

# Universidad Nacional de Ingeniería

Facultad de Ingeniería de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica



TRABAJO DE SUFICIENCIA PROFESIONAL

## **Evaluación y optimización de un sistema de deshidratación de gas húmedo de una planta de procesamiento de gas natural**

Para obtener el Título Profesional de  
Ingeniero Petroquímico

Elaborado por

Germán Alonso Mendoza Salinas

 0009-0009-9520-3081

Asesor

MSc. César Augusto Luján Ruiz

 [0000-0002-2595-2708](https://orcid.org/0000-0002-2595-2708)

LIMA – PERÚ  
2023

Cite/How to cite Mendoza Salinas [1]  
Referencia/Reference G. Mendoza Salinas. “*Evaluación y optimización de un sistema de deshidratación de gas húmedo de una planta de procesamiento de gas natural*” [Tesis de grado]. Lima (Perú): Universidad nacional de Ingeniería. 2023

Estilo/Style  
IEEE (2020)

Cite/How to cite (Mendoza, 2023)  
Referencia/Reference Mendoza, G. (2023). “*Evaluación y optimización de un sistema de deshidratación de gas húmedo de una planta de procesamiento de gas natural*” [Tesis de grado]. Lima (Perú): Universidad nacional de Ingeniería. Repositorio institucional Cybertesis UNI

Estilo/Style  
APA (7ma ed.)

## **Dedicatoria**

*Este trabajo tiene una dedicación especial a:*

*A Dios y al Espíritu Santo, por ser la base de mi fe e impulso hacia el progreso.*

*A mis Padres, abuela materna y hermanos, por apoyarme en cada paso alcanzado hasta llegar a la presentación de este documento, con la confianza de que no será el último logro de la familia a nivel profesional.*

*Al estado peruano, por permitirme formarme como profesional en una de sus prestigiosas casas de estudio, así como mantener el objetivo de poder seguir aportando al sector hidrocarburos del país desde la posición en la que me encuentre.*

## **Agradecimiento**

*Quiero dar un agradecimiento especial a mi asesor, M.Sc. Ing. Cesar Lujan, catedrático de la escuela profesional de Ingeniería petroquímica, quien apoyo el desarrollo y conceptualización de este documento y a lo largo de mi formación universitaria.*

*En adición, agradecer a Pluspetrol Perú Corporation (PPC) por brindar todos los recursos, herramientas y software necesarias para llevar a cabo el proceso de investigación.*

*Por último, quiero agradecer a todos en mi familia y en especial a mis padres, por darme el soporte y la fortaleza para avanzar en logro de objetivos realizados, así como la visualización de próximos pasos.*

## Resumen

El Sistema de deshidratación con TEG del tren criogénico 4 de la Planta de Gas Malvinas tiene por objetivo remover el contenido de humedad en el gas producido de los lotes 88 y 56 a fin de obtener un valor menor a 8 lb agua /MMSCF a la salida. El cumplimiento de dicho parámetro permite procesar adecuadamente el gas natural a fin de evitar problemas operativos en el proceso criogénico de deetanización como la formación de hidratos.

El principio de operación de la deshidratación con TEG es la absorción del vapor de agua presente en el gas húmedo a través del contacto directo y en contracorriente con glicol pobre en un equipo denominado absorbedor o también llamado contactora de glicol.

En este proceso, el gas deshidratado asciende por la contactora y pasa a un siguiente proceso de deshidratación con los tamices moleculares mientras que el glicol rico con humedad pasa al sistema de regeneración.

El proceso de regeneración del TEG incluye los subprocesos de separación, filtración, calentamiento y recirculación del glicol regenerado para su nueva reutilización. El agua removida del glicol en el proceso de regeneración es condensada y transportada al sistema de tratamiento e inyección de agua.

En operación normal, tanto el proceso de absorción de humedad del gas como el proceso de regeneración de glicol tienen pérdidas asociadas cuyo valor global, de acuerdo con la GPSA, se debe encontrar en el rango de 0,05 - 0,15 Gal TEG/MMSCF como evidencia de un adecuado diseño y operación.

Por lo tanto, un elevado indicador de pérdidas de TEG por encima de los 0,15 Gal TEG/MMSCF es evidencia de que uno o más equipos del sistema de absorción y/o regeneración presenta alguna falla funcional operativa o subdimensionamiento que debe ser atendido a fin de evitar elevados costos operativos por reposición de TEG, así como también de evitar la afectación de la disponibilidad y desempeño de los sistemas aguas abajo.

*Palabras clave: Deshidratación, arrastre de glicol, trietilenglicol, pérdidas de glicol*

## **Abstract**

*The purpose of the TEG dehydration system of cryogenic train 4 at the Malvinas Gas processing Plant is to remove moisture content in the gas produced from lots 88 and 56 to obtain a value of less than 8 lb H<sub>2</sub>O/MMSCF at the outlet. Compliance with this parameter makes it possible to adequately process natural gas and avoid operational problems in the cryogenic deethanation such as the formation of hydrates.*

*The principle of operation of dehydration with TEG is the absorption of the water vapor present in the humid gas through direct contact and in countercurrent with poor glycol in equipment called an absorber or also called a glycol contactor.*

*In this process, the dehydrated gas rises through the contactor and passes to a subsequent dehydration process with molecular sieves while the moisture-rich glycol passes to the regeneration system.*

*The TEG regeneration process includes the sub-processes of separation, filtration, heating and recirculation of the regenerated glycol for its reuse. In the regeneration process, the water removed from the glycol is condensed and transported to the water injection and treatment system.*

*In normal operation, both the gas moisture absorption process and the glycol regeneration process have associated losses whose overall value, according to the GPSA, should be in the range of 0.05 - 0.15 Gal TEG/ MMSCF as evidence of proper design and operation.*

*Therefore, a high TEG losses indicator is evidence that one or more equipment in the absorption and/or regeneration system presents some operational functional failure or under-dimensioning that must be addressed to avoid high operating costs for TEG replacement, as well as to avoid affecting the availability and performance of downstream systems.*

**Key words:** *Dehydration, glycol carryover, TEG, glycol losses*

## Prólogo

En el presente trabajo de suficiencia profesional, denominada “Evaluación y optimización de un sistema de deshidratación de gas húmedo de una planta de procesamiento de gas natural”, se evalúa e identifica los diferentes factores que generan un incremento en las pérdidas de glicol del tren criogénico 4 y que, por consiguiente, un incremento en los costos operativos (OPEX) de reposición de TEG, así como la afectación a la disponibilidad de otros sistemas aguas abajo.

La tesis se divide en cuatro capítulos.

En el capítulo I, se describe el escenario y planteamiento del problema, así como los objetivos de la investigación. En adición, se presenta de manera resumida un antecedente de problemática similar referido al incremento de pérdidas de glicol en una planta de procesamiento de gas natural.

En el capítulo II, se detalla a través del marco teórico los principales conceptos utilizados en la presente investigación orientado al procesamiento de gas y específicamente al proceso de deshidratación de gas con glicol.

En el capítulo III, se muestra la metodología de evaluación para identificar los factores que generan un elevado consumo de TEG en el sistema de deshidratación de glicol, así como la estructuración de dichos factores.

En el Capítulo IV, se realiza el análisis de los factores de pérdida de glicol estructurados a fin de proponer un plan de acción con el fin de reducir dichas pérdidas. Posteriormente, se describe el proceso de implementación del plan propuesto y se muestra los resultados obtenidos.

Finalmente, se presenta las conclusiones y recomendaciones de la evaluación de los factores de pérdidas de TEG y el proceso ejecutado para su reducir dicha condición.

## Tabla de Contenido

Capítulo I. Parte introducción del trabajo .....	1
1.1 Generalidades .....	1
1.2 Problemática .....	6
1.2.1 Formulación del problema .....	9
1.2.2 Objetivos .....	10
1.3 Justificación de la investigación .....	11
1.4 Antecedentes referenciales .....	12
Capítulo I. Marco teórico .....	18
2.1 Humedad en el gas natural .....	18
2.2 Formación de hidratos.....	18
2.3 Procesos de deshidratación del gas natural.....	21
2.3.1 Deshidratación por absorción.....	21
2.3.2 Sistema de deshidratación con TEG.....	22
2.3.2.1 Contactora de TEG.....	23
2.3.2.2 Condensado de reflujo o economizador.....	26
2.3.2.3 Intercambiador TEG rico / TEG pobre.....	26
2.3.2.4 Separador flash.....	27
2.3.2.5 Filtros de microfibra.....	28
2.3.2.6 Filtros de carbón activado.....	29
2.3.2.7 Columna de regeneración.....	30
2.3.2.8 Rehervidor de glicol.....	32
2.3.2.9 Gas de stripping.....	32
2.3.2.10 Bombas de recirculación.....	34
2.3.3 Factores de pérdida de glicol .....	34
2.3.4 Problemas operativos en sistemas de deshidratación TEG .....	35
2.3.5 Rango recomendado de consumo de TEG .....	36
2.3.6 Deshidratación por adsorción.....	36
2.3.7 Capacidad de adsorción.....	38
2.3.7.1 Selección del adsorbente.....	39
2.3.7.2 Tamices moleculares.....	40
2.3.7.3 Problemas operativos en procesos de adsorción.....	41
2.3.8 Selección de procesos de deshidratación de gas .....	42

Capítulo III. Desarrollo del trabajo de investigación .....	44
3.1 Análisis de calidad.....	46
3.1.1 Cromatografía de gas.....	47
3.1.2 Contenido de humedad en gas húmedo .....	48
3.1.3 Análisis de calidad TEG rico / TEG pobre .....	49
3.2 Evaluación de data operativa .....	53
3.3 Simulación de procesos .....	61
3.3.1 Condiciones previas y simulación de corrientes.....	61
3.3.2 Simulación de equipos de proceso .....	63
3.3.2.1 Contactoras de TEG. ....	63
3.3.2.2 Economizador. ....	66
3.3.2.3 Separador flash.....	67
3.3.2.4 Skid de Filtración. ....	68
3.3.2.5 Intercambiador de calor TEG Rico / Teg Pobre. ....	69
3.3.2.6 Rehervidor y columna. ....	70
3.3.2.7 Bombas TEG pobre y aeroenfriadores.....	72
3.4 Relevamiento y pruebas en campo .....	78
3.4.1 Identificación de fugas mecánicas .....	79
3.4.2 Identificación de arrastre de glicol: Estudio de coalescencia .....	81
3.5 Estructuración de factores de pérdida de TEG .....	85
Capítulo IV. Análisis y discusión de resultados .....	87
4.1 Análisis de evaluación de calidad .....	87
4.1.1 Calidad de gas húmedo .....	87
4.1.2 Calidad de TEG rico / TEG pobre .....	87
4.2 Análisis de las condiciones operativas de proceso y por equipo.....	88
4.2.1 Contactoras de TEG y Filtros coalescedores .....	89
4.2.2 Economizador de glicol .....	92
4.2.3 Rehervidor de glicol.....	95
4.2.4 Intercambiador de calor TEG rico/ TEG pobre .....	98
4.2.5 Bombas de TEG pobre.....	99
4.3 Estructuración de factores de pérdida de TEG y Plan de acción .....	99
4.3.1 Factores de pérdida de TEG .....	99
4.4 Propuesta de Plan de acción .....	103
4.5 Implementación de Plan de acción .....	104

4.5.1	Ajuste de la temperatura del rehervidor .....	104
4.5.2	Dosificación de un buffer de regulación de pH.....	105
4.5.3	Intervención del economizador .....	106
4.5.4	Reemplazo de filtros coalescedores.....	108
4.5.5	Intervención de bombas TEG pobre por fugas.....	110
4.6	Resultados de implementación de plan de acción .....	111
Conclusiones		115
Conclusión general.....		115
Conclusiones específicas.....		116
Recomendaciones.....		120
Referencias bibliográficas .....		121
Anexos	124	

## Lista de Figuras

Figura 1. Esquema general Planta de Gas Malvinas .....	2
Figura 2. Esquema resumido de sistemas de un tren criogénico para la deshidratación de gas húmedo .....	5
Figura 3. Histórico de consumo TEG crio 4 vs Consumo PdG Malvinas.....	7
Figura 4. Costo mensual reposición TEG Tren criogénico 4 2019 – 2020 .....	8
Figura 5. Correlación presión – Temperatura (Mcketta and Wehe) para estimar contenido de humedad en gas natural .....	20
Figura 6. Correlación GPSA para predecir formación de hidratos.....	21
Figura 7. Diagrama de flujo típico de un sistema de deshidratación TEG .....	23
Figura 8. Esquema general de una contactora TEG .....	24
Figura 9. Tipos de empaques y platos usados en contactoras TEG .....	25
Figura 10. Ubicación típica de un condensador de reflujo.....	26
Figura 11. Intercambiador de calor Multitubo en forma de U .....	27
Figura 12. Esquema general separador flash Gas-glicol-condensado .....	28
Figura 13. Tipo de filtro de microfibra utilizado en Sistemas TEG.....	29
Figura 14. Tipo de relleno de filtros de carbón activado.....	30
Figura 15. Columna de regeneración y rehervidor de TEG .....	31
Figura 16. Efecto del gas stripping en la pureza del TEG .....	33
Figura 17. Mecanismos de absorción y adsorción .....	37
Figura 18. Tamiz molecular y su ampliación a nivel microscópico .....	38
Figura 19. Tipos de estructura tridimensional de zeolita .....	40
Figura 20. Contaminantes adsorbidos en función de tamaño de poro .....	41
Figura 21. Selección de tecnología de deshidratación de gas Natural.....	43
Figura 22. Esquema de evaluación de alto consumo de TEG .....	45
Figura 23. Puntos de muestreo gas húmedo y TEG .....	46
Figura 24. Aspecto visual de TEG Rico y pobre enero 2019.....	51
Figura 25. Aspecto visual de TEG Rico y pobre marzo 2020 .....	51
Figura 26. Simulación gas húmedo y gas regeneración.....	62
Figura 27. Punto operativo contactora principal, enero 2019 .....	65
Figura 28. Punto operativo contactora gas regeneración, enero 2019.....	66
Figura 29. Simulación economizador TEG en condiciones de diseño.....	67
Figura 30. Simulación separador Flash.....	68
Figura 31. Simulación Skid de Filtración .....	69
Figura 32. Simulación Intercambiador de calor TEG rico/ TEG pobre.....	70
Figura 33. Simulación de columna y rehervidor de glicol .....	72
Figura 34. Simulación de bombas y aerofriadores TEG pobre.....	74
Figura 35. Simulación global diseño - Skid TEG y contactoras .....	75
Figura 36. Equipo para cuantificación de Líquidos contaminantes.....	82
Figura 37. Esquema de instalación – Equipo de coalescencia G/L.....	84
Figura 38. Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de la evaporación de gas húmedo.....	90
Figura 39. Variación velocidad gas húmedo en función de presión del gas húmedo .....	91
Figura 40. Esquema de una falla funcional por fuga de un economizador .....	92
Figura 41. Evaporación total TEG vs Temperatura tope economizador .....	94

