de operación, se calcularon los flujos recomendados de recirculación de TEG en función del flujo de gas húmedo, como se puede apreciar en la figura 24.

**Figura 24***Tasa de circulación de TEG planta estudio*

**Fuente:** Elaboración basada en datos disponibles, Planta estudio (2020)

Actualmente y como se mencionó anteriormente, no se tienen en funcionamiento los medidores de flujo de TEG hacia las torres contactoras; por lo tanto, no se tiene control sobre esta variable. En campo y por experiencia el operador tiene una recomendación de mantener una apertura de la válvula cercana al 40%, pero esta práctica fue implementada desde hace tiempo; cuando se manejaban otras condiciones de flujo de gas y no han sido modificados desde entonces.

En la tabla 17 se puede observar las pérdidas de TEG que se tiene en la planta estudio con las condiciones de operación. Según la tabla se calcularon en los equipos críticos como la torre de contactora, separador flash de glicol y la columna de destilación. Estas pérdidas de TEG se encuentran en corrientes de estado vapor donde pequeñas cantidades del glicol se va del proceso.

**Tabla 17***Pérdidas Vs tasa de circulación de TEG – Planta estudio*

<b>PÉRDIDAS DE TEG / PLANTA ESTUDIO</b>				
<b>TASA DE CIRCULACIÓN TEG [gpm]</b>	<b>TORRE CONTACTORA FLUJO MASICO TEG [Kg/h]</b>	<b>SEPARADOR GLICOL FLUJO MASICO TEG [Kg/h]</b>	<b>COLUMNA DESTILACIÓN FLUJO MASICO TEG [Kg/h]</b>	<b>PÉRDIDAS TEG [lb/día]</b>
30	0,3475	0,0102	0,4366	42
55	0,3587	0,0216	0,5079	47
60	0,3612	0,024	0,5229	48
85	0,3727	0,0359	0,5973	53

**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

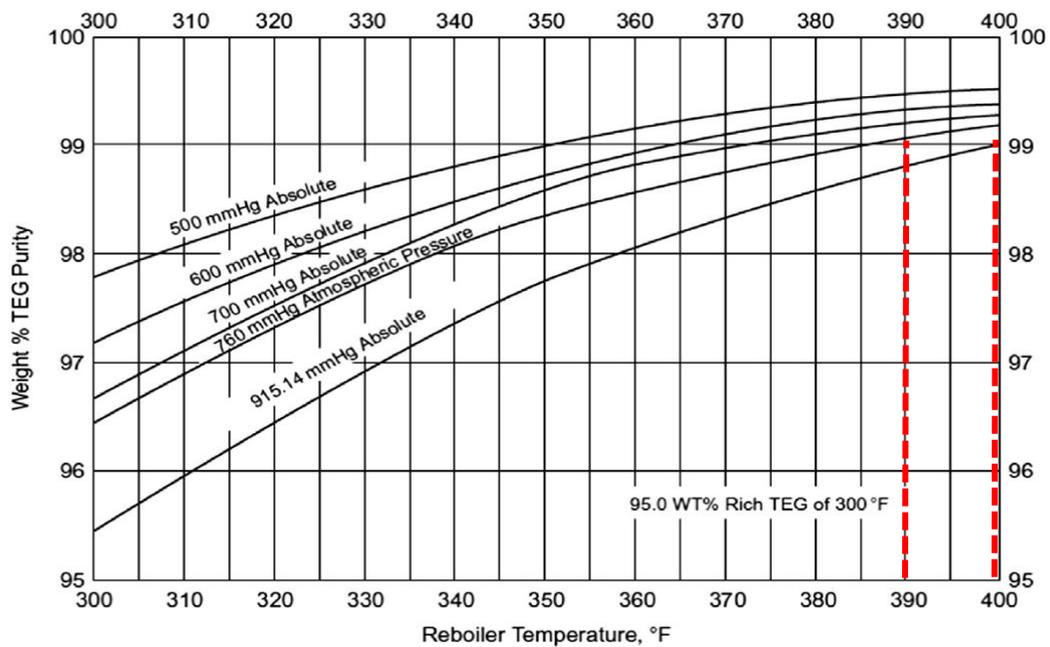
El flujo de TEG no se considera directamente proporcional a la eficiencia del proceso de deshidratación del gas, como se pudo observar en la figura 21, pero mayores tasas de recirculación sí implican un mayor consumo energético en la zona de regeneración y mayores pérdidas de TEG tanto en la contactora como en la regeneradora.

### 5.2.7 Temperatura en el rehervidor

La pureza del TEG puede controlarse mediante la temperatura y la presión del rehervidor en el proceso de regeneración de glicol. Si la pureza alcanzada no es la esperada es necesario, el uso de stripping gas para eliminar el agua residual en el glicol pobre (regenerado) para producir un glicol más concentrado. En la figura 25, se aprecia la relación entre la temperatura del rehervidor (Limitado @ 400 °F) y la pureza del glicol. Es recomendable no sobrepasar los 400 °F en el rehervidor ya que puede iniciar la degradación del glicol. SAEID. Mokhatab (2019). En la figura 25, se observa la pureza alcanzada en función de la temperatura del rehervidor. A condiciones de presión atmosférica la pureza máxima alcanzada es de 99%, muy similar a lo que actualmente se reporta en los análisis de seguimiento.

**Figura 25**

*Pureza de TEG Vs presión y temperatura de regeneración*



Fuente: GPSA. (2012)

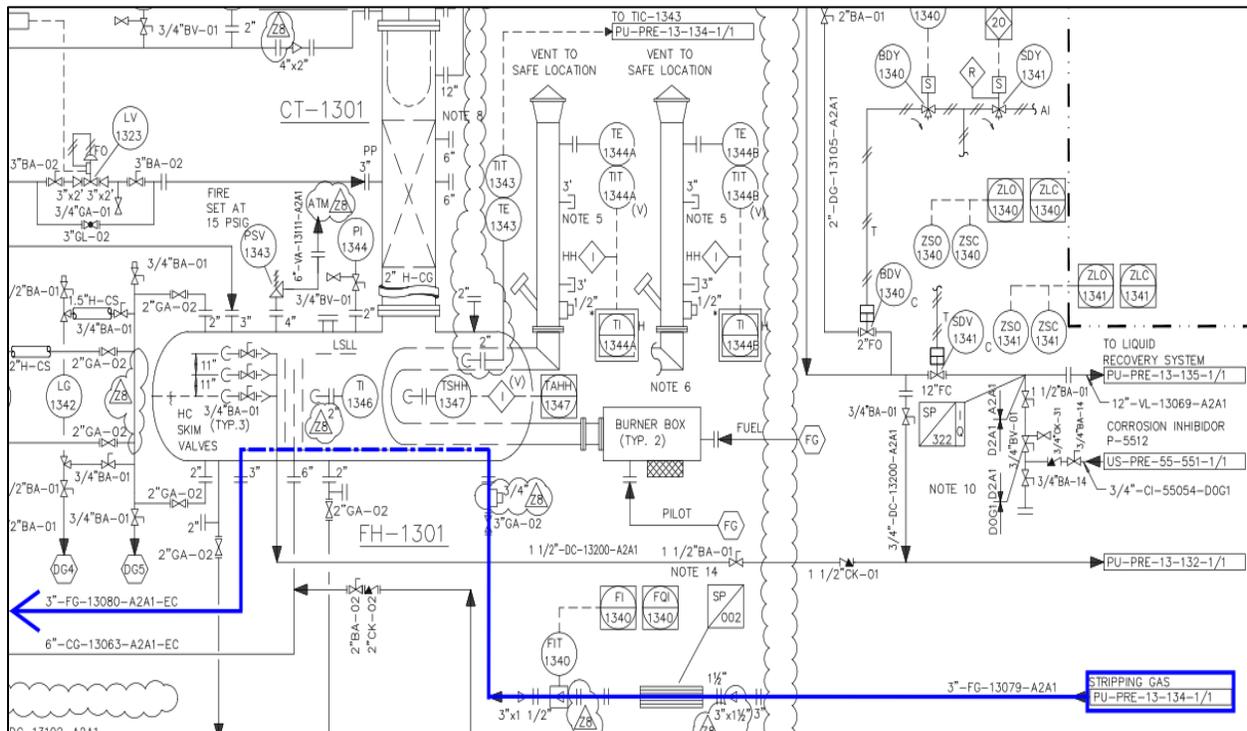
Se recomienda una temperatura en el rehervidor entre 370 °F @ 400 °F, actualmente la temperatura es de 395°F, luego está dentro de los parámetros recomendados. A mayores temperaturas se aumenta la presión de vapor y pueden aumentar las pérdidas de glicol.

### 5.2.8 Stripping Gas

Actualmente se encuentra la instalación por diseño del sistema stripping gas, pero no está operativo (Ver figura 26). La inyección de gas combustible en el fondo de la regeneradora de TEG ayuda a mejorar la pureza de glicol hasta un 99,9%. En el diseño del sistema se tienen las facilidades para la inyección de gas combustible, pero en el manual de operaciones no se dan recomendaciones de los flujos a inyectar en la planta estudio.