Figura 42. Variables dependientes de la temperatura del rehervidor .....	95
Figura 43. Temperatura rehervidor vs Calidad TEG pobre & humedad gas .....	96
Figura 44. Temperatura rehervidor vs Evaporación total TEG .....	97
Figura 45. Condiciones HX Teg rico/TEG pobre vs Evaporación Total .....	98
Figura 46. Factores de pérdida de TEG identificados .....	100
Figura 47. Pareto factores de pérdida de TEG – Tren Criogénico 4 .....	102
Figura 48. Aspecto visual del economizador dañado .....	107
Figura 49. Proceso de reemplazo de elementos del filtro coalescedor de la contactora principal .....	109
Figura 50. Tendencia de consumo total de TEG enero 2019 – junio 2021 .....	114

## Lista de Tablas

Tabla 1. Descripción general trenes criogénicos de PdG Malvinas.....	4
Tabla 2. Rango de consumo de TEG recomendado por GPSA.....	6
Tabla 3. Análisis de líquido en Scrubber Gas de Reg. Mar-2020.....	8
Tabla 4. Afectación a sistemas por incremento de pérdida de TEG.....	9
Tabla 5. Propiedades físicas de los glicoles y metanol.....	22
Tabla 6. Condiciones operativas típicas de una contactora TEG.....	24
Tabla 7. Características de internos de una contactora de TEG.....	25
Tabla 8. Principales causas de exceso de pérdidas de TEG.....	35
Tabla 9. Rango de pérdidas adecuado para optimización.....	36
Tabla 10. Tipos de mecanismo de adsorción.....	37
Tabla 11. Términos de capacidad de adsorción.....	38
Tabla 12. Características para selección de un adsorbente.....	39
Tabla 13. Tipos de tamices moleculares.....	40
Tabla 14. Problemas operativos en tamices moleculares.....	42
Tabla 15. Corrientes y parámetros de calidad evaluados.....	47
Tabla 16. Cromatografía gas natural Crio 4 Ene 2019 – Mar 2020.....	47
Tabla 17. Análisis TEG rico/ TEG pobre Crio 4 enero 2019.....	49
Tabla 18. Análisis TEG rico/ TEG pobre Crio 4 marzo 2020.....	50
Tabla 19. Resumen evaluación calidad Skid deshidratación TEG.....	52
Tabla 20. Condiciones operativas Contactoras TEG 2019 – 2020.....	54
Tabla 21. Condiciones operativas Filtros Coalescedor 2019 – 2020.....	55
Tabla 22. Condiciones operativas Economizador 2019 – 2020.....	55
Tabla 23. Condiciones operativas Separador Flash 2019 – 2020.....	56
Tabla 24. Condiciones operativas Skid Filtros 2019 – 2020.....	56
Tabla 25. Condiciones operación Intercambiador TEG rico/pobre.....	57
Tabla 26. Condiciones operación rehervidor 2019 – 2020.....	58
Tabla 27. Condiciones operación separador tope 2019 – 2020.....	59
Tabla 28. Resumen evaluación condiciones operativas 2019 – 2020.....	60
Tabla 29. Composición gas natural y del gas de regeneración.....	62
Tabla 30. Condiciones de diseño contactoras TEG.....	63
Tabla 31. Condiciones diseño economizador TEG.....	67
Tabla 32. Condiciones de operación separador flash.....	67
Tabla 33. Condiciones diseño Skid de filtración.....	69
Tabla 34. Parámetros de diseño intercambiador de calor TEG rico/TEG pobre...	69
Tabla 35. Condiciones de diseño columna de evaporación TEG.....	70
Tabla 36. Parámetros de diseño de rehervidor de glicol.....	71
Tabla 37. Condiciones diseño bombas TEG pobre.....	72
Tabla 38. Condiciones diseño aeroenfriadores TEG pobre.....	73
Tabla 39. Distribución consumo TEG por evaporación - Diseño.....	76
Tabla 40. Distribución de pérdidas TEG por evaporación 2019 - 2020.....	77
Tabla 41. Resumen evaluación condiciones de campo.....	79
Tabla 42. Estimado de pérdidas TEG por fuga mecánica.....	80
Tabla 43. Resultados prueba habilitación bypass economizador.....	81
Tabla 44. Partes de un equipo de coalescencia Gas / Líquido.....	83

Tabla 45. Tabla de toma de datos – Estudio de coalescencia Gas /L.....	84
Tabla 46. Resultados estudio de coalescencia en filtros coalescedores.....	85
Tabla 47. Resumen de la estimación de factores de pérdidas de TEG – marzo..	86
Tabla 48. Esquema resumen de factores de pérdida de TEG .....	101
Tabla 49. Ranking factores de pérdida de TEG – Tren criogénico 4.....	102
Tabla 50. Plan de actividades recomendados.....	103
Tabla 51. Análisis de pH TEG rico/TEG pobre de PPC & Brenntag.....	105
Tabla 52. Resultados laboratorio prueba estabilización p pH TEG .....	106
Tabla 53. Resultado condiciones de operación Skid de TEG post reemplazo economizador.....	108
Tabla 54. Estudio de coalescencia en filtros coalescedores nuevos.....	109
Tabla 55. Resultados implementación de Plan de acción Tren criogénico 4 – Jun 2021 .....	112

# Capítulo I. Parte introducción del trabajo

## 1.1 Generalidades

La Planta de Gas Camisea, activo operado por la empresa Pluspetrol Peru Corporation (PPC en adelante), tiene como objetivo procesar la producción de gas húmedo de los lotes 88 y 56 a fin de obtener productos de mayor valor agregado como el gas residual (GN) y Líquidos de gas natural (LGN). El excedente de gas residual obtenido es reinyectado en el mismo reservorio productor a fin de cumplir con el nominado de gas de venta.

Como subproducto secundario del procesamiento de gas, se obtiene agua residual industrial que es tratada para su disposición a través de reinyección en pozos sumideros a fin de cumplir con la normativa medioambiental vigente. En total, de los 3 tipos de pozos PPC cuenta con:

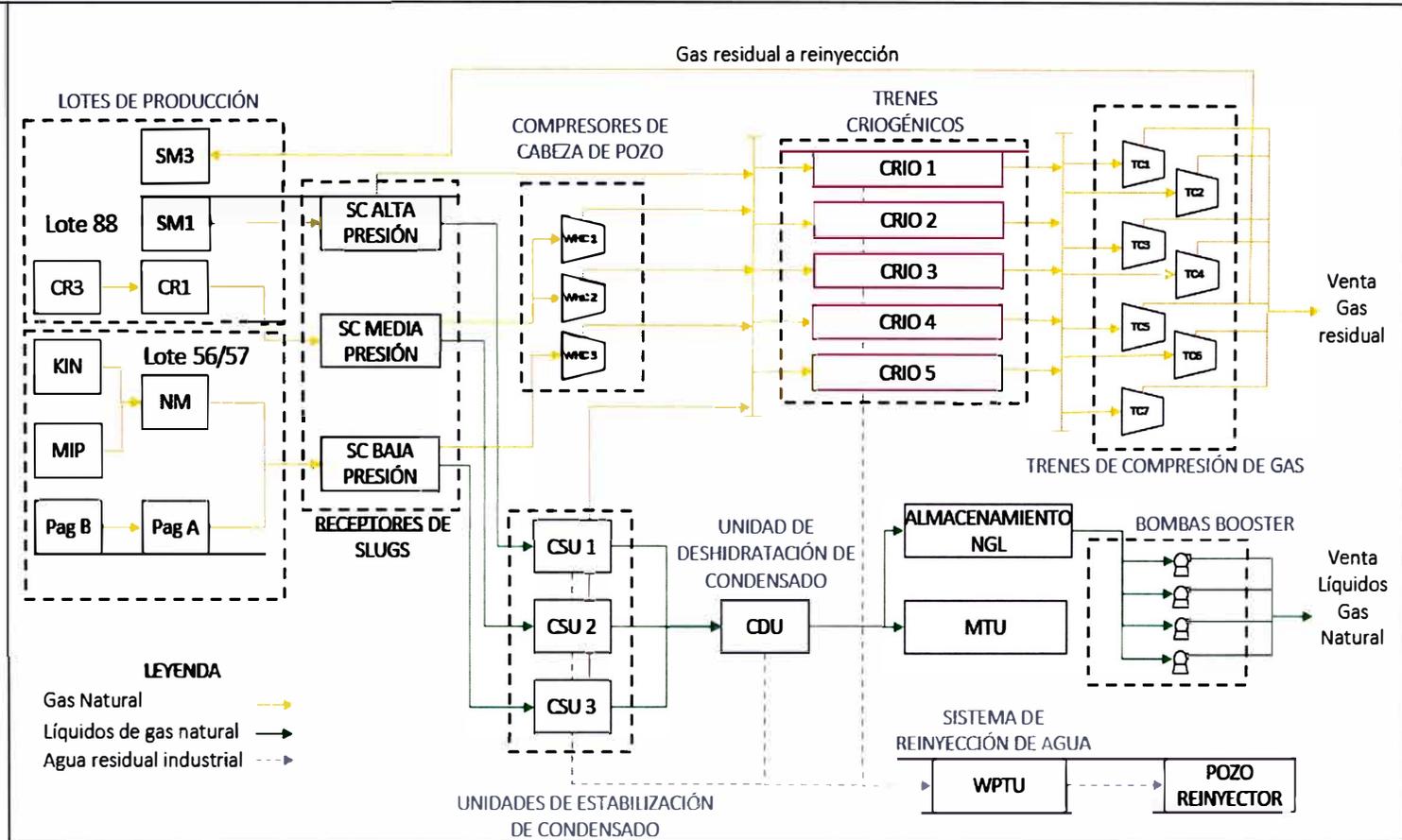
- 22 pozos productores de gas húmedo
- pozos reinyectores de gas residual
- 1 pozo de reinyección de agua residual industrial.

En la figura 1, se muestra el esquema general resumido de la Planta de Gas Malvinas, describiendo los principales sistemas de procesamiento de gas natural, líquidos de gas natural y agua residual industrial.

La producción de gas natural húmedo de los lotes 88 y 56 ingresa a los receptores de slugs (SC) de alta, media y baja presión, donde se separan las corrientes de gas natural y líquidos de gas natural respectivamente.

Figura 1

Esquema general Planta de Gas Malvinas



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2014)

Las corrientes de líquidos de gas natural separados en los slugs cártcher pasan a 3 Sistemas de Estabilización de Condensado (CSU), donde se remueven los componentes ligeros del LGN a través de una columna de separación de componentes ligeros (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>) de hidrocarburos más pesados (C<sub>3</sub><sup>+</sup>).

Posteriormente, el LGN estabilizado es llevado a la Unidad de Deshidratación de Condensado (CDU) para remover el remanente de humedad y poder ser llevado a almacenamiento para su posterior venta a través del sistema de bombeo. Asimismo, parte de los líquidos de gas natural producido es utilizado como materia prima en la unidad de mini destilación o *Mini Topping Unit* para obtener combustibles de consumo interno como el Diesel y turbo.

La corriente de gas natural proveniente del slug cártcher de alta presión, va directamente hacia el colector de gas húmedo cuya presión de operación se encuentra en el mismo orden. Asimismo, el gas proveniente de los colectores de media presión (P. operación: 900 – 1100 psig) y baja presión (P. operación: 330 – 360 psig) son enviados un sistema de Compresores de Cabeza de Pozo o *Well Head Compressors* que permiten elevar la presión del gas húmedo a la presión de operación del colector de ingreso a los trenes criogénicos.

El colector de gas húmedo distribuye la carga total de gas de la Planta de gas Malvinas en 5 trenes criogénicos, cuyo objetivo es acondicionar y procesar el gas húmedo para obtener productos de mayor valor agregado, como el gas natural (GN) y líquidos de gas natural (LGN). (OSINERGMIN, Plantas de separación de gas, 2013)

Cada uno de los trenes criogénicos cuenta con la misma disposición de sistemas independientes que permiten acondicionar y procesar el gas húmedo a fin de obtener gas natural y líquidos de gas natural.

En la Tabla 1, se muestra la carga de diseño de cada uno de los 5 trenes criogénicos y el proyecto asociado a su puesta en marcha.

**Tabla 1**

*Descripción general trenes criogénicos de PdG Malvinas.*

<b>Tren criogénico</b>	<b>Proyecto</b>	<b>Carga diseño (MMSCFD)</b>
	Proyecto inicial (2002)	220
<b>2</b>	Proyecto inicial (2002)	220
<b>3</b>	Primera ampliación (2008)	360
<b>4</b>	Primera ampliación (2008)	360
<b>5</b>	Segunda ampliación (2012)	520

*Fuente: Elaboración propia en base a (OSINERGMIN, 2013)*

Como se muestra en la Tabla 1, los trenes criogénicos de la primera y segunda ampliación tienen una carga mayor de diseño que la carga que corresponde a los trenes criogénicos del proyecto inicial. (OSINERGMIN, Proyecto Planta Malvinas, 2012).

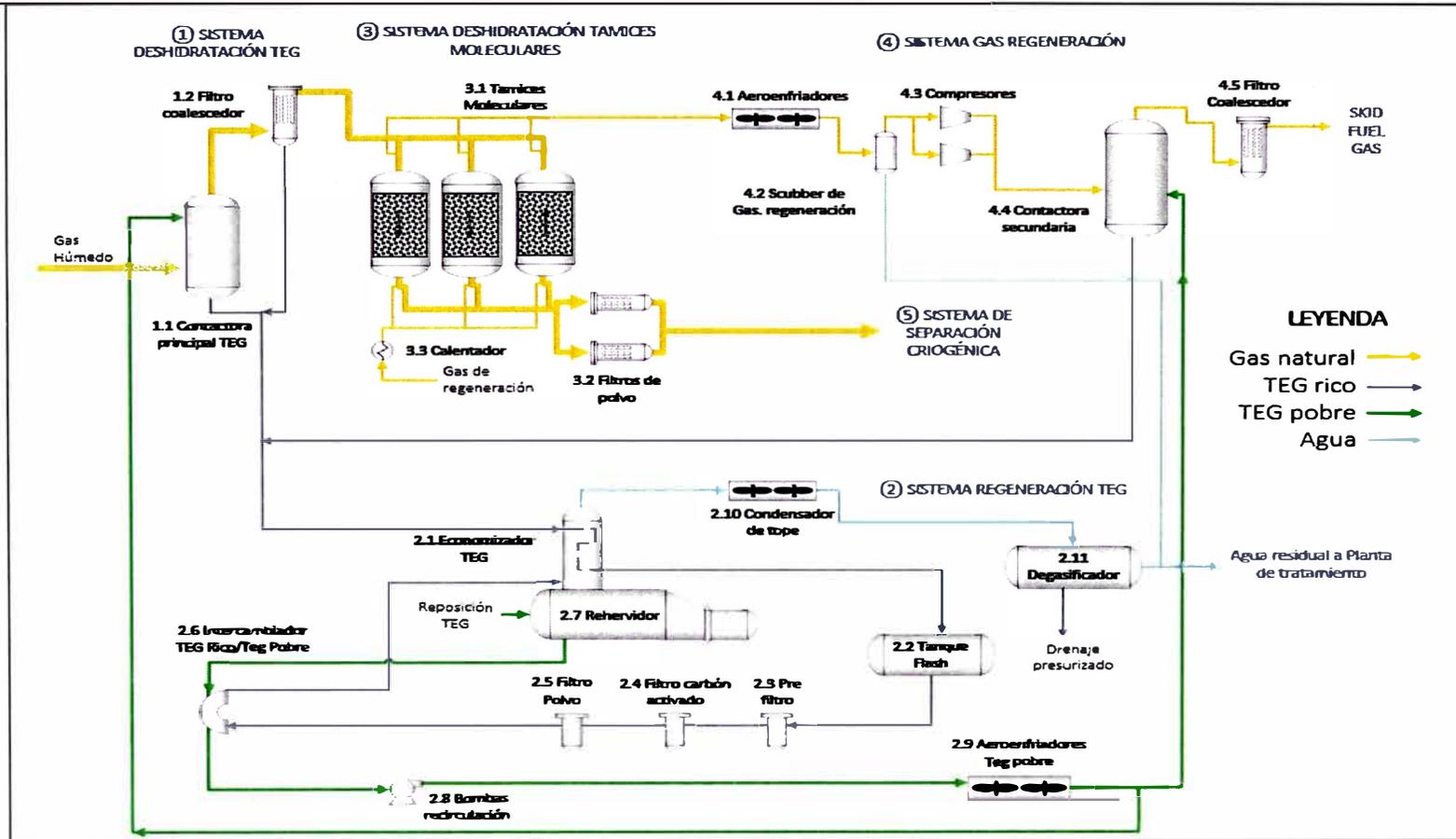
Sin embargo, la disposición de los sistemas instalados en cada uno de los trenes criogénicos es similar, es decir todos cuentan con un sistema de deshidratación con TEG, sistema de deshidratación con tamices moleculares y sistema de separación criogénica donde se encuentran los intercambiadores de placa, turbo expansores o *turboexpanders* y torre deetanizadora. Esto debido a que no se prevé un cambio significativo en la composición del gas natural producido en el tiempo de duración del proyecto.

En la Figura 2, se muestra el esquema general de los principales subsistemas de un tren criogénico, haciendo énfasis en la deshidratación del gas natural con TEG, su sistema de regeneración y los sistemas asociados aguas abajo. A continuación, sus partes:

- Sistema de Deshidratación con TEG
- Sistema de regeneración de TEG
- Sistema de Deshidratación con tamices
- Sistema de Gas de Regeneración
- Sistema de Separación criogénica

Figura 2

Esquema resumido de sistemas de un tren criogénico para la deshidratación de gas húmedo



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2014)

De la Figura 2, se muestra que tanto el Sistema de Deshidratación con TEG como su Sistema de regeneración asociado no son sistemas cerrados, ya que tienen contacto directo con el gas natural en las contactoras de glicol y los puntos de salida de la humedad.

En adelante, al mencionar a un tren criogénico, se hace referencia específicamente al sistema de deshidratación de gas húmedo que incluye el sistema de deshidratación con TEG y sistema de deshidratación con tamices. El sistema de separación criogénica y demás sistemas no están incluidos directamente en la evaluación.

Debido a ello, se generan pérdidas de glicol que deben ser repuestas para asegurar la continuidad del proceso de deshidratación, así como mantener las condiciones de operación dentro del margen establecido de diseño.

## 1.2 Problemática

Durante el periodo marzo 2019 – enero 2020, el tren criogénico 4 evidenció un incremento sostenido de consumo de glicol respecto de la media global de la Planta de Gas Malvinas durante los meses anteriores.

En la Tabla 3, se muestra la distribución recomendada de pérdida de glicol (*TEG Losses*) de acuerdo con las condiciones de operación del gas húmedo a deshidratar, según la *Gas Processors Suppliers Association (GPSA)*.

**Tabla 2**

*Rango de consumo de TEG recomendado por GPSA*

Condiciones de operación	Rango de pérdidas de TEG (Gal TEG/MMSCFD de gas procesado)
Presión > 900 psig, Temperatura < 120°F	0,05 < x < 0,15
Presión < 900 psig, Temperatura > 120°F	x < 0,30

*Fuente: Elaboración propia en base a (GPSA, 2004)*

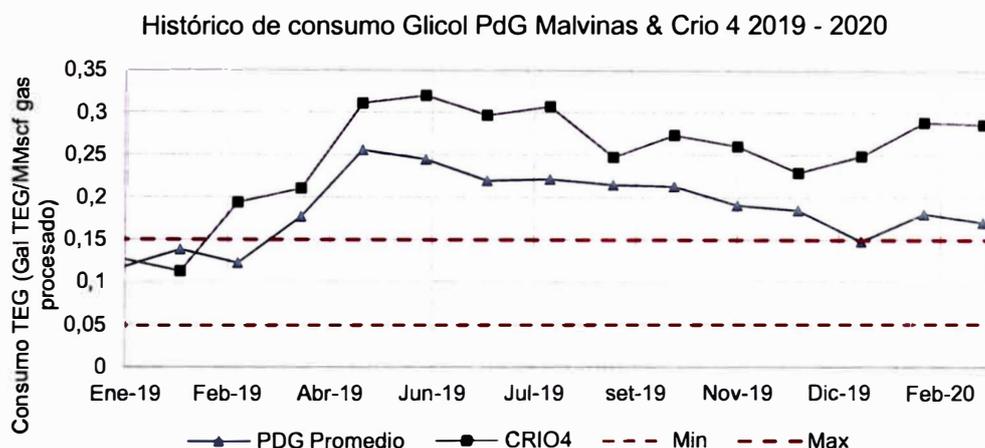
De acuerdo con la Tabla 2, la GPSA recomienda mantener el margen de pérdidas estándar para un sistema de deshidratación de glicol de alta presión y baja temperatura,

las cuales son las condiciones que se manejan en la Planta de Gas Malvinas, en el rango de 0,05 – 0,15 gal TEG/MMSCF gas procesado.

De acuerdo con el histórico de consumo de glicol del tren criogénico 4, a partir de marzo 2019, se evidencia que el consumo promedio de dicho tren supera de manera sostenida el valor máximo recomendado por la GPSA. En adición, el consumo promedio global de glicol de PDG Malvinas también se eleva en dicho periodo como se muestra en la Figura 3.

**Figura 3**

*Histórico de consumo TEG crio 4 vs Consumo PdG Malvinas*



*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Se evidencia que el consumo de glicol se incrementa de un valor de pérdida medido de 0,11 Gal TEG/MMSCFD en febrero 2019 a un valor promedio de 0,26 Gal TEG/MMSCFD sostenido hasta febrero 2020. (Peru, Consumo TEG PdG Malvinas - Crio 4, 2019)

El incremento de consumo de glicol tiene un impacto en un mayor costo operativo por reposición de TEG. En la Figura 4, se muestra el resumen de costos asociados por reposición de glicol para el tren criogénico 4 durante el periodo del 2019 – 2020.

**Figura 4**

*Costo mensual reposición TEG Tren criogénico 4 2019 - 2020*



*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

El costo promedio de reposición de glicol mensual en operación normal de enero a mayo fue de 1955 USD. Para el periodo de mayo 2019 a marzo 2020, dicho costo se incrementa en 75% llegando a un valor de 3408,8 USD promedio mensual.

Asimismo, el incremento de pérdidas de TEG acentúa el efecto de acumulación de glicol en sistemas aguas abajo del sistema de deshidratación con glicol, afectando su disponibilidad y operación normal.

En la Tabla 3, se muestra los resultados del análisis de una muestra representativa de líquido en el fondo del separador o *scrubber* de gas de regeneración tomada en marzo 2020.

**Tabla 3**

*Análisis de líquido en Scrubber Gas de Reg. Mar-2020*

Propiedades	Unidad	Resultados	
		Marzo 2020	Histórico promedio
Apariencia	Color	Pardo	Pardo
Hidrocarburo	%	30	15 - 35
TEG	%	67,3	15 - 20
Agua	%	2	50 - 80

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De la Tabla 3, se evidencia que el 67% del volumen total de la muestra es glicol recuperado, siendo este valor mayor que el promedio de glicol presente en muestras puntuales tomadas en la misma ubicación en el rango de 15% - 20%. Dicha condición es un indicativo de un mayor aporte de TEG a los sistemas aguas abajo del sistema de deshidratación con glicol.

En la Tabla 4, se describe la afectación debido al incremento de pérdidas de glicol a los principales sistemas y equipos instalados aguas abajo de un sistema de deshidratación con TEG.

**Tabla 4**

*Afectación a sistemas por incremento de pérdida de TEG*

<b>Sistemas</b>	<b>Afectación o Modo de fallo</b>
Sistema de Deshidratación con tamices moleculares	Reducción de vida útil y capacidad de absorción de tamices moleculares
Sistema de Separación criogénica	Reducción de eficiencia de transferencia de calor de intercambiadores de placas (BAHX) por ensuciamiento acumulado
Skid Fuel Gas	Mayor aporte de glicol hacia consumidores de fuel gas, afectando su disponibilidad y operación normal. Los principales consumidores de Fuel Gas son: Turbogeneradores, Turbocompresores de gas de venta y hornos de combustión
Planta de tratamiento de agua	Mayor porte de glicol en el agua residual industrial, acidificando el medio y favoreciendo la corrosión de equipos

Fuente: *Elaboración propia en base a (BRENTAGG, 1994)*

**1.2.1 Formulación del problema**

Problema general

Se evidencia a través de la Figura 3, que el consumo de glicol se incrementa de un valor de pérdida medido de 0,11 Gal TEG/MMSCFD en febrero 2019 a un valor promedio de 0,28 Gal TEG/MMSCFD de gas procesado sostenido hasta febrero 2020.

En adición, el análisis de muestras puntuales en el sistema de gas de regeneración y Skid Fuel Gas muestran un mayor porcentaje de volumen de glicol respecto de la media histórica. Dicha evidencia es sustento para indicar un incremento en el aporte

de glicol hacia el Skid Fuel Gas y consumidores, afectando la disponibilidad y eficiencia de estos.

¿Cómo reducir el consumo de glicol en el tren criogénico 4 para lograr los valores recomendados en sistemas de deshidratación de gas natural por la GPSA en el rango de 0,05 – 0,15 Gal TEG/MMSCFD gas procesado?

#### Problemas específicos

¿Cuál es el consumo estándar del sistema de deshidratación de glicol del tren criogénico 4 a las condiciones actuales de operación?

¿Cuáles serían las causas de fallo o de operación en los equipos que incrementan el consumo de glicol en el sistema de deshidratación y regeneración de TEG del tren criogénico 4?

¿Cuál es el método adecuado a implementar para reducir la pérdida de glicol en función de cada una de las causas previamente identificadas?

¿Cuál es grado de efectividad de las acciones propuestas para reducir las pérdidas de glicol en el sistema de deshidratación del tren criogénico 4?