**Figura 26**

*P&ID stripping gas planta estudio*

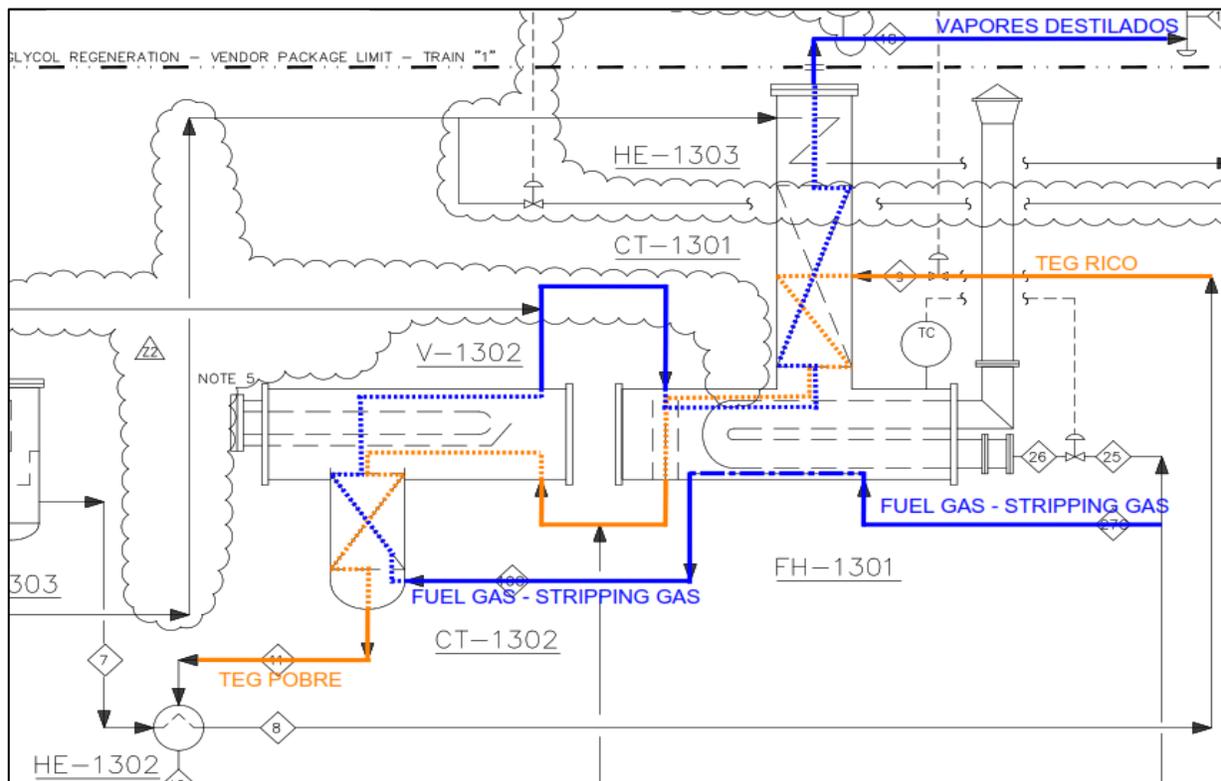


**Fuente:** Información propia de la planta estudio

En este sistema, el gas combustible pasa primero por el rehervidor donde se calienta para después ingresar a la columna de stripping (CT-X302) y así facilitar la eliminación del vapor de agua contenido en el glicol regenerado para mejorar sustancialmente su pureza.

**Figura 27**

*Diagrama del proceso - Stripping gas planta estudio*



**Fuente:** Información propia de la planta estudio

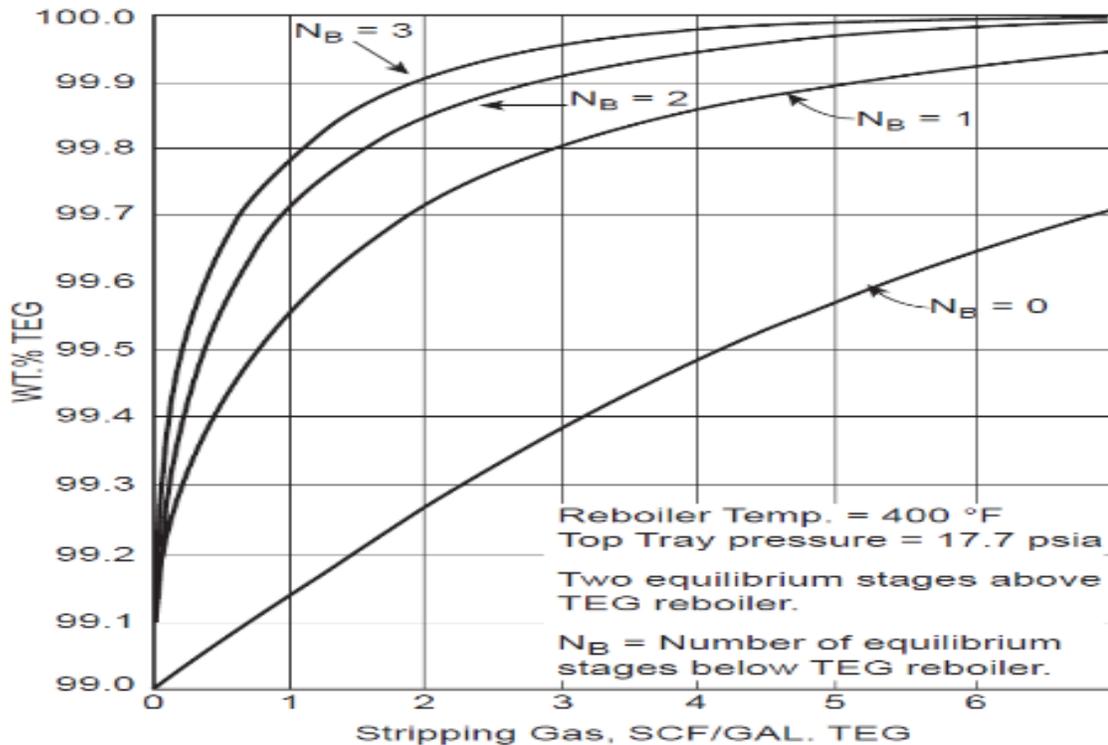
En la figura 27, se puede observar el diagrama que tiene el proceso de desorción. Inicialmente el fuel gas es calentado; la tubería que pasa por el interior del rehervidor transfiriendo calor al gas. Una vez se aumente la temperatura en el gas, entra a la columna de stripping que en contra corriente con el TEG que viene del proceso térmico (rehervidor) se logra eliminar contenido

de agua presente en el TEG y mejorar su concentración. El gas finalmente sale por la corriente de vapores de la columna de destilación (CT-X301).

En la figura 28 se puede visualizar las relaciones de gas de despojo que normalmente se utilizan. Los gases de cima de la regeneración se envían a quema por lo tanto se utilizan relaciones bajas de gas de despojo ya que se convierte en una pérdida económica. En el caso de la planta estudio el gas es enviado a la primera etapa del compresor y se puede utilizar una buena relación de gas de despojo con el fin de aumentar la pureza del TEG incluso con temperaturas inferiores a los 400°F en el rehervidor.

**Figura 28**

*Stripping gas Vs pureza TEG*



**Fuente:** Mokhatab (2018)

## 6. Análisis de resultados

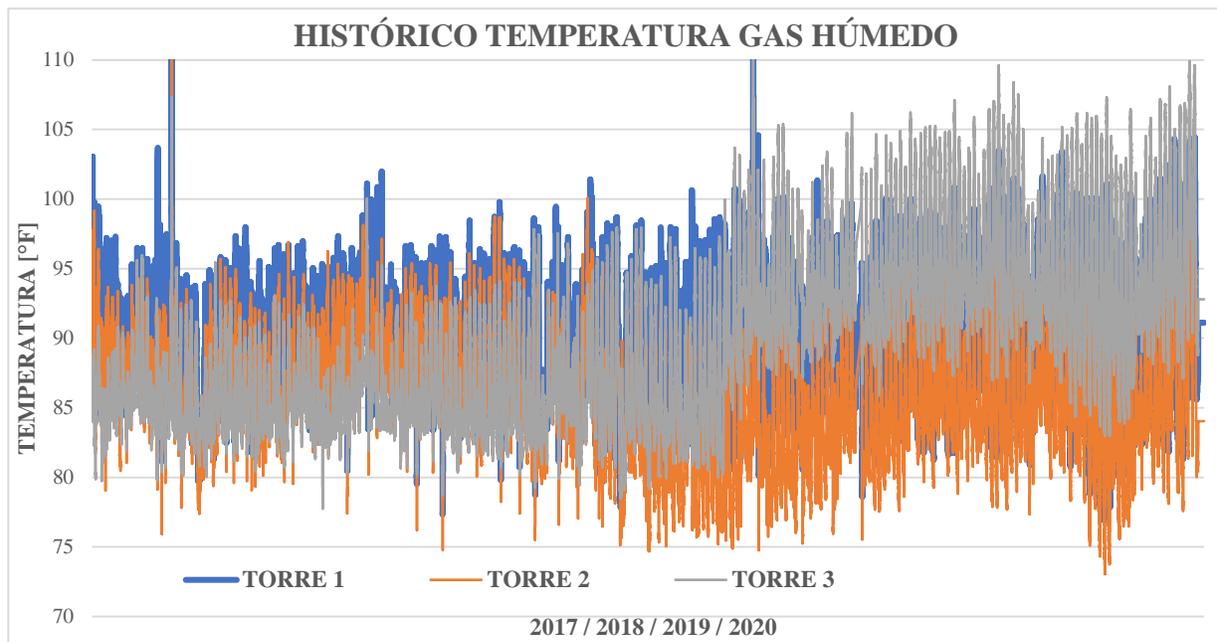
Una vez finalizada la investigación y con los datos obtenidos, se consideró que este análisis de resultados se enfocará directamente en los equipos de procesos más susceptibles para las pérdidas de TEG en la planta estudio:

### 6.1 Torre contactora / V-X202

En la torre contactora se observaron variables operacionales que influyen directa o indirectamente en las pérdidas de TEG durante el proceso de absorción y regeneración. En la figura 29 se puede observar el comportamiento histórico que ha tenido la temperatura del gas húmedo que entra a las torres contactoras.