### **1.2.2 Objetivos**

#### Objetivo general

Reducir el consumo de glicol en el tren criogénico 4 a través de la implementación de un plan de mejoras a nivel de diseño y operativo para alcanzar el consumo

recomendado en sistemas de deshidratación de 0,05 – 0,15 Gal TEG/MMSCFD gas procesado, recomendado por la GPSA.

#### Objetivos específicos

- Definir la línea base de operación y consumo del sistema de deshidratación con glicol del tren criogénico 4 a través de simulación en estado estacionario
- Identificar las causas que incrementan la pérdida de glicol en el tren criogénico 4 para estimar de manera cualitativa y cuantitativa las pérdidas asociadas a los respectivos equipos del proceso de deshidratación.
- Proponer e implementar un plan de mejoras para reducir las pérdidas de glicol según las causas previamente identificadas.
- Evaluar los resultados obtenidos por la implementación de acciones y emitir conclusiones y recomendaciones

### **1.3 Justificación de la investigación**

Una de las problemáticas más importantes de plantas de acondicionamiento y procesamiento de gas natural en el mundo que poseen sistemas de deshidratación con TEG está asociado al adecuado control y monitoreo del consumo de glicol.

El incremento de las pérdidas de glicol tiene un impacto directo en mayores costos operativos, así como una afectación a la disponibilidad y eficiencia de sistemas instalados aguas abajo.

Por ello, es necesario desarrollar una evaluación estructurada de los sistemas de deshidratación con TEG de la Planta de Gas Malvinas que evidencien un elevado consumo de glicol a fin de identificar las causas asociadas a dicho incremento y proponer un plan de

mejoras que permita controlar y reducir dicho consumo a fin de mantenerlo dentro de los valores recomendados por la GPSA.

#### **1.4 Antecedentes referenciales**

##### **A. Caso de estudio: Reducción de pérdidas de TEG en una plataforma offshore en la costa de Bombay**

ACG es una de las plataformas de proceso en Bombay High que recibe gas húmedo de la plataforma de proceso de petróleo para su compresión, deshidratación y exportación.

El gas comprimido se deshidrata utilizando trietilenglicol (TEG) en dos trenes paralelos idénticos de unidades de deshidratación de gas (GDU) para cumplir con las especificaciones de transporte por tubería con un máximo de 112 kg/MMSCM (7 lb/MMSCF) de vapor de agua en el gas.

La tasa normal de glicol de reposición para tales tipos de unidades de deshidratación de gas es de aproximadamente 16 litros/MMSCM (12 Gal TEG/MMSCFD). Sin embargo, en esta planta el consumo de glicol fue de unos 70 litros/MMSCM (52,5 Gal TEG/MMSCFD), lo que resultó en una pérdida significativa de ingresos durante la operación de la planta. (Gupta, 1996)

Un estudio de caso sobre la auditoría de una GDU operativa en alta mar plataforma que estaba experimentando una gran pérdida de glicol y resultando en una pérdida de ingresos de aproximadamente US \$ 80,000 por año ha sido presentado en este estudio.

Para identificar la causa raíz del alto consumo de glicol, se realizó una evaluación a la operación del sistema de deshidratación de TEG, considerando los siguientes pasos:

- Análisis químico del TEG pobre regenerado
- Simulación de procesos a las condiciones de operación
- Análisis de sensibilidad de parámetros operativos en simulación para realizar ajustes operativos que permitan reducir el consumo de TEG

Los resultados obtenidos en la evaluación descrita fueron los siguientes:

- El glicol mostró presencia de contaminantes, mostrando tendencia a la formación de espuma
- Alta presión en el rehervidor y alto flujo en el gas de stripping

En función de dichos hallazgos, se generó un plan de acción orientado a acciones de bajo costo de inversión o *Troubleshooting* del sistema, las cuales se describen a continuación:

- Reemplazo por nuevos filtros de carbón activado
- Ajuste de condiciones operativas al rehervidor de glicol, columna de absorción separadora y caudal de gas de stripping
- Control de espuma en la contactora

B. Optimización del sistema de deshidratación de glicol para una máxima eficiencia: Un estudio de caso de una planta de gas en Nigeria

En la optimización del sistema de deshidratación de glicol para gas natural, existen varios parámetros críticos, que se pueden ser modificados para lograr una reducción del punto de rocío del gas natural húmedo en proceso de deshidratación.

Este artículo estudia el efecto de modificar los siguientes parámetros operativos utilizando una simulación realizada para recrear diversos escenarios:

- Caudal de glicol
- Número de etapas o la altura de la columna de empaque en el contacto
- Temperatura del rehervidor
- Caudal de gas de despojamiento o *stripping gas*

El estudio de optimización implica la construcción de un modelo de simulación de procesos en Aspen Hysys basado en datos/parámetros de diseño reales proporcionados por el proveedor de sistemas de deshidratación con glicol y verificado con data operativa real.

Entre las principales conclusiones se obtiene lo siguiente:

- El diseño del sistema TEG es adecuado y lo suficientemente robusto para acondicionar el gas para lograr un punto de rocío del agua de 5°C a 95 barg.
- La temperatura del glicol pobre en el Contactador estaba fuera del diseño operativo recomendado, alrededor de 50°C respecto del rango recomendado de 40 – 42 °C. Por lo tanto, la capacidad de absorción del glicol se ve afectada resultando en un punto de rocío de gas deshidratado mucho mayor al esperado. (I.M.T. Arubi, 2008)

C. Análisis de sensibilidad y simulación de TEG de una Unidad de Deshidratación en Compresión Central de Rumaila: Estación en Basora-Irak

En la operación de la unidad de deshidratación de TEG en Central Estación de Compresión de Rumaila. Existen 2 parámetros de funcionamiento determinantes para el funcionamiento eficiente de la unidad: Alcanzar el punto de rocío deseado y el grado de pérdidas de TEG. (Khalaf, 2017)

Este trabajo presenta una evaluación del efecto de realizar un análisis de sensibilidad de todas las variables operativas y su impacto en la eficiencia de la unidad de deshidratación, tales como:

- Presión y la temperatura del gas natural
- Presión del contactor
- Caudal de circulación de TEG
- Caudal de gas de despojamiento o *stripping gas*

Los resultados obtenidos del análisis describen lo siguiente:

- La disminución de la temperatura del absorbedor de 130 °F a 120 °F reducirá la fracción de masa de agua en la corriente de gas seco de 0,000076 a 0,00002.
- Aumentando la presión del absorbedor de 549,7 psia (presión de diseño) a 600 psia también reducirá el contenido de agua en la salida de gas seco de 0,000076 a 0,000022 como fracción de masa.
- El resultado de la simulación muestra la relación lineal entre el caudal de gas húmedo de la columna de regeneración y el caudal de glicol pobre.
- El caudal de vapor de agua a la salida de la columna de regeneración no se ve afectada por la concentración del TEG pobre. Los resultados muestran que la concentración del glicol pobre regenerado es 99% en peso. En ese sentido, la temperatura en la parte superior de la columna de regeneración debe mantenerse alrededor de 210 °F.

#### D. Optimización de la deshidratación de trietilenglicol de gas natural

La deshidratación con trietilenglicol (TEG) se usa ampliamente en el procesamiento de gas natural para evitar la corrosión y taponamiento de las líneas de flujo para el transporte de gas, por ejemplo. Para optimizar este proceso se puede utilizar el simulador *Aspen HYSYS* para generar diferentes escenarios de operación que permita identificar el punto operativo óptimo:

- Caudal de circulación de TEG
- Número de platos teóricos (en el absorbedor y en la columna de gas de arrastre)
- Presión del gas de alimentación y temperatura
- Tasa de flujo de gas stripping
- Punto de rocío final alcanzado en el gas húmedo

En adición, la presente investigación también proporciona el costo mínimo de procesamiento considerando los servicios auxiliares y el costo de capital. Los resultados basados en el paramétrico estudio de optimización criterios de rendimiento para el diseño y condiciones óptimas de operación para la deshidratación proceso. (Chebbi, Qasim, & Jabbar, 2019)

#### E. Estimación de las pérdidas por vaporización de TEG en la unidad de deshidratación de TEG

En el presente artículo, se investiga el efecto de la tasa de gas de separación y la relación de circulación de trietilenglicol (TEG) con la pérdida por vaporización de TEG desde la parte superior del regenerador y la parte superior del contactor. (Engineering, Soave, & M., 2013)

Específicamente, este estudio se centra en la variación de las pérdidas por vaporización de trietilenglicol respecto de los siguientes parámetros:

- Presión del rehervidor
- Relación de circulación de trietilenglicol
- La tasa de gas de extracción.

Al realizar una simulación informática rigurosa de la regeneración de TEG a presiones de rehervidor de 110,3 kPa (16 psia) y 524,1 kPa (76 psia), se obtienen diferentes escenarios operativos necesarios para los cálculos de diseño de un sistema de deshidratación. Además, se muestra el efecto de la temperatura del contactor sobre las pérdidas por vaporización de TEG. El resumen de las conclusiones es el siguiente:

- La pérdida de vaporización de TEG desde la parte superior del contactor es casi 10 veces mayor que la parte superior de la columna del destilador/regenerador
- A medida que aumenta la temperatura del gas de alimentación a la columna del contactor, aumenta la pérdida por vaporización de TEG desde la parte superior de ambas columnas
- La pérdida por vaporización de TEG desde la parte superior de la columna del alambique/regenerador es prácticamente independiente del número de platos teóricos en la sección de gas de extracción
- El rehervidor presurizado da como resultado mayores pérdidas por vaporización de trietilenglicol del regenerador debido a los mayores requisitos de gas de extracción.
- Las pérdidas mecánicas, como el arrastre desde la parte superior del contactor y la parte superior del regenerador, así como las fugas de los sellos de la bomba, son mucho más altas que las pérdidas por vaporización presentadas aquí.

## Capítulo I. Marco teórico

### 2.1 Humedad en el gas natural

La corriente de gas natural producido en los pozos de producción normalmente se encuentra saturado de agua y el contenido de humedad depende de la presión, temperatura y composición del gas producido.

El porcentaje de contenido de humedad se acentúa a menor presión y mayor temperatura es particularmente importante si el gas es ácido (contiene CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S). Si el gas con bajo o despreciable contenido de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, una composición de alrededor de 70% de metano y un bajo contenido de hidrocarburos pesados, es posible aplicar la correlación de presión – temperatura definida por Mcketta and Wehe, 1958. (DINON, 2013)

Al utilizar dicha correlación como se muestra en la Figura 5, para una temperatura de 120 °F (Eje X) y una presión de 1320 psig (Recta azul) (condiciones de operación del gas húmedo en la Planta de Gas Malvinas), tenemos un contenido de humedad al ingreso de los trenes criogénicos de aproximadamente 80 Lb Agua/MMSCF (Flecha roja).

Con dicho valor, se realiza una adecuada selección de la tecnología y el desarrollo del diseño de los sistemas de deshidratación que permiten cumplir con los requerimientos de venta y transporte del gas para evitar problemas operativos como la formación de hidratos.

### 2.2 Formación de hidratos

En el procesamiento de gas natural, se puede formar hidratos que son estructuras cristalinas duras, donde las moléculas de agua son atrapadas en las estructuras de CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>S.

La formulación química de los hidratos es la siguiente (Mokhatab, 2015):

- Metano:  $\text{CH}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
- Etano:  $\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$
- Propano:  $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$
- Dióxido de carbono:  $\text{CO}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

Los hidratos tienden a formarse en una corriente de gas cuando se tiene alguna de las siguientes condiciones (Carroll, 2014):

- Existe presencia de agua libre y la temperatura desciende por debajo de la temperatura de formación de hidratos.
- Reducción repentina de la presión de operación debido a la expansión del gas generada por el paso del gas a través de un orificio o restricción.

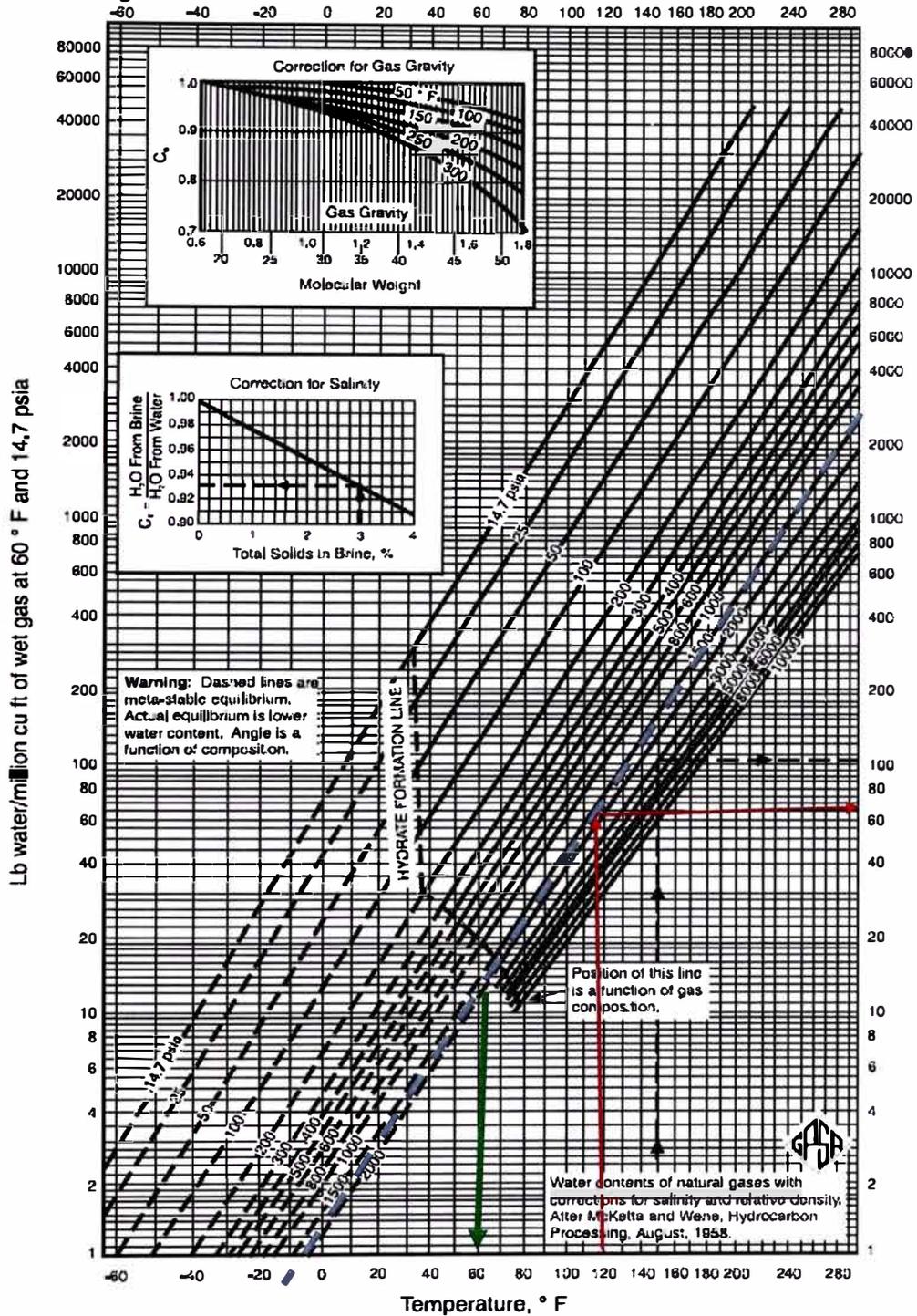
Se puede estimar las condiciones de formación de hidratos de a través de 2 correlaciones:

- Mcketta and Wehe (1958): En la Figura 5, se puede realizar una intersección entre la presión de operación y la línea de formación de hidratos. Para la presión de operación de la Planta de Gas Malvinas de 1320 psig tenemos una temperatura de formación de hidratos estimada en 65°F de acuerdo con la Figura 5 (Flecha verde).
- GPSA (1977): Se puede estimar la temperatura de formación de hidratos a través de la presión de operación y densidad relativa del gas.

En la Figura 6, se muestra que para un valor de 0,62 de densidad relativa del gas húmedo y una presión de operación de 1320 psig, tenemos una temperatura de formación de hidratos de 64°F. (Flecha verde).

**Figura 5**

*Correlación presión – Temperatura (Mcketta and Wehe) para estimar contenido de humedad en gas natural*

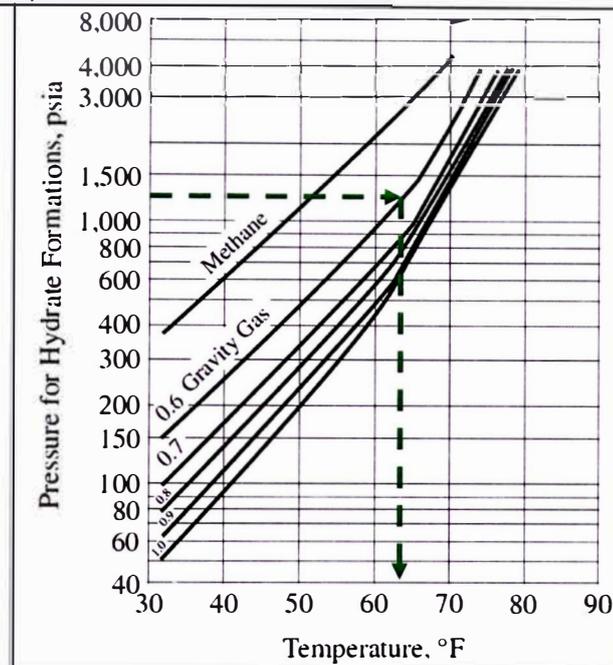


Fuente: Obtenido de (GPSA, 2004)

Se evidencia la coincidencia de valores obtenidos de temperatura de formación de hidratos en el rango de 64 °F - 65°F, aplicando los métodos gráficos descritos anteriormente.

**Figura 6**

*Correlación GPSA para predecir formación de hidratos*



Fuente: Obtenido de (Wang, 2009)

## 2.3 Procesos de deshidratación del gas natural

### 2.3.1 Deshidratación por absorción

Los agentes deshidratantes que se pueden utilizar con fines comerciales en la deshidratación del gas natural deben poseer las siguientes propiedades (Campbell, 1998):

- Alta eficiencia de absorción de agua;
- Alta temperatura de descomposición;
- Bajas pérdidas por vaporización;

- Fácil y económico de separar y regenerar
- No corrosivo y no tóxico para el sistema.

Dicho esto, los glicoles caen en esta categoría y de acuerdo con los diferentes tipos de glicoles mostrados en la Tabla 5, el Trietilenglicol se muestra como el desecante con mayor resistencia térmica y baja presión de vapor a temperaturas menores a los 120°F, por lo que es escogido para la mayoría de los diseños de sistemas de deshidratación en el mundo.

**Tabla 5**

*Propiedades físicas de los glicoles y metanol*

	Etilenglicol	Dietilenglicol	Trietilenglicol	Metanol
Formula	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>	CH <sub>3</sub> OH
Peso molecular	62,1	106,1	150,2	32,0
Punto ebullición a 760 mm Hg, °F	387,1	472,6	545,9	148,1
Presión de vapor a 77°F mm Hg	0,12	<0,01	<0,01	120,0
Densidad (gfcc) at 77°F (25°C)	1,11	1,113	1,119	790,0
(u/ce) at 140°F (60°C)	1,085	1,088	1,092	
Punto de congelamiento, °F	8,0	17,0	19,0	-144,0
Punto de escurrimiento, °F	-	-65,0	-73,0	
Viscosidad A 77°F (25°C) (Cp)	16,50	28,20	37,30	0,52
A 140°F (60°C)	4,68	6,99	8,77	
Tensión superficial a 77°F, dinas/cm	47,0	44,0	45,0	22,5
Índice de refracción a 77°F (25°C)	1,430	1,446	1,454	0,328
Calor específico a 77 °F Btu/ (lb. °F)	0,58	0,55	0,53	0,60
Punto de inflamación °F (PMCC)	240,0	255,0	350,0	53,6

*Fuente: Obtenido de (GPSA, 2004)*

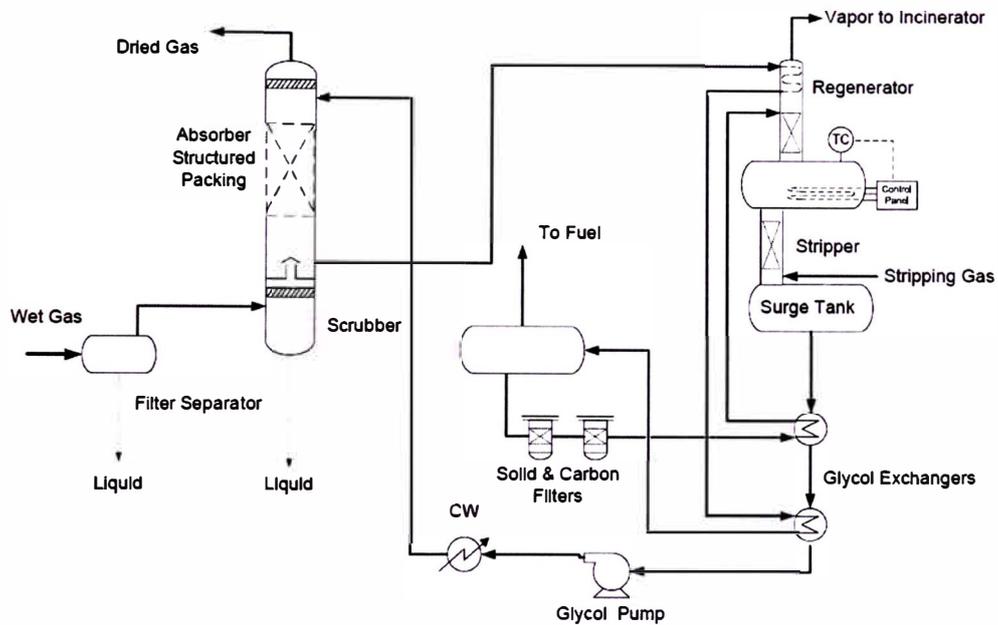
Mayores detalles de las propiedades de los glicoles se pueden encontrar en el Anexo A.

### **2.3.2 Sistema de deshidratación con TEG**

En la Figura 7, se muestra el esquema general de un sistema de deshidratación de TEG típico, mostrando los equipos principales y las corrientes de flujo de gas, TEG rico y TEG pobre.

**Figura 7**

*Diagrama de flujo típico de un sistema de deshidratación TEG*



*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

### **2.3.2.1 Contactora de TEG.**

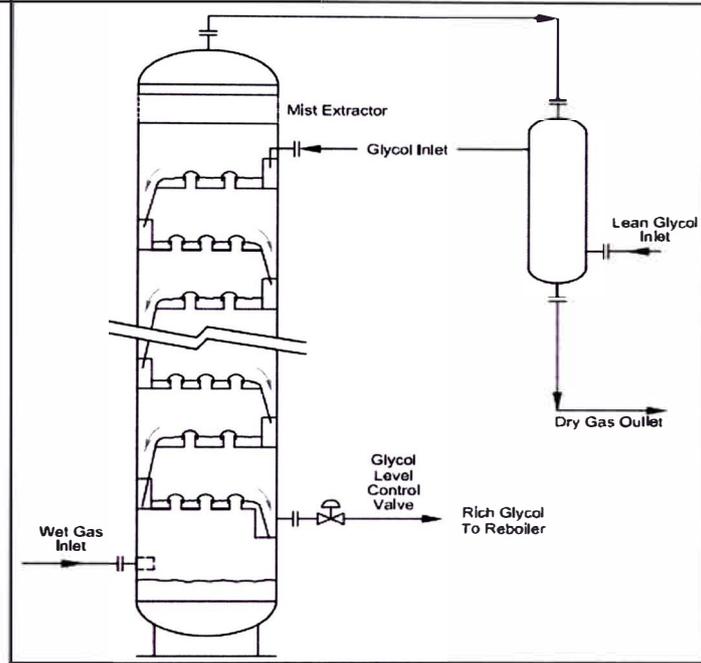
La contactora de glicol tiene el objetivo de reducir el vapor de agua en la corriente de gas a través del contacto directo y en contracorriente con el glicol pobre, el cual ingresa desde el tope de la contactora como se muestra en la Figura 8. (Stewart M. , 2011)

El proceso de absorción es favorecido por un lecho empacado o por platos para mejorar la distribución de flujo de ambos fluidos. El gas deshidratado asciende por el tope y pasa a través de un eliminador de niebla para favorecer la coalescencia de vapor de agua o glicol en el sistema como se muestra en la Figura 8.

Posteriormente, el gas pasa a un filtro coalescedor para retener el arrastre de glicol, favorecer la coalescencia y recuperar dicho liquido junto con el TEG rico de la contactora principal, llevando ambos aportes hacia el sistema de regeneración de glicol.

**Figura 8**

*Esquema general de una contactora TEG*



*Fuente: Obtenido de (Gas Dehydration Field manual, 2011)*

En la Tabla 6, se muestra un resumen de las condiciones operativas típicas de operación de una contactora de TEG.

**Tabla 6**

*Condiciones operativas típicas de una contactora TEG*

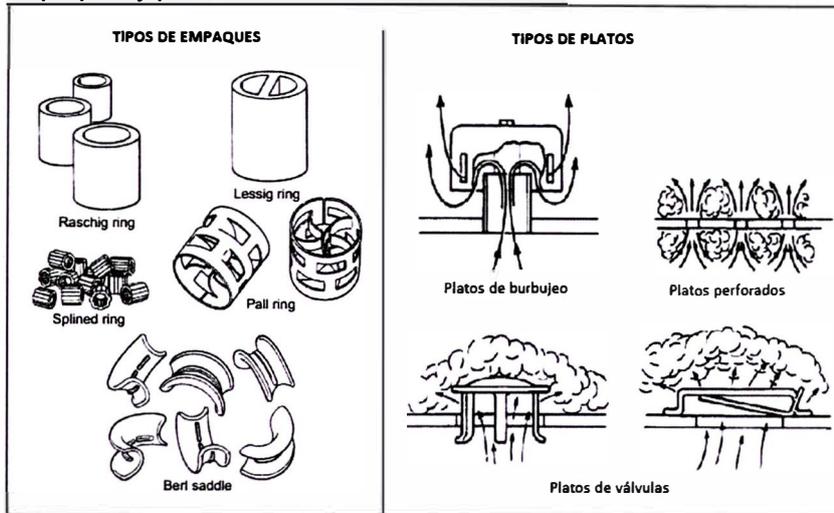
Fluido	Condiciones operativas	Rango operativo	Unidad
<b>Gas húmedo</b>	Humedad ingreso	30 – 90	Lb agua/MMSCF
	Humedad salida	4 – 7	Lb agua/MMSCF
	Presión	700 - 1500	psig
	Temperatura	110 - 122	°F
<b>Glicol pobre</b>	Pureza	98,4 – 99,9	%
	Temperatura	T. gas + 9	°F

*Fuente: Obtenido de (Fundamentals of Natural Gas Processing, 2006)*

Los componentes internos de la contactora de TEG pueden ser de 2 tipos: empacados o de platos. En la Figura 9, se muestra los tipos de componentes internos empacadas (izquierda) y platos (derecha) utilizados para el proceso de absorción de humedad.