**Figura 29**

*Temperatura gas húmedo – Análisis retrospectivo*



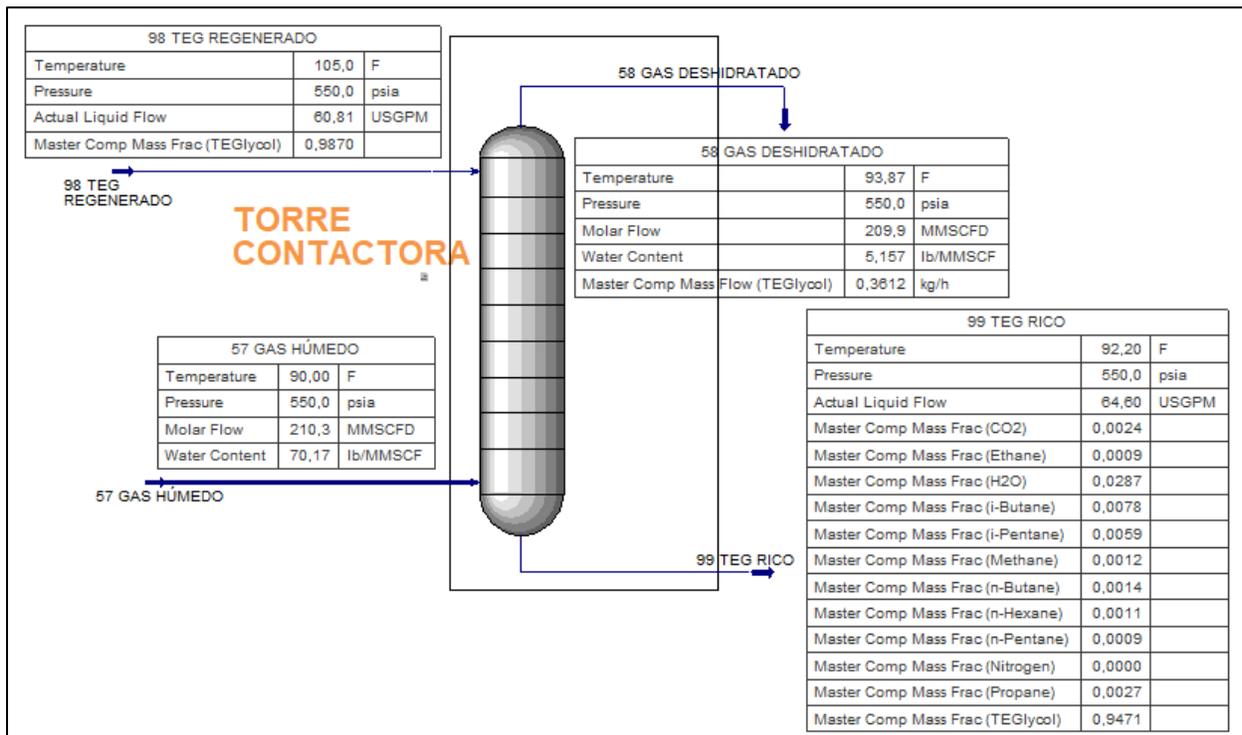
**Fuente:** Elaboración propia basado en datos operacionales – Planta estudio, Díaz (2020)

De acuerdo a la figura anterior se puede evidenciar que han existido varias fluctuaciones en los cuales el proceso no ha estado alineado a lo recomendado por la literatura (80°F @ 100 °F). Se evidencian valores tanto inferiores como superiores a este rango lo que favorece el contenido de agua presente en el gas y esto a su vez genera que el proceso pierda eficiencia.

En la figura 30 se presenta la simulación recreada bajo las condiciones operativas de la planta estudio y se puede observar las pérdidas de TEG en la corriente de gas deshidratado.

**Figura 30**

*Simulación torre contactora a condiciones operativas planta estudio*



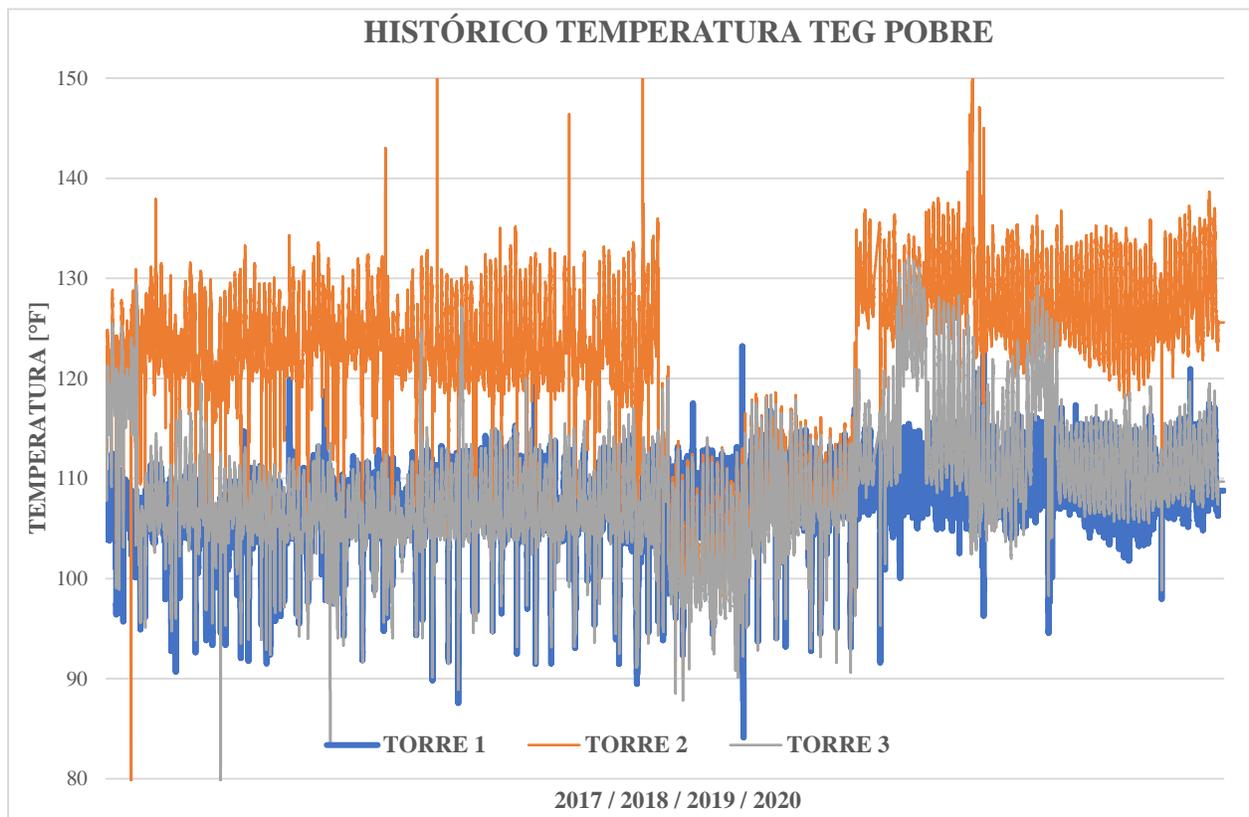
**Fuente.** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

La temperatura del gas húmedo está directamente relacionada con la temperatura a la que entra el TEG regenerado o pobre y se recomienda que la temperatura del TEG pobre debe estar entre 10°F @ 15°F por encima a la temperatura del gas húmedo.

En la figura 31 se puede observar el comportamiento que ha tenido la temperatura del TEG pobre en la planta estudio. El seguimiento y control de esta variable con las dos corrientes relacionadas podría mejorar notablemente la eficiencia del proceso.

### Figura 31

*Temperatura TEG pobre – Análisis retrospectivo*



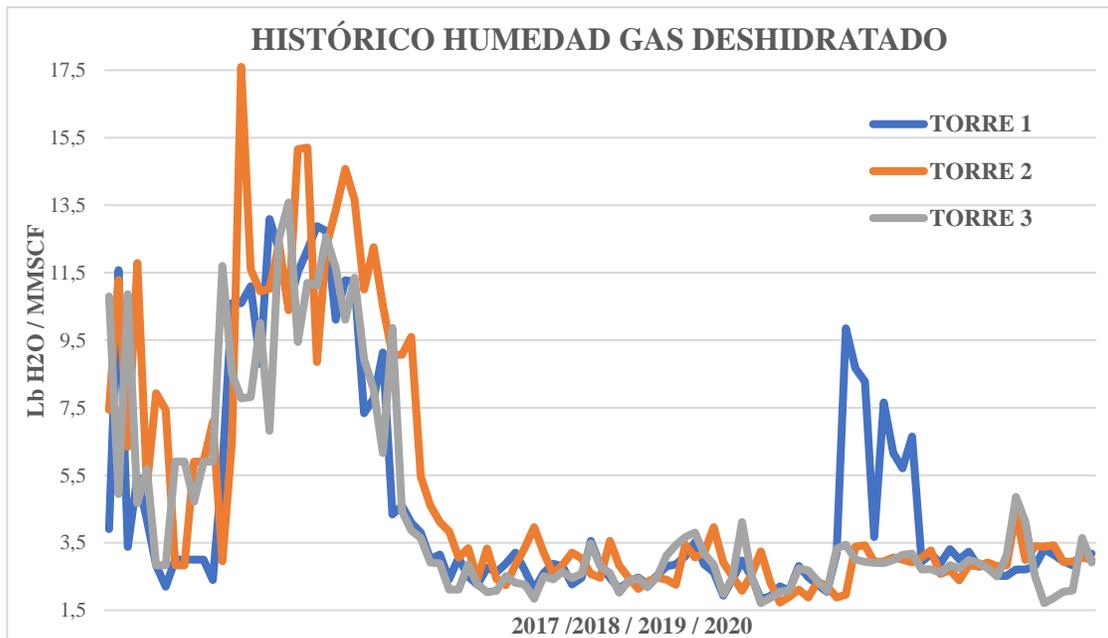
**Fuente.** Elaboración propia basado en datos operacionales – Planta estudio, Díaz (2020)

La figura 31 permite evidenciar que esta variable ha oscilado entre 90°F y valores por encima de los 130°F. Valores por fuera del rango recomendado puede presentar condensación y/o arrastre, favoreciendo en las pérdidas de TEG.

Comparando las figuras 29 y 31 se determina que existen periodos en los cuales no se pudo mantener el delta de temperatura recomendado entre el glicol pobre y el gas húmedo que entran a la torre contactora. Esta variable es una causa raíz del aumento en el consumo de TEG del proceso. La variable de temperatura también se encuentra asociada a la eficiencia que pueda tener el proceso de absorción, si hay un cambio en la temperatura del gas húmedo aumentará significativamente el contenido de agua y si las condiciones de temperatura del TEG pobre con el gas húmedo no se cumplen, no podrá realizar una buena absorción y esto se verá reflejado en valores superiores de humedad en el gas deshidratado o seco. En la figura 32 se puede detallar el comportamiento de la humedad.

**Figura 32**

*Contenido de humedad gas deshidratado – Análisis retrospectivo*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos operacionales – Planta estudio, Díaz (2020)

En la figura 32 se identifica que para los años 2017 y 2018 se tenían valores muy superiores a las 6 lb/MMSCF. Para finales del año 2018 y parte del 2019 se logró valores inferiores a lo que exige la regulación colombiana para la venta de gas. Para finales del año 2019 y comienzos del 2020 este valor no fue controlado en el rango, alcanzando un contenido de agua promedio de las 10 lb/MMSCF. Actualmente se ha venido mejorando esta relación estando por debajo de las 6 lb/MMSCF. Producir un gas con un alto contenido de agua puede afectar la integridad de los equipos, líneas y elevar así el consumo de TEG.