**Figura 9**

*Tipos de empaques y platos usados en contactoras TEG*



*Fuente: Obtenido de (Surface Production Operations, 2014)*

En la Tabla 7, se muestra las características principales del uso de cada uno de ellos.

**Tabla 7**

*Características de internos de una contactora de TEG*

Característica	Empaque	Platos
<b>Tipos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pall rings</li> <li>- Intalox saddlex</li> <li>- Empaque estructurado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Platos de burbujeo</li> <li>- Platos perforados</li> <li>- Platos de válvulas</li> </ul>
<b>Características</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Para instalaciones de pequeña capacidad</li> <li>- Útil para servicio corrosivo</li> <li>- Útil para elevada relación L/G</li> <li>- Bajo <math>\Delta P</math></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Para instalaciones de gran capacidad</li> <li>- No apto para servicio corrosivo</li> <li>- Utiliza para baja relación L/G</li> <li>- Menor diámetro</li> </ul>

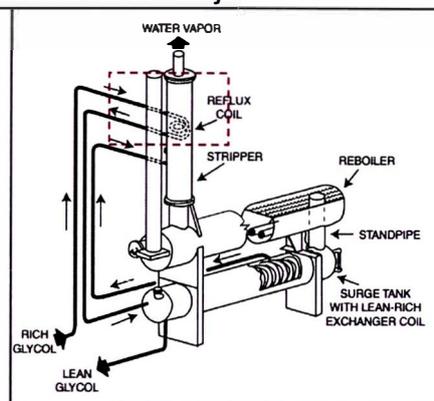
*Fuente: Obtenido de (Fundamentals of gas dehydration design and operation with glycol solutions, 1984)*

### 2.3.2.2 Condensado de reflujo o economizador.

Desde la contactora de glicol, el TEG frío pasa a por un serpentín denominado condensador de reflujo o economizador ubicado en el tope de la columna de evaporación con el objetivo de precalentar el glicol a fin de que se utilice menos energía en el rehervidor como se muestra en la Figura 10.

Figura 10

Ubicación típica de un condensador de reflujo



Fuente: Obtenido de (*Stripper in Dehydration Plant, 2003*)

Asimismo, el vapor ascendente de glicol pobre condensa en forma de gotas permite y cae nuevamente en el rehervidor, reduciendo significativamente el efecto de pérdidas de TEG por evaporación en el rehervidor.

### 2.3.2.3 Intercambiador TEG rico / TEG pobre.

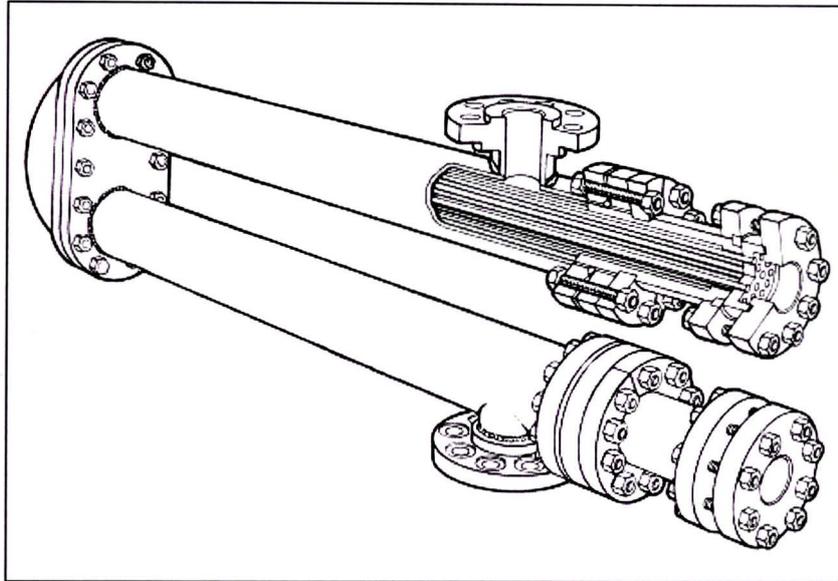
En el intercambiador de TEG rico/TEG pobre, se precalienta el glicol rico para aprovechar la energía térmica del glicol pobre ya regenerado y reducir la temperatura de operación del rehervidor, así como el consumo de aceite térmico o *hot oil*.

En general, pueden utilizarse 1 o 2 intercambiadores de TEG rico/ TEG pobre para un mejor aprovechamiento de la energía térmica del sistema.

En la Figura 11, se muestra un intercambiador de tipo U - multi tubo, utilizado para el intercambio de calor entre TEG rico y TEG pobre.

**Figura 11**

*Intercambiador de calor Multitubo en forma de U*



*Fuente: Obtenido de (Koch Heat Transfer /Brown Fin Tubes, 2004)*

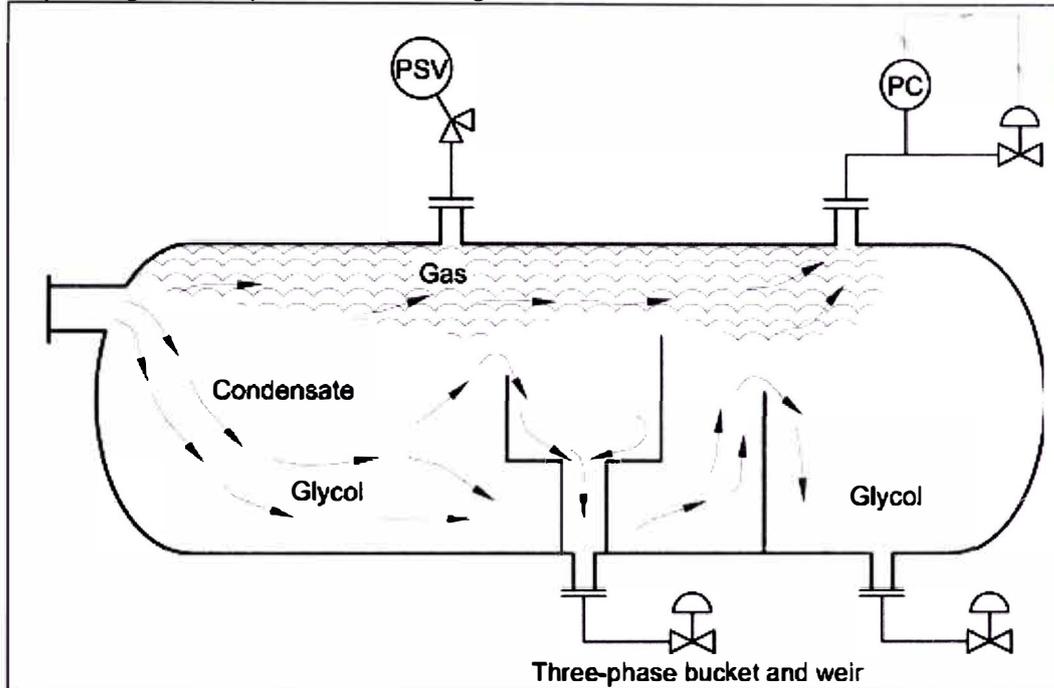
#### **2.3.2.4 Separador flash.**

El glicol precalentado pasa por un separador trifásico de baja presión, donde se reduce la presión para favorecer la separación del gas disuelto e hidrocarburo libre provenientes de la contactora. El precalentamiento favorece la separación de los hidrocarburos del glicol rico.

En la figura 12, se muestra un esquema general del separador flash y el flujo de corrientes gas – glicol – condensado.

**Figura 12**

*Esquema general separador flash Gas-glicol-condensado*



*Fuente: Obtenido de (Surface Production Operations, 2014)*

### **2.3.2.5 Filtros de microfibras.**

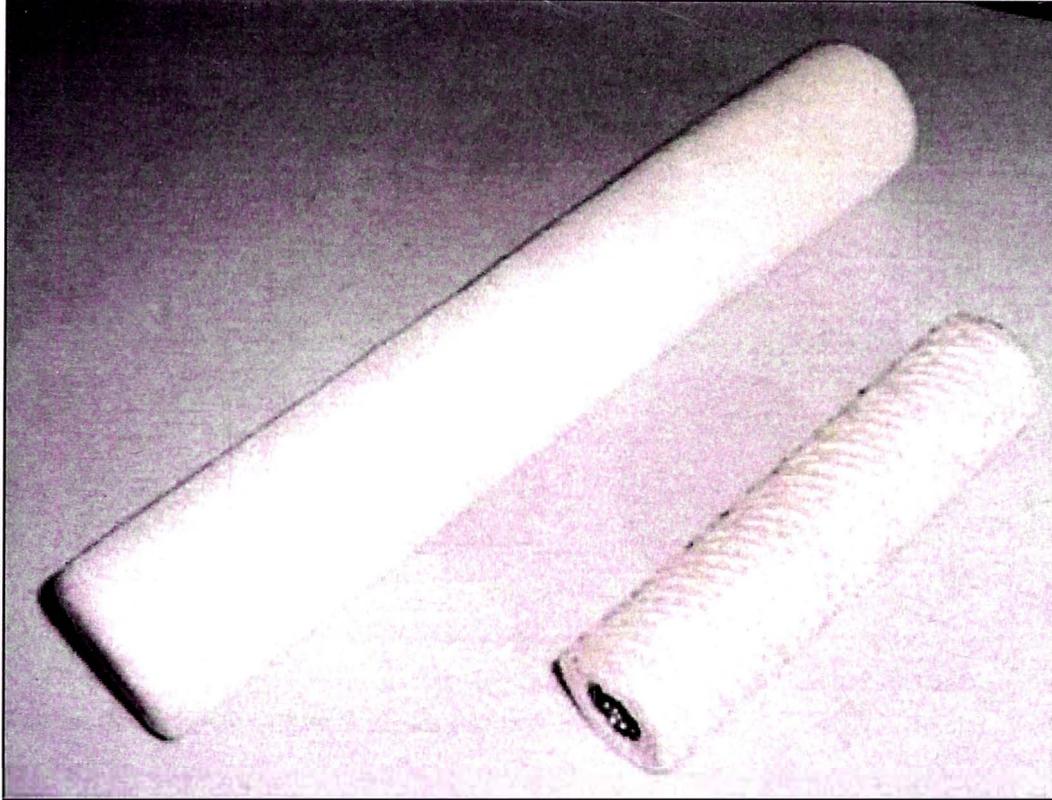
Posterior a la separación de gas e hidrocarburo, el glicol rico pasa por un sistema de filtros de microfibras para retener sólidos u otras impurezas.

En la Gráfica 13, se muestra un ejemplo de tipos de filtro de cartucho utilizado para el control de sólidos.

La especificación técnica y el micraje depende del caudal de operación del sistema y condiciones operativas de diseño.

**Figura 13**

*Tipo de filtro de microfibra utilizado en Sistemas TEG*



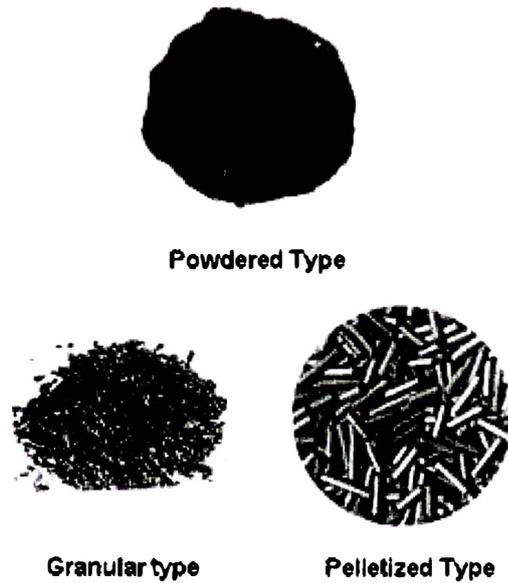
*Fuente: Obtenido de (Surface Production Operations, 2014)*

#### **2.3.2.6 Filtros de carbón activado.**

El filtro de carbón activado permite retener hidrocarburos pesados, aceite de compresor y otras impurezas que puedan generar la formación de espuma en el rehervidor y la contactora de glicol. En la Figura 14, se muestran los tipos de relleno de carbón activo presente en los filtros. (Ltd, 2022)

**Figura 14**

*Tipo de relleno de filtros de carbón activado*



*Fuente: Obtenido de (Acuro Organics Limited, 2021)*

### **2.3.2.7 Columna de regeneración.**

El glicol rico teóricamente libre de hidrocarburos y contaminantes ingresa verticalmente hacia el rehervidor de glicol a través de una columna de regeneración.

El objetivo de esta columna es distribuir uniformemente el caudal de glicol de ingreso hacia el rehervidor a través de una sección de lecho empacado.

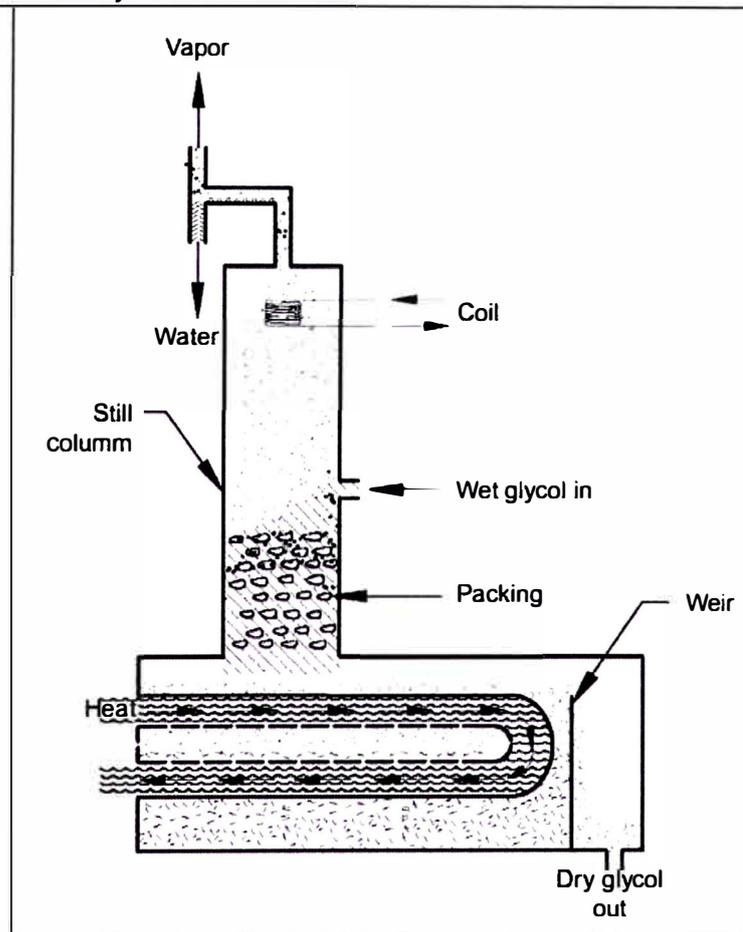
Asimismo, el vapor caliente del rehervidor asciende calentando el empaque por lo que cuando el glicol entra en contacto con dicho empaque, la humedad del glicol rico es desorbida y parcialmente evaporada.

Un adecuado calentamiento del empaque permite remover entre el 75 – 80% de la humedad contenida en el glicol. Asimismo, el economizador de tope permite controlar las pérdidas de glicol a través de la condensación del vapor de agua en la superficie del serpentín, la cual tiene una superficie de líquido condensado de TEG.

En la Figura 15, se muestra el esquema general de columna de regeneración, el rehervidor de TEG y la disposición de los componentes internos.

**Figura 15**

*Columna de regeneración y rehervidor de TEG*



*Fuente: Obtenido de (Surface Production Operations, 2014)*

### **2.3.2.8 Rehervidor de glicol.**

En el rehervidor se regenera el glicol rico removiendo de humedad a través del fenómeno de evaporación. Para ello se calienta el glicol rico a una temperatura de 350-400°F y a una presión estable de 0,5 – 5 psig. A dichas condiciones, el agua se evapora y asciende por una columna con empaques que favorece la distribución de fluido y calor a fin de condensar el glicol en fase vapor que pueda estar perdiéndose.

Como se muestra en la Figura 15, el calentamiento del glicol se hace a través de un proceso indirecto con hot oil. El glicol regenerado pasa a través de una canaleta del rebose para poder ser enviado a un tanque pulmón (surge tank), donde se almacenará el TEG pobre para posteriormente ser enviado a recirculación. (Pearce, 1984)

### **2.3.2.9 Gas de stripping.**

En condiciones normales de operación, se alcanza una pureza superior al 98% w/w. Si se requiere una pureza superior a los 99% de manera continua, se requiere un sistema de gas de stripping.

Normalmente, dicho gas es utilizada del fuel gas existente de planta y es inyectado desde el fondo del rehervidor para generar el proceso de burbujeo en el glicol pobre. De esta forma, se genera el proceso de despojamiento del agua remanente en el glicol aumentando la pureza.

La inyección de gas de stripping se puede realizar directamente desde el fondo del rehervidor o a través de un tanque secundario denominado Columna Stahl, teniendo este último un mayor grado de remoción por el efecto de recirculación de TEG pobre de

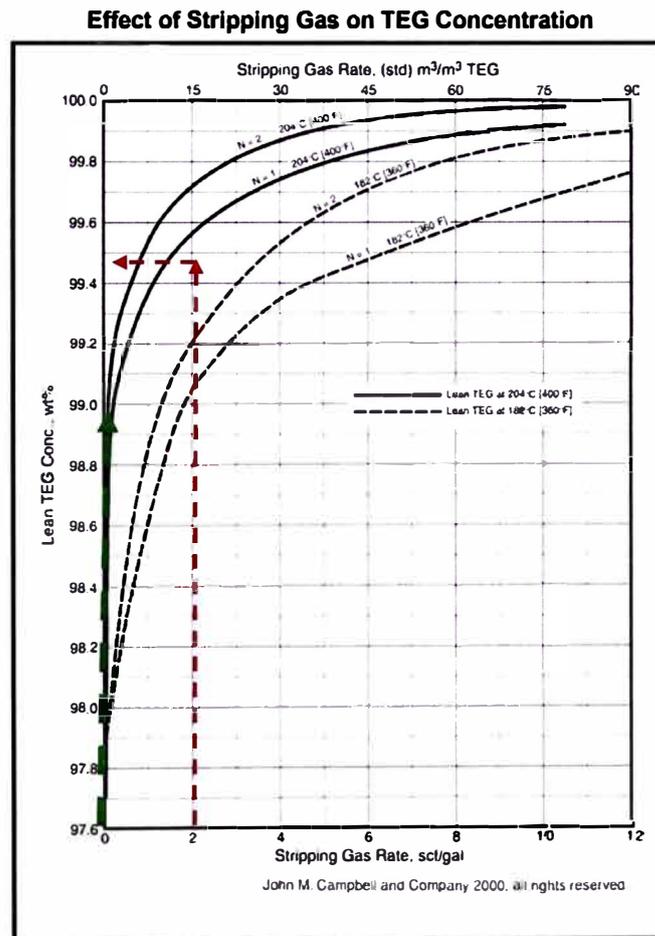
manera continua. Un adecuado caudal de gas stripping permite reducir la temperatura de operación del rehervidor. (Stewart M. I., 2014)

En la Figura 16, se muestra el efecto del incremento del caudal del gas de stripping en la pureza del TEG.

De acuerdo con la gráfica 16, para una temperatura de 400°F y sin caudal de gas de stripping, se obtiene una calidad de TEG pobre de 98,6 -98,8% w/w promedio.

**Figura 16**

*Efecto del gas stripping en la pureza del TEG*



Fuente: Obtenido de (GPSA, 2004)

Asimismo, al ingresar al sistema de regeneración un caudal de gas de stripping de 2 scf/gal TEG, la calidad de glicol aumenta a un valor estimado de 99.56% w/w a una temperatura de 400°F de operación en el rehervidor. (GPSA, 2004)

#### **2.3.2.10 Bombas de recirculación.**

El glicol ya regenerado y subenfriado en los intercambiadoras de TEG rico/TEG pobre, pasa a las bombas de TEG pobre, normalmente de tipo reciprocante o kimray. De esta forma, la presión de operación se eleva a la presión de la contactora de glicol para que este pueda ingresar.

A la salida de las bombas se cuenta un sistema de aerofriadores que permite enfriar el glicol pobre a una temperatura tal que sea mayor que la temperatura del gas húmedo en aproximadamente 8 – 15°F a fin de evitar la condensación de hidrocarburos en la contactora. (Stewart M. I., 2014)

#### **2.3.3 Factores de pérdida de glicol**

Los 3 factores que están asociados a la pérdida de glicol son la evaporación y el arrastre de glicol.

- a. Evaporación: La evaporación de glicol es un fenómeno inherente al proceso de absorción y remoción de humedad en las contactoras de TEG y rehervidor respectivamente.
- b. En sistemas de gas de baja presión, la vaporización de TEG es baja e inversamente proporcional a la presión, mientras que, en sistemas de alta presión, la tasa de

vaporización de TEG es más alta y directamente proporcional a la presión, debido a la corrección de fugacidad

- c. Arrastre de glicol: El arrastre de glicol o *TEG Carryover* es un fenómeno en el que el glicol líquido es arrastrado en forma de gotas en el sentido de flujo de mayor caudal del proceso en el que participa.
- d. Fugas mecánicas: Fugas producidas en equipos como bombas de TEG pobre o picaduras por corrosión en líneas de glicol

### 2.3.4 Problemas operativos en sistemas de deshidratación TEG

Generalmente, los sistemas de deshidratación con TEG deben estar libre de problemas operativos para entregar una calidad adecuada de glicol pobre. La evidencia principal de la mayoría de los problemas es el incremento y exceso de pérdidas de glicol respecto de la línea base operativa.

En la Tabla 8, se describe las principales causas y evidencias del exceso de consumo de glicol en un sistema de absorción – regeneración de TEG. (Campbell, 1992)

**Tabla 8**

#### *Principales causas de exceso de pérdidas de TEG*

<b>Problema operativo</b>	<b>Causa</b>
Formación de espuma en contactora	Presencia de contaminantes en TEG pobre regenerado
Degradación de glicol Fuga en economizador	Temperatura regeneración superior a temperatura de degradación Corrosión del equipo / alta vibración en columna / incremento abrupto de presión por gas stripping
Falla funcional del eliminador de niebla	Subdimensionamiento del eliminador de niebla desde el diseño
Exceso de caudal de gas a deshidratar en el absorbedor Fuga mecánica de glicol en bombas o sistema	Subdimensionamiento de la contactora de glicol o mala selección de empaques internos Sistema: Corrosión de líneas de acero por picadura debido a acidificación del glicol pobre o condensación de ácido carbónico. Bombas: Goteo en empaquetadura de bombas por alta temperatura o eración
Glicol pobre caliente hacia el absorbedor	Baja eficiencia de enfriamiento en aereofriadores

*Fuente: Obtenido de (Campbell, 1992)*

### 2.3.5 Rango recomendado de consumo de TEG

De acuerdo con la Tabla 8, existen diferentes causas que generan un exceso de pérdidas de glicol, las cuales se traducen en un consumo mensual de glicol por reposición, así como en problemas operativos hacia otros sistemas contiguos que reciben el aporte adicional de glicol como pérdidas.

En la Tabla 9, se muestra valor o rango de pérdidas de TEG adecuado para un modo de operación definido, de acuerdo con diferentes autores.

**Tabla 9**

#### *Rango de pérdidas adecuado para optimización*

Fuente o referencia	Rango de pérdidas adecuado (Gal TEG/MMSCF)	Modo de operación
GPSA	0,05 – 0,15	Presión > 900 psig Temperatura < 120°F
Ghosal, P.C. & Mukhopadhyay, S.	0,13 – 0,15	Temperatura gas húmedo: ~130°F gas
Ballard, D./Manning, F.S./Simmons Jr., C.V.	~ 0.1	
Weininger	0,5 - 2	

*Fuente: Elaboración propia en base a (GPSA, 2004)*

De acuerdo con la Tabla 9, en general para valores de pérdida de glicol mayores a 0,2 Gal TEG/MMSCF, se recomienda una evaluación detallada del sistema de glicol, tanto a nivel de operación como de diseño a fin de identificar la causa raíz de dicha condición de alto consumo de pérdidas de TEG.

### 2.3.6 Deshidratación por adsorción

La deshidratación del gas por adsorción es el proceso referido a remoción de humedad en el gas a través del uso de adsorbentes, cuyas fuerzas de Van Der Waals atraen a las moléculas contaminantes como son las moléculas de agua (Katz, 1959). En la Tabla 10, se describe los principales tipos de adsorción.

**Tabla 10**

***Tipos de mecanismo de adsorción***

Mecanismo de adsorción	Descripción
Adsorción física	Las fuerzas de atracción sólido – gas mantiene la estructura molecular de ambos compuestos
Adsorción química	Fuerza de atracción de mayor intensidad entre sólidos – gas que incluye reacción química y modificación de estructura molecular del absorbente y/o adsorbato

*Fuente: Obtenido de (Mokathab, 2015)*

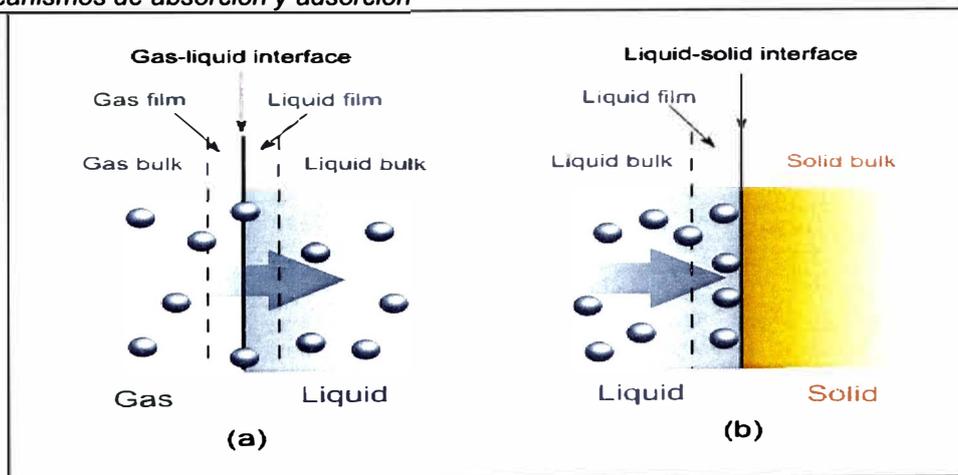
Para el escenario de deshidratación de humedad en el gas natural, se prefiere la adsorción física a nivel industrial. Dicho proceso es un proceso reversible donde es necesario modificar las condiciones de presión y temperatura del sistema para promover la adecuada adsorción y desorción del producto contaminante.

En la Figura 17, se muestra el esquema general de un proceso de absorción (a) y su diferencia con un proceso de adsorción (b).

La principal diferencia de ambos mecanismos es el estado físico del sorbente, ya que para el caso de la absorción el sorbente se encuentra en estado líquido o gaseoso mientras que para el proceso de adsorción se requiere un sorbente en fase sólida con una gran área disponible. (Crini, 2010)

**Figura 17**

***Mecanismos de absorción y adsorción***



*Fuente: Obtenido de (Crini, 2010)*

### 2.3.7 Capacidad de adsorción

La capacidad de adsorción es la cantidad de adsorbato captado por el adsorbente por unidad de masa o volumen. En la Tabla 11, se describen los 3 términos de capacidad de adsorción utilizados en la selección y operación de sistemas de adsorción de humedad en del gas natural.