Para las variables de la pureza y tasa de circulación de TEG se evidenció que no se tiene operativo el método alternativo del stripping gas y es complejo tener concentraciones superiores a los 98,5%W de TEG. Por otro lado, la planta estudio no cuenta con un sistema de medición adecuado para conocer en tiempo real que tanto TEG se está recirculando, esto favorece el aumento de TEG en el proceso. En datos simulados anteriormente (tabla 17) se puede visualizar el efecto que tiene la tasa de circulación de TEG, en donde se trabajó con una tasa mínima de circulación de 30 gpm (calculado figuras 22 y 23); hasta una tasa de 85 gpm que es lo que se ha venido manejando por experiencia en la planta estudio, conociendo que las condiciones han cambiado respecto a las bases de diseño.

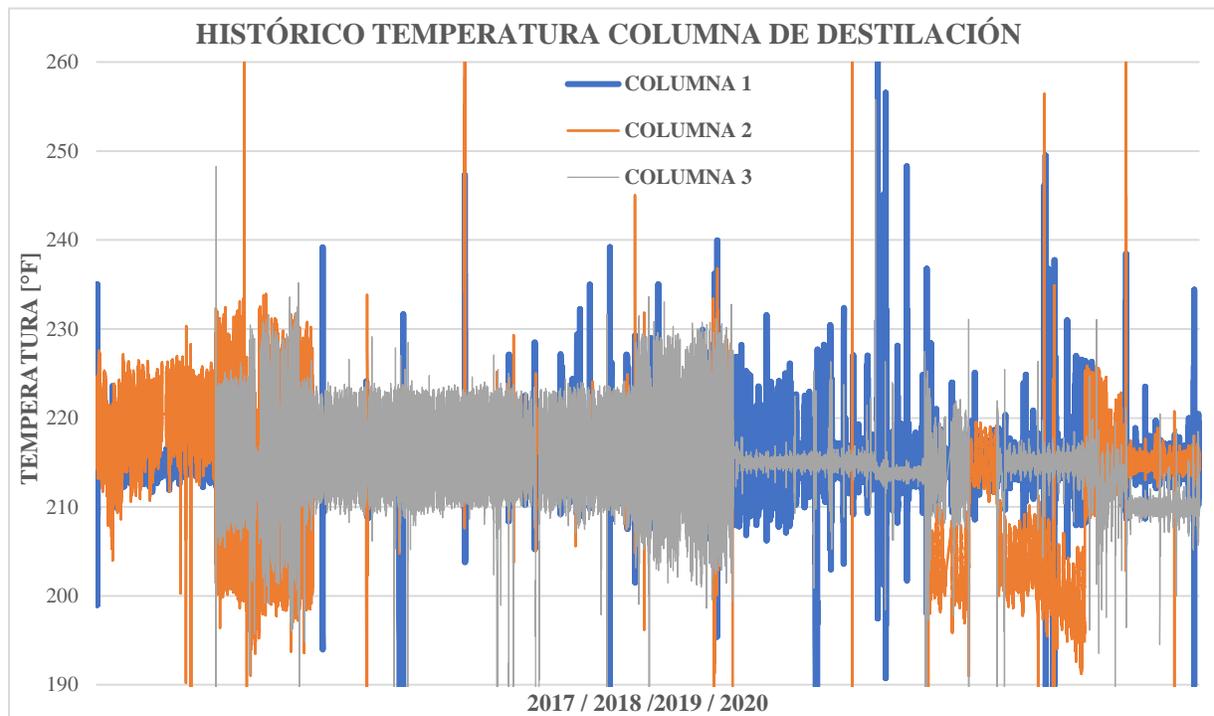
El efecto de la tasa de circulación de TEG es exponencial y tiene influencia en todo el proceso (torre contactora, separador de glicol y columna de destilación). Las pérdidas de TEG tienen valores simulados significativos, con un promedio al día de 50 libras, lo que quiere decir que se pierden aproximadamente cinco (5) galones por torre. Esto sumado a no mantener el delta de temperatura entre el glicol pobre y el gas húmedo conlleva sin duda a un aumento del consumo de TEG en la planta estudio.

## 6.2 Torre de destilación / CT-X301

En la columna de destilación se analizó el efecto que tiene la temperatura respecto a las pérdidas que se puedan generar de TEG. Se recomienda un rango de temperatura entre 215°F @ 220°F en el tope de la columna de destilación. En la figura 33 se representa el comportamiento de esta variable que se ha llevado en los últimos tres años en el proceso de la planta estudio.

**Figura 33**

*Temperatura columna de destilación – Análisis retrospectivo*



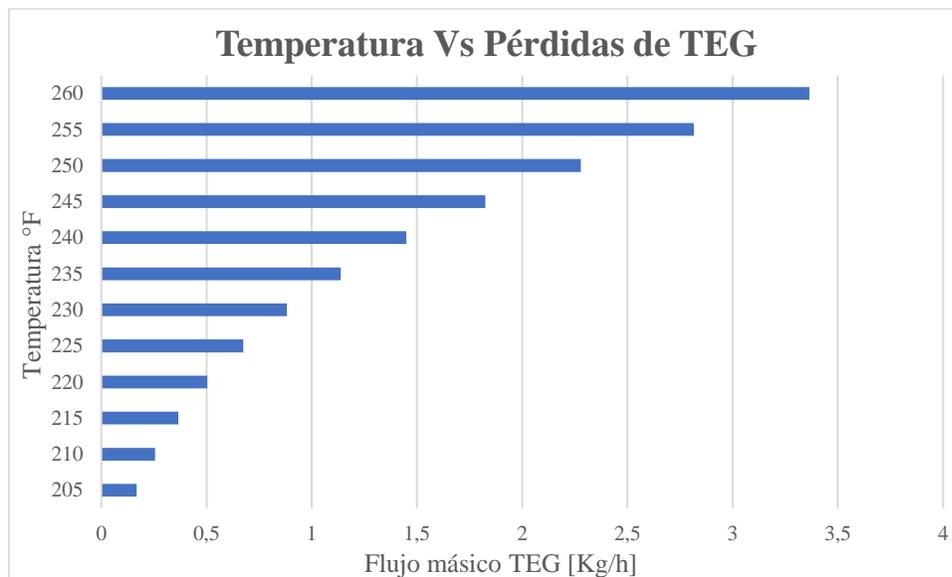
**Fuente:** Elaboración propia basado en datos operacionales – Planta estudio, Díaz (2020)

Se puede observar la tendencia de la temperatura en la columna de destilación durante los últimos tres años de operación. En varios periodos existen valores por fuera del rango recomendado (215°F @ 220°F); tanto valores superiores como inferiores representan pérdidas de TEG en el proceso, sea por vaporización y/o condensación y esto a su vez afecta el funcionamiento

del rehervidor. Este comportamiento oscila con valores mínimos de 200 °F y máximos de 260°F, lo que demuestra que se presentaron pérdidas de TEG en la corriente de vapores destilados. El efecto que tiene la temperatura sobre las pérdidas de TEG es considerable, en la figura 34 se puede ver la tendencia que tiene esta variable.

**Figura 34**

*Pérdidas de TEG Columna de destilación*



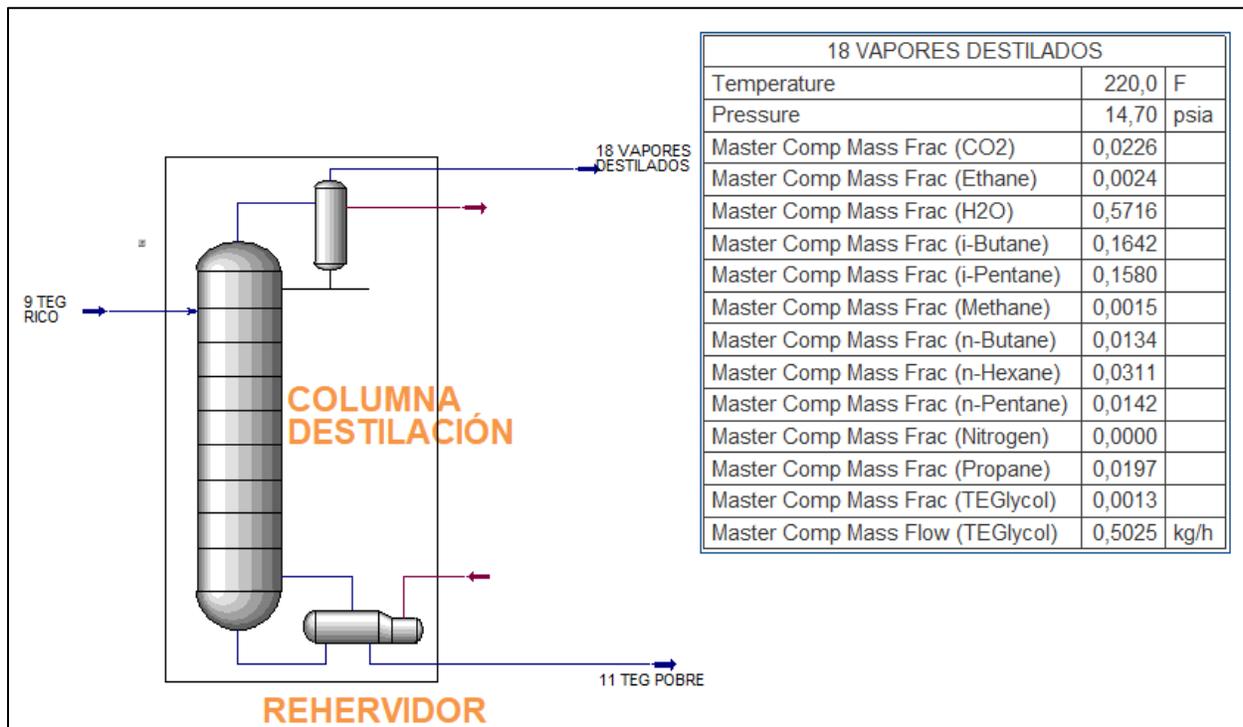
**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

En los últimos años la planta estudio operó con valores superiores a los 220 °F en el tope de la columna de destilación provocando pérdidas de hasta 6 gal de TEG por día, considerando un valor promedio de 1 Kg/hora.

Con las condiciones de operación simuladas en la torre de destilación (14,7 psi / 220°F / 60 gpm) se pueden ver las pérdidas generadas de TEG de 0,5025 Kg/h. Además, se puede evidenciar el contenido de hidrocarburos pesados presentes en el TEG rico (Ver figura 35).

**Figura 35**

*Vapores columna de destilación / Regeneración*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

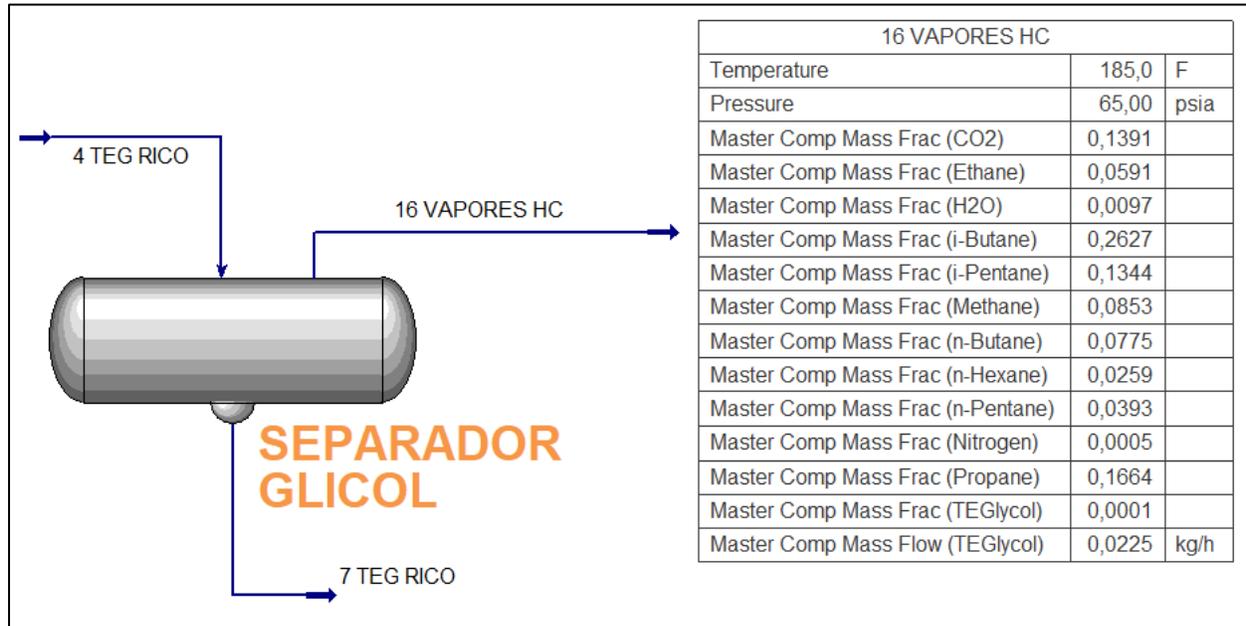
Los vapores generados en la columna de destilación son llevados a una vasija acumuladora con una previa disminución de su temperatura para lograr condensar y recuperar fluido.

### 6.3 Separador de glicol / V-X301

Se realizó la simulación de esta vasija con las variables operativas de la planta estudio y se logró evidenciar pérdidas de TEG en la corriente de vapores liberados por el glicol rico que se va a regenerar en esta etapa. Este separador cumple con su función de separar los fluidos pero se ha generado un contenido representativo de TEG en los vapores de hidrocarburos. En la gráfica 36 se representa la simulación realizada para este equipo del proceso.

**Figura 36**

*Vapores, separador de glicol / Regeneración*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos simulados en HYSYS, Díaz (2020)

En la figura anterior se evidencia algunos contaminantes liberados del TEG rico, mediante el proceso físico de separación. Es importante considerar y evaluar la eficiencia que se tiene con el sistema de filtración previa a la regeneración, tener presencia de contaminantes puede generar problemas e incluso afectar la integridad de los equipos. En la corriente de los vapores generados se aprecia un flujo de 0.0225 Kg/h de TEG (1,2 lb/día). A pesar que la cantidad no es tan representativa, pero ayuda a sumar al total de pérdidas de TEG en el proceso.

Sumando las pérdidas de TEG con los datos obtenidos en la simulación y bajo las condiciones actuales de operación se obtendría pérdidas totales de 50 lb/día de TEG. Si consideramos que el comportamiento en las tres torres es muy similar, las pérdidas se triplicarían

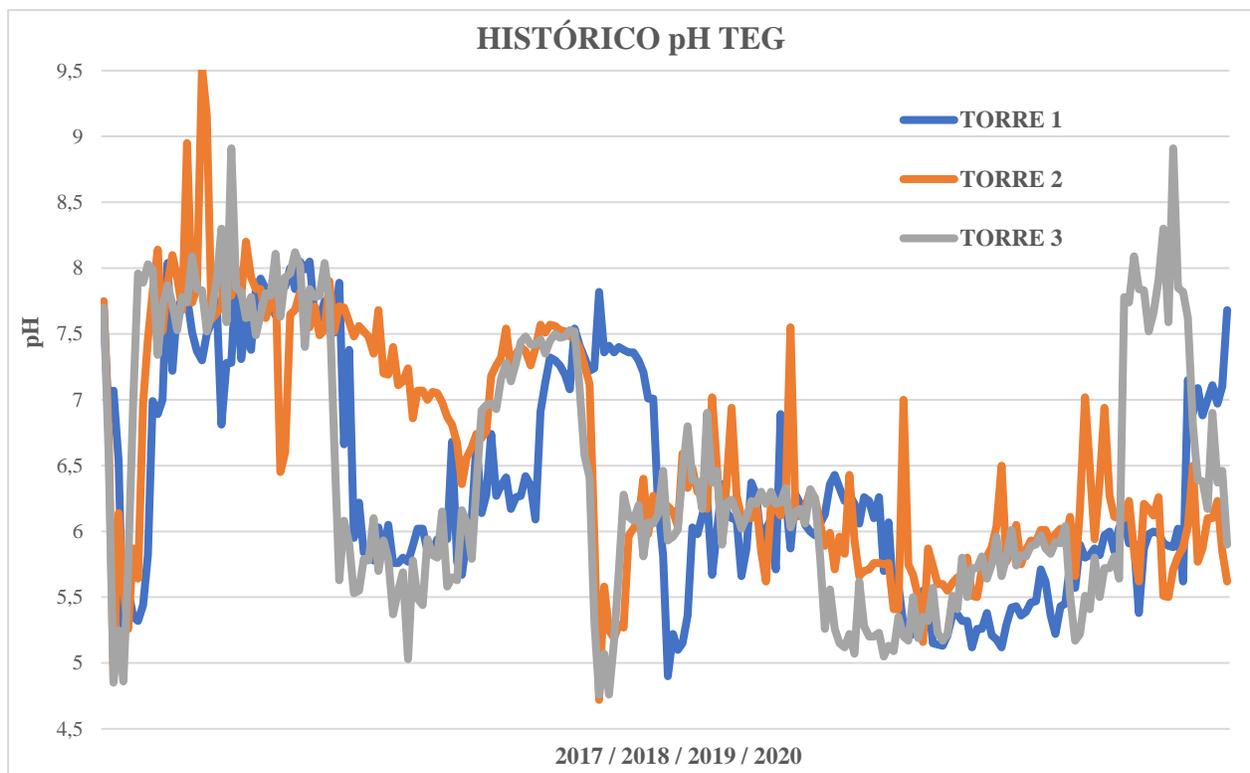
por el número de trenes de operación que tiene la planta estudio. Es decir, dando un dato aproximado se tendrían pérdidas de 150 lb/día, equivalente a 16 galones de TEG/día.

#### 6.4 Seguimiento y control de pH

Esta variable se consideró crítica en la investigación realizada, está relacionada de forma indirecta en el proceso de regeneración y el rango recomendado esta entre valores de 7 @ 7,5 para el control de pH. En la figura 37 se aprecia el histórico que ha tenido esta variable en la planta:

**Figura 37**

*Histórico pH planta estudio / Regeneración*



**Fuente:** Elaboración propia basado en datos operacionales – Planta estudio, Díaz (2020)

En la figura 37 se evidencia las desviaciones generadas en el control del pH. Valores por fuera del rango recomendado generan descomposición del TEG y espuma facilitando pérdidas de TEG. Actualmente la planta cuenta con un skid de inyección de química, pero se encuentra fuera de servicio. La dosificación de químico es mínima (Amina) para neutralizar y por tal razón se decidió en dado momento inhabilitar el skid. Al momento de requerir estabilizar el pH se aplica directamente al tanque de glicol puro (Make Up).

### **6.5 Relaciones de pérdidas de TEG en la operación**

Todo procesamiento de gas conlleva a pérdidas del solvente desecante (TEG). De acuerdo a la literatura se tienen dos valores recomendables 0,05 gal/ MMSCF (óptima) y 0,1 gal/ MMSCF (aceptable); cualquier valor por encima se considera que la planta presenta desviaciones en su proceso. De acuerdo con la información registrada en la sección 5.1 sobre los consumos y costos asociados del proceso, se puede evidenciar que durante los últimos tres años de procesamiento de gas (2017 – 2018 – 2019) ha estado por fuera del rango recomendado para pérdidas de glicol (ver tabla 13). En los datos recopilados se observa que la relación en pérdidas ha sido superior de lo indicado por la literatura (ver tabla 14) e incluso por encima de otra planta de deshidratación de gas en la misma gerencia duplicando su valor (ver tabla 15).

De acuerdo al análisis realizado, existen irregularidades en el sistema de absorción – regeneración; reportando pérdidas de TEG entre 0,120 @ 0,140 gal TEG / MMSCF por año (2017 – 2018 – 2019). En las gráficas 14 y 15 se puede ver el histórico de las pérdidas de TEG que se ha tenido a través del tiempo. Esta comparación se realizó con el objetivo de tener un valor económico y calcular la cantidad que se estaba consumiendo como adicional y poder mostrar el ahorro que se hubiese podido tener si el proceso estuviera dentro de las especificaciones.

En la figura 16, se visualizan los costos por año y se observa que la planta estudio gastó alrededor de COP\$ 50 millones adicionales por mes. Si se tuviera los valores de pérdidas de glicol dentro de los rangos operativos probablemente se hubiese logrado reducir considerablemente los gastos asociados al proceso de deshidratación del gas (Comparados con la planta referente en la misma gerencia) además se lograría disminuir el impacto ambiental que genera tener desviaciones en el sistema.

## 7. Conclusiones

El proceso de absorción y regeneración que tiene la planta estudio presentaron valores promedio de 0,120 gal/MMSCF para el 2017; para el 2018 de 0,136 gal/MMSCF y para el 2019 de 0,140 gal/MMSCF respecto a consumos de TEG. Los valores se encuentran por fuera del rango recomendado por la literatura de 0,05 gal/MMSCF (Óptima) @ 0,1 gal/MMSCF (Aceptable). Actualmente, lo que se lleva de año se tiene un valor por encima de 0,1 gal/MMSCF. Se considera la causa raíz al aumento del consumo de TEG las fluctuaciones presentadas con la temperatura del sistema, tanto en la etapa de absorción como en la regeneración. Pequeñas modificaciones de esta variable van a generar cambios significativos en pérdidas de TEG, afectando la eficiencia del proceso y generando gastos adicionales en química de 200 canecas (TM) al año, considerando una relación aceptable de pérdidas de TEG. Si realizamos la comparación con la relación de pérdidas de la otra planta de la misma gerencia (0,079 gal/MMSCF) se generaron gastos adicionales en química de aproximadamente 300 canecas (TM) al año. Los cambios de temperatura que se encuentren por fuera del rango recomendado de acuerdo al equipo de operación pueden generar problemas asociados con integridad, líneas y subproductos formados (hidratos, fluidos ácidos, incrustaciones, formación de espuma y otros contaminantes).

En la torre de absorción se presentan pérdidas de TEG en la corriente de gas deshidratado. En el separador de glicol se presentan pérdidas en la corriente de los vapores generados y en la columna de destilación se presentan pérdidas en la corriente de los vapores generados. Se atribuye a pérdidas por evaporación (Termodinámicas), donde el contenido de TEG se encuentra con cierta composición en los vapores generados.

Valores de temperaturas encontrados en esta investigación tienen un papel importante, como la temperatura del gas húmedo que entra a la torre contactora debe permanecer entre 80 @ 100 °F. El delta de temperatura entre el TEG pobre y el gas húmedo que entran a la torre contactora debe estar entre 5 @ 10 °F. La temperatura recomendada como máxima de regeneración de TEG es de 360 °F. La temperatura del rehervidor entre 390 @ 400 °F y la temperatura del condensador de la columna de destilación entre 215 @ 220 °F; valores por encima de los rangos recomendados generan un mayor consumo de TEG. Además de otros factores que influyen como la tasa de circulación de TEG, el hecho de no tener funcional los medidores de flujo hace complejo un buen seguimiento y o mejoramiento del proceso.

Los parámetros fisicoquímicos (pH, SST, contenido de hidrocarburo, hierro total) son de gran importancia para conocer la composición de TEG para su tratamiento. Con los resultados se podrá evidenciar anomalías en la regeneración. Poder determinar el contenido de hidrocarburos presente en el TEG evita la degradación, formación de espuma y posible formación de emulsiones estables.

Para mejorar el proceso es de considerar la implementación del stripping gas, con este método alternativo se consiguen valores superiores de pureza en el glicol hasta del 99.8% W.

Realizando un adecuado control a la temperatura de todo el sistema de deshidratación de gas (Absorción – Regeneración) en la planta estudio y ejecutando las acciones de mejora (Medidores de flujo, medidores de temperatura, automatización del sistema de drenaje de la torra contactora y la implementación de stripping gas) muy seguramente las pérdidas de TEG podrán ser disminuidas y conllevaría a ahorros entre los 300 y 600 COP [Millones\$/Año].

## 8. Recomendaciones

Instalar un medidor de temperatura en la corriente de gas húmedo a la entrada de la torre contactora. Actualmente el medidor que se tiene está ubicado a una distancia considerable de la torre. Realizar monitoreo y control a la temperatura del gas húmedo y mantenerla dentro del rango recomendado (80 - 100°F).

Verificar el plan de mantenimiento de las torres contactoras, conociendo la última intervención realizada al extractor de niebla y el área de empaquetamiento. Es aconsejable saber las condiciones actuales de estos elementos para un mejor funcionamiento del equipo.

Determinar el contenido de TEG en la línea de gas deshidratado, vapores generados en la columna de destilación y el separador de glicol para poder determinar cuantitativamente las pérdidas y poder realizar un aseguramiento.

Adecuar un sistema automático para el sistema de drenaje de la torre contactora, si no es viable esta opción garantizar que este proceso se realice de manera oportuna para evitar arrastre de contaminantes en el glicol para su regeneración.

Instalar medidores de flujo de TEG para conocer en tiempo real la tasa de circulación y generar alarmas al sistema dado el caso alguna desviación. Además, validar las condiciones de operación para ajustar el flujo de circulación de TEG de acuerdo a lo recomendado.

Mantener valores de humedad por debajo de las 6 lb/MMSCF para cumplir con las especificaciones de venta. Además de conservar la integridad de los equipos aguas abajo.

Controlar el delta de temperatura del glicol pobre y el gas húmedo que entra a la torre contactora. Mantener el rango de 10°F @ 15°F por encima para lograr eficiencia en el proceso.

Instalar medidores de temperatura en la zona de empaquetamiento y en el tope de la columna de destilación (CT-X301), para controlar en el rango adecuado de esta variable

Evaluar las condiciones de operación para la implementación del método alternativo de stripping gas. Se debe considerar buenas condiciones del gas como composición, flujo, presión y temperatura para este proceso.

Mantener y controlar el rango de temperatura (215°F @ 220°F) de la columna de destilación y a la vez controlar la temperatura a la cual está sometido el glicol en el rehervidor para evitar su degradación. Actualmente los dispositivos instalados en los rehervidores no tienen contacto directo para su medición.

No dejar fuera de línea (By pass) las unidades de filtración, esto mejorará en todo caso la composición del glicol a regenerar, retirando gran parte de impurezas y evitando daños de equipos D/S.

Verificar el plan de mantenimiento del separador de glicol, conociendo la última intervención realizada al extractor de niebla. En estos momentos existen pérdidas de TEG en la línea de los vapores generados por la separación que realiza el equipo.

Realizar un análisis costo beneficio para mejorar la caracterización que se realiza al glicol. Parámetros como pH, SST, contenido de hidrocarburos, hierro total y determinación de espuma, nos ayuda a conocer la calidad de TEG y así mejorar el proceso para lograr disminuir el consumo.

Evitar el contacto del TEG puro con otros productos químicos, de esta manera garantizamos la integridad en su composición. Se recomienda mantener el tanque de almacenamiento con un gas inerte.

Evitar posibles fugas, filtraciones y humedecimiento de glicol en el proceso. Por mínima que sea la condición, se debe eliminar inmediatamente para evitar un alto consumo.

### Referencias Bibliográficas

Aguilera-González, E. N., Ortiz-Reyes, J. M., y Sánchez-Castro, M. E. (2013). Adsorbentes para la deshidratación de gas húmedo dulce: avances y tendencias. *Tecnología Química*, 33(1), 59-78.

Ahmadi, M. A., Soleimani, R., & Bahadori, A. (2014). A computational intelligence scheme for prediction equilibrium water dew point of natural gas in TEG dehydration systems. *Fuel*, 137, 145-154.

Ahn, J., y Chang, D. (2016). Fuzzy-based HAZOP study for process industry. *Journal of hazardous materials*, 317, 303-311.

Álvarez Chica, J. N., y Porras Rodriguez, J. B. (2016). Evaluación Técnica De Los Procesos Drizo, Cold Finger E Inyección De Gas Stripping Para La Regeneración Del Trietilenglicol (TEG) En Plantas De Deshidratación Del Gas Natural (Doctoral dissertation, Universidad Industrial de Santander, Escuela De Ing. De Petróleos).

Arnold, K., y Stewart, M. (1999). *Surface Production Operations, Volume 2: Design of Gas-Handling Systems and Facilities (Vol. 2)*. Elsevier.

Baybutt, P. (2015). A critique of the Hazard and Operability (HAZOP) study. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 33, 52-58.

Busby, Rebecca L. (1999). *Natural Gas in nontechnical language*. Institute of Gas Technology, Estados Unidos. Pennwell Corp; 1st edition.

Cameron, I., Mannan, S., Németh, E., Park, S., Pasman, H., Rogers, W., & Seligmann, B. (2017). Process hazard analysis, hazard identification and scenario definition: Are the conventional tools sufficient, or should and can we do much better?. *Process Safety and Environmental Protection*, 110, 53-70.

Campbell, J. (2001). *Gas Conditioning and Processing. Vol. 1: The Basic Principles*. Ed. Campbell Petroleum. Series. USA, pp. 1-43.

Campbell, J.M., *Gas conditioning and processing, Vol.2*. Oklahoma. Editorial Campbell Petroleum Series Inc. 1992. 333 – 365 p

Castro Betancourt, E. O., y Trejos Galvis, M. (2015). Ingeniería para la actualización del sistema de control en 22 pozos del campo Cupiagua en el departamento de Casanare pertenecientes a la gerencia de desarrollo piedemonte de Ecopetrol SA.

Carroll, J., 2014. Dehydration of Natural Gas 175–195.

Chacón, E., Carely, A., y Hernández, H., Johanna, N. (2007). Diseño Y Problemas Operacionales De Torres Contactoras De Platos En Plantas Deshidratadoras De Gas Con Glicol (Doctoral dissertation, Universidad Industrial de Santander, Escuela De Ing. De Petróleos).

Duran, M., y Castillo, E. (2004). Aplicación de Esquemas de Control Avanzados de Proceso de Deshidratación del Gas Natural. *Scientia et Technical*, 10(24).

Goyal, R., y Kugan, S. (2012, January). Hazard and Operability Studies (HAZOP)--Best Practices Adopted by BAPCO (Bahrain Petroleum Company). In SPE Middle East Health, Safety, Security, and Environment Conference and Exhibition. Society of Petroleum Engineers.

GPSA, 2012. *Engineering Data Book*, thirteenth ed. GPSA Press, Tulsa.

Hansen, H., Chiriac, A., Incoom, N., y Olsen, A. (2013). Design of a TEG dehydration train model using the glycol property package in HYSYS. Aalborg University Esbjerg (AAUE) Denmark, Esbjerg, Denmark Student Project 2013.

Hyde, Kenneth F. 2000. Recognising deductive processes in qualitative research. *Qualitative Market. Research: An International Journal*, Vol. 3 Iss: 2, pp.82 – 90.

Jacob, N. C. G. (2014). Optimization of Triethylene Glycol (TEG) Dehydration in a natural gas processing plant. *Int. J. Res. Eng. Res. Eng. Technol*, 3(6), 346-350.

Jokar, S.M., Rahimpour, H.R., Momeni, H., Rahimpour, M.R., Abbasfard, H., 2014. Simulation and feasibility analysis of structured packing replacement in absorption column of natural gas dehydration process: A case study for Farashband gas processing plant. *Iran. J. Nat. Gas Sci. Eng.* 18, 336–350.

Karl Kolmetz, (2012): “Gas Dehydration (Engineering Design Guideline)”, KLM Technology Group, Johor Bahru.

Kidnay, A.J., Parrish, W.R. *Fundamentals of Natural Gas Processing*, Taylor & Francis Group. 2006

Kister, H.Z., 1992. *Distillation Design*. McGraw-Hill Inc., New York.

K. Chang, D. Chang, *Offshore Plant Process and Safety Design*, Dong Myeong Publishers, Seoul, (2013).

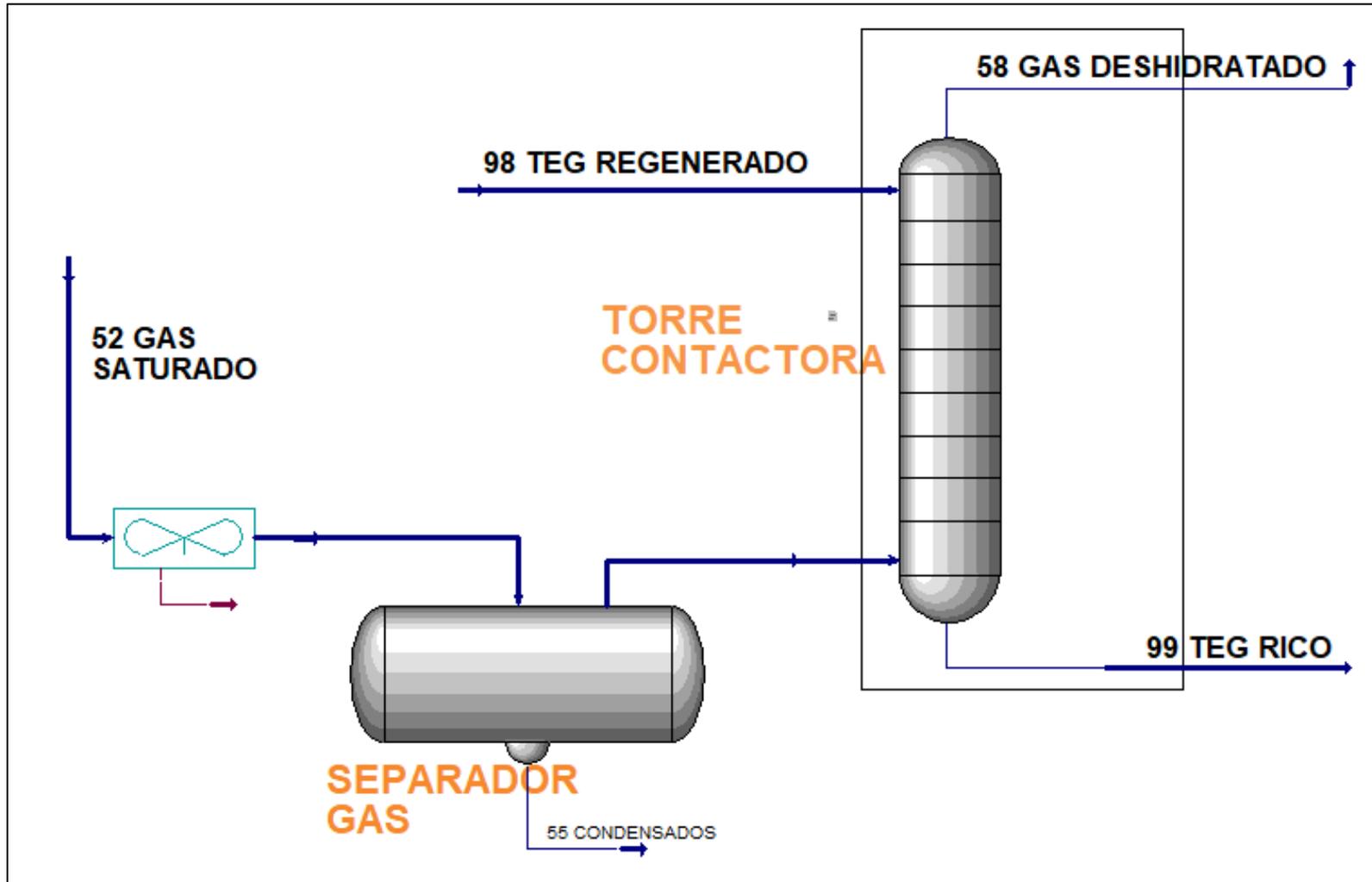
Kong, Z.Y., Ahmed, M., Liu, S., Sunarso, J., 2018. Revamping existing glycol technologies in natural gas dehydration to improve the purity and absorption efficiency: Available methods and recent developments. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 56, 486–503.

Maddox, R.N. (1982). *Gas Conditioning and Processing. Volume 4: Gas and Liquid Sweetening*. Campbell Petroleum Series. Oklahoma, USA, pp. 59-128.

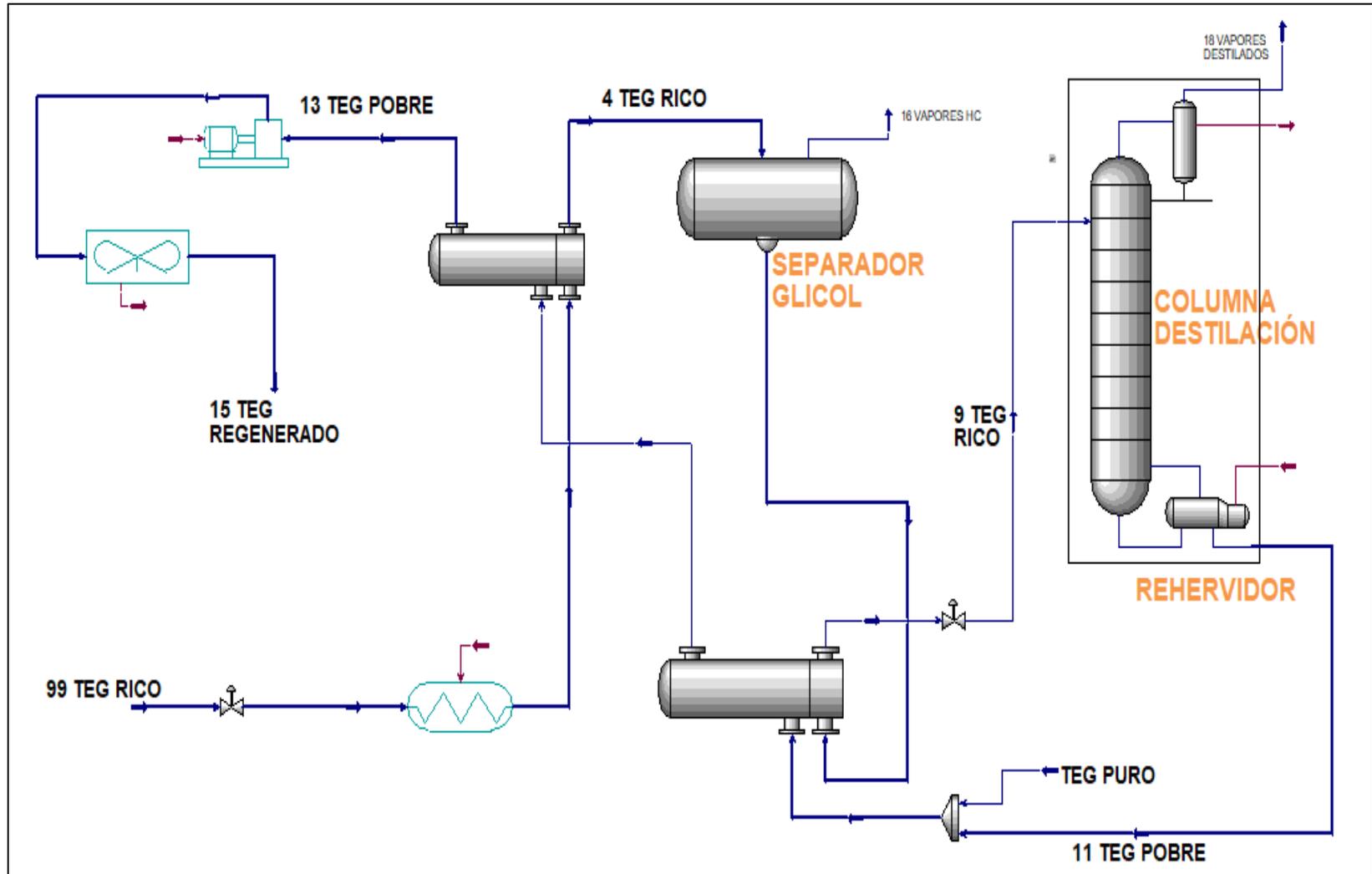
Martínez, M. “Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones”. Ingenieros Consultores, S.R.L. Maracaibo - Venezuela. 1998. 297 - 316 p.

- Martínez, M. (1994). Tratamiento del Gas Natural. Principios y aplicaciones. Venezuela.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2018). Handbook of natural gas transmission and processing: principles and practices. Gulf professional publishing.
- Neagu, M., Cursaru, D.L., 2017. Technical and economic evaluations of the triethylene glycol regeneration processes in natural gas dehydration plants. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 37, 327–340.
- Niknam, P.H., Mortaheb, H.R., Mokhtarani, B., 2017. Optimization of dehydration process to improve stability and efficiency of supersonic separation. *J. Nat. Gas Sci. Eng.*
- Ochoa Beltran, J. A., y Rangel Herrera, L. A. (2016). Estudio De Factibilidad De La Disminución Del Punto De Rocío Del Gas Natural Mediante El Proceso De Absorción De Hidrocarburos Pesados En Un Proceso De Deshidratación (Doctoral dissertation, Universidad Industrial de Santander, Escuela De Ing. De Petróleos).
- Piemonte, V., Maschietti, M., Gironi, F., 2012. A Triethylene Glycol–Water System: A Study of the TEG Regeneration Processes in Natural Gas Dehydration Plants. *Energy Sources, Part A Recover. Util. Environ. Eff.* 34, 456–464.
- Pearce, R. L., y Sivalls, C. R. (1984, March). Fundamentals of gas dehydration, design and operation with glycol solutions. In *Gas Conditioning Conference*. University of Oklahoma Norman, Oklahoma.
- Rahimpour, M.R., Saidi, M., Seifi, M., 2013. Improvement of natural gas dehydration performance by optimization of operating conditions: A case study in Sarkhun gas processing plant. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 15, 118–126.
- Ribón, H. M., Santos, N. S., y Cancino, O. P. O. (2010). Métodos de deshidratación de gas natural. *Revista Fuentes*, 8(2).
- Rojey A, Jaffret C, Cornot-Gandolphe S, Durand B, Jullians S, Valais M, 1997. *Natural Gas: Production processing transport*, Technip-paris Editions, France, pp. 45-170.
- Rosen, W. (1981). *Glycol Dehydration*. Petroleum Learning Programs Ltd., Houston, Texas.
- SAEID. Mokhatab, HANBOOK OF NATURAL GAS TRANSMISSION AND PROCESSING, 2019
- Stewart, M., y Arnold, K. (2011). *Gas dehydration field manual*. Gulf Professional Publishing.
- Tapia, J. A., Ruiz, L. A., Tarifa, E. E., y Erdmann, E. SIMULACIÓN DEL SECTOR DE REGENERACIÓN DE GLICOL DE UNA PLANTA DE ACONDICIONAMIENTO DE GAS.

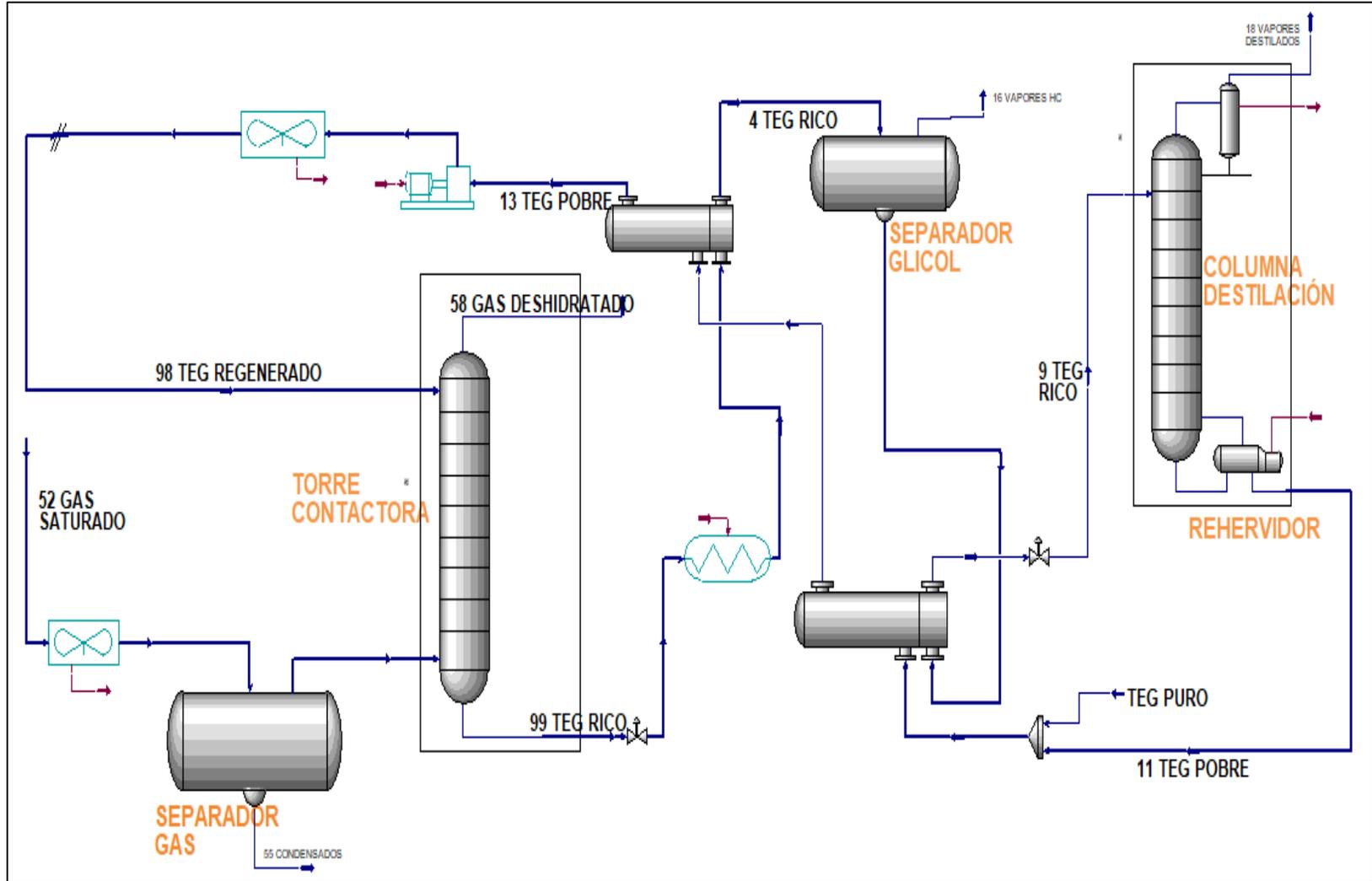
ANEXO A. Simulación del proceso de deshidratación de gas – HYSYS



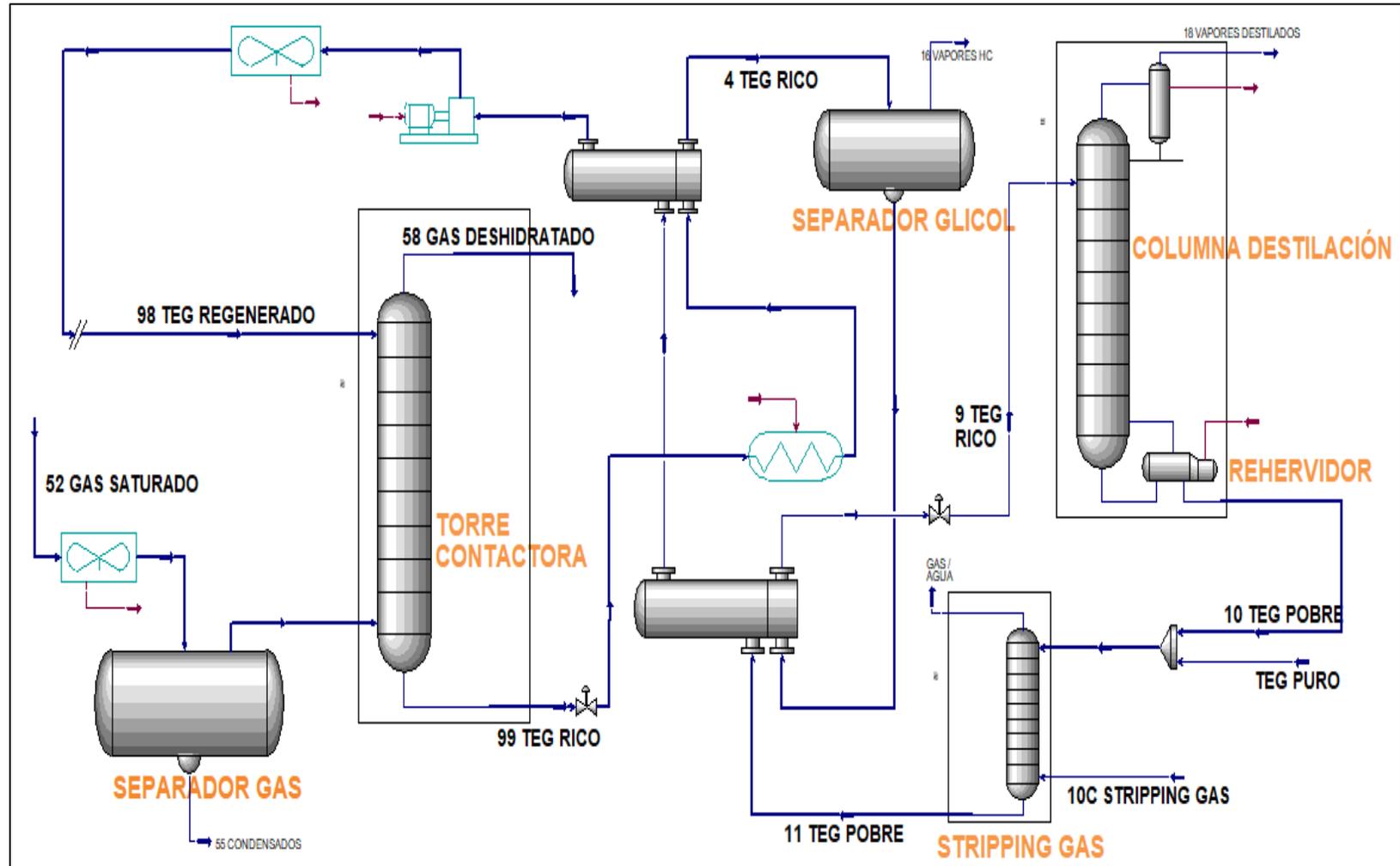
**ANEXO B. Simulación del proceso de regeneración de TEG – HYSYS**



**ANEXO C. Simulación del proceso general de la planta estudio – HYSYS**



**ANEXO D. Simulación del proceso general de la planta estudio con stripping gas – HYSYS**



**ANEXO E. Simulación del proceso general de la planta estudio / Make up glycol – HYSYS**