**Tabla 11**

#### *Términos de capacidad de adsorción*

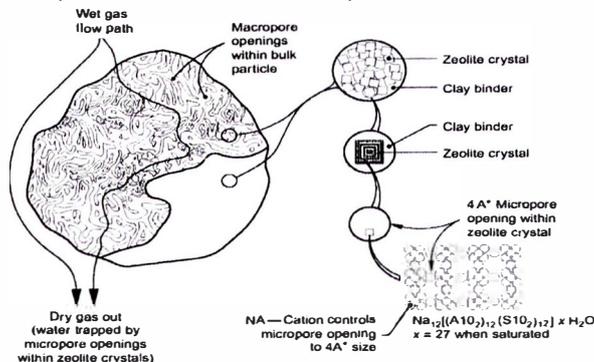
Capacidad de adsorción	Descripción
Capacidad de equilibrio estático	Capacidad de adsorción de agua de un desecante determinado en el equilibrio a una temperatura fija y 100% humedad relativa
Capacidad de equilibrio dinámico	Capacidad de adsorción de agua de un sólido desecante durante el flujo de gas a una determinada presión y temperatura
Capacidad útil	La capacidad de diseño que da cuenta de la pérdida de capacidad del desecante en el tiempo debido al hecho de que el lecho desecante total no puede ser completamente utilizado.

*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

La capacidad de adsorción estática es mayor que la capacidad de adsorción dinámica. Asimismo, la carga de equilibrio dinámico es generalmente el 50 al 70% del equilibrio estático, la cual es la capacidad teórica máxima del desecante y se puede utilizar para la comparación de diferentes desecantes mientras que la capacidad de adsorción dinámica se utiliza para calcular la cantidad de volumen a adsorber requerida de adsorbentes. En la Figura 18, se muestra la ampliación de un tamiz molecular donde se muestra el paso de flujo de gas húmedo por los intersticios y su ampliación a nivel microscópico, donde se puede evidenciar la estructura molecular catiónica.

**Figura 18**

#### *Tamiz molecular y su ampliación a nivel microscópico*



*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

La capacidad de adsorción de un desecante depende de varios factores, tales como:

- Humedad relativa del gas de ingreso
- el caudal de gas
- Temperatura de la zona de adsorción
- Tipo de desecante y su resistencia a la degradación
- Longitud del servicio

### **2.3.7.1 Selección del adsorbente.**

La selección del desecante adecuado depende de la aplicación y para el tipo de aplicación en deshidratación de gas natural, se tiene que verificar el cumplimiento de diferentes propiedades, las cuales se describen en la Tabla 12.

**Tabla 12**

#### ***Características para selección de un adsorbente***

Características	Función
Alta capacidad de adsorción	Reducir el volumen de adsorbente a utilizar, lo que implicar menor volumen de recipiente y menores costos operativos de reemplazo
Alta selectividad	Permite la remoción solo de ciertos contaminantes reduciendo así los costos operativos
Fácil regeneración	Baja temperatura de regeneración reduce los requerimientos de calentamiento y uso de energía
Baja caída de presión	Permite dar mayor potencial de presión a reducir en el ingreso al turbo expansor para procesos de recuperación de NGL
Buena integridad mecánica	Seleccionar un tipo de material adecuado para la resistencia al stress mecánico, formación de polvo, resistencia al envejecimiento para reducir la frecuencia de recambio en el tiempo
Propiedades medio ambientalmente amigables	El material debe ser no corrosivo, no toxico y químicamente inerte que permita un adecuado manejo

***Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)***

De la Tabla 12, los adsorbentes comerciales que cumplen con las características de manera satisfactoria son los tamices moleculares, sílica gel y alúmina activada.

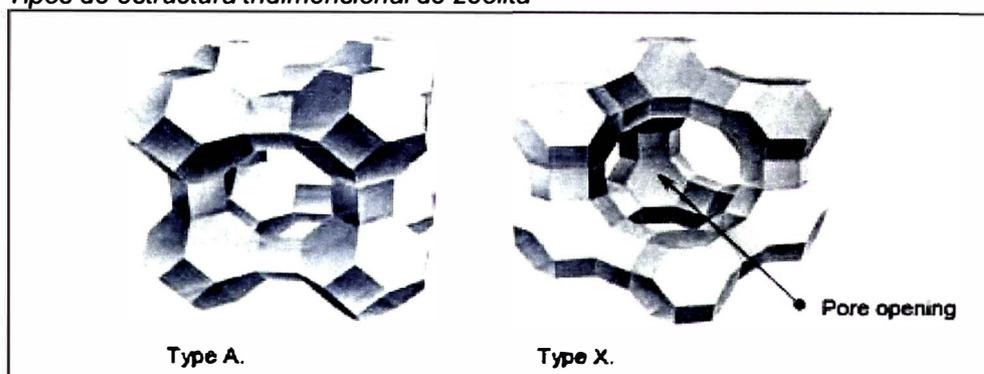
### 2.3.7.2 Tamices moleculares.

Los tamices moleculares o zeolitas son aluminosilicatos álcali cristalinos con una estructura típica de la forma  $Mx/n[(AlO_2)_x(SiO_2)_y]zH_2O$ , donde  $n$  es la valencia del catión y  $M$  es el metal ion dentro de cada estructura de aluminosilicatos.

Existen 2 tipos de estructuras de zeolitas, las estructuras cubicas del tipo A y las estructuras tetraédricas del tipo X. En dicha estructura, el tipo de catión utilizado determina el tamaño de apertura del poro a desarrollar. En la Figura 19, se muestra los 2 tipos de estructura tridimensional de zeolita.

**Figura 19**

*Tipos de estructura tridimensional de zeolita*



*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

En general, las zeolitas son estructuras tetraédricas tridimensionales (Tipo X) de sílica y alúmina. La alúmina tetraédrica posee una carga negativa por lo que necesita ser balanceada a nivel de cargas por un catión como el  $Na^+$ . En la Tabla 13, se muestra el tamaño nominal y medido del poro en función del catión utilizado para generar la estructura cristalina de adsorción.

**Tabla 13**

*Tipos de tamices moleculares*

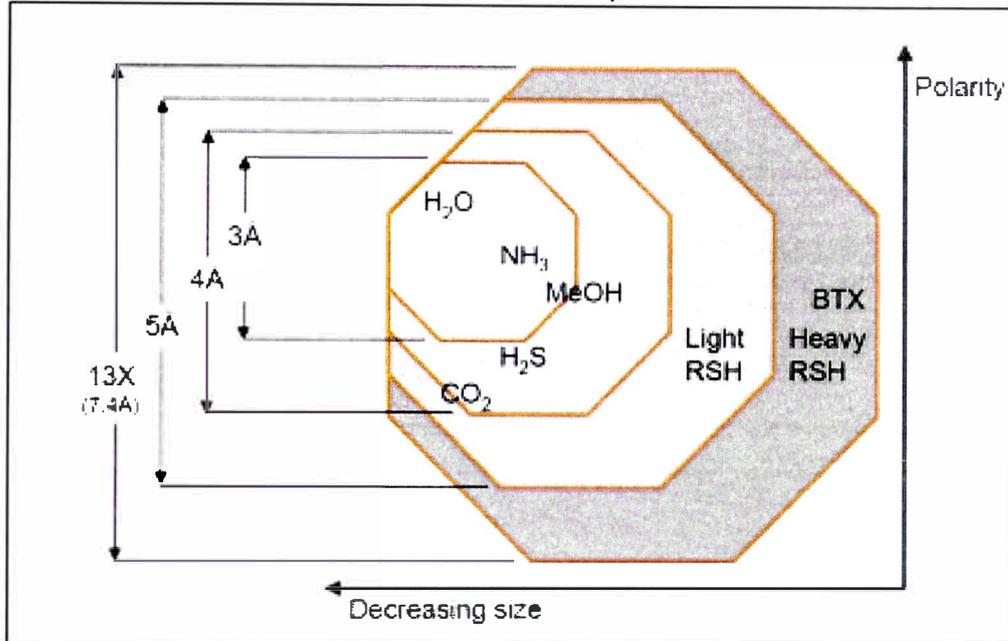
Tipo de zeolita	Catión	Tamaño nominal de poro (Å)	Tamaño medido de poro (Å)
A	K	3	3,3
	Na	4	3,9
	Ca	5	4,3
X	Na	10	7,4 – 12,5

*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

El beneficio de tener un adsorbente con un específico poro abierto este asociado a la capacidad de adsorción de moléculas que puedan entrar en dichas cavidades. Para el caso del agua cuyo tamaño nominal es de 2,6 A, este puede ser adsorbido por tamaños de 3A, 4A y 5A como se muestra en la Figura 20.

**Figura 20**

*Contaminantes adsorbidos en función de tamaño de poro*



*Fuente: Obtenido de (Mokhtab, 2015)*

Los tamices moleculares son la única elección adecuada para poder deshidratar el gas natural a fin de que este pueda ser procesado en procesos criogénicos.

### **2.3.7.3 Problemas operativos en procesos de adsorción.**

Los problemas asociados a la operación de los tamices moleculares generalmente estas relacionados a alguna condición de operación en las unidades instaladas aguas arriba, así como una inadecuada instalación y operación de los propios tamices. En la Tabla 14, se resume los principales problemas operativos y su afectación al proceso de adsorción de humedad.

**Tabla 14**

***Problemas operativos en tamices moleculares***

<b>Problemas operativos</b>	<b>Descripción</b>
<b>Cambio de condiciones operativas de ingreso</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Un incremento de temperatura o reducción de presión en el gas húmedo puede incrementar su potencial de contenido de agua.</li><li>• La capacidad de adsorción de humedad disminuye con el incremento de temperatura.</li><li>• Una menor presión incrementa la velocidad de saturación llegan al punto de rompimiento</li></ul>
<b>Contaminación</b>	Se puede generar contaminación de los tamices moleculares debido a alguna fuente que provenga de sistemas aguas arriba como sistema de deshidratación con glicol y/o sistema de endulzamiento con aminas. Dicha condición afecta progresivamente a la integridad de los tamices, generando pulverización o empastamiento de la matriz sostén.
<b>Inadecuada regeneración</b>	Los problemas de regeneración o afectación a cualquier da de sus condiciones, puede afectar y reducir la capacidad de adsorción, así como generar un <i>Breakthrough</i> o saturación total prematura. Los principales factores son: <ul style="list-style-type: none"><li>• Baja temperatura/caudal de regeneración</li><li>• Bajo tiempo de regeneración</li><li>• Cambios en la composición del gas de ingreso</li></ul>

*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

**2.3.8 Selección de procesos de deshidratación de gas**

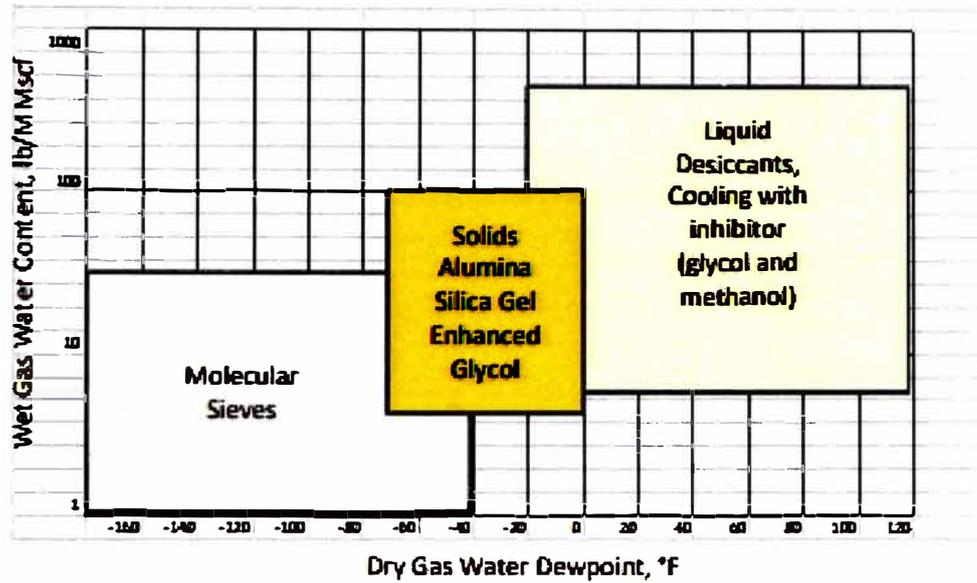
De los sistemas de deshidratación descritos, tanto los sistemas de deshidratación con TEG y tamices moleculares son los más utilizados en plantas de gas que poseen procesos criogénicos.

Como se muestra en la Figura 21, para obtener un punto de rocío menor a los -60 °F, es requerido el uso de tamices moleculares para alcanzar dicho fin.

En caso de que se tuviera presencia de componentes BTEX o hidrocarburos pesados, se puede utilizar el proceso de deshidratación DRIZO de deshidratación con TEG y un sistema de tamices moleculares en serie para poder controlar dicha condición.

**Figura 21**

*Selección de tecnología de deshidratación de gas Natural*



*Fuente: Obtenido de (Mokhatab, 2015)*

### **Capítulo III. Desarrollo del trabajo de investigación**

En el propósito de identificar los factores que están generando un alto consumo de glicol, se debe realizar una evaluación global que permita identificar las causas que están generando el incremento de pérdidas de glicol para el escenario de alto consumo de TEG descrito en el tren criogénico 4.

Dicha evaluación consiste en evaluar y realizar una comparativa de:

- Condiciones operativas
- Análisis de calidad
- Condiciones de campo

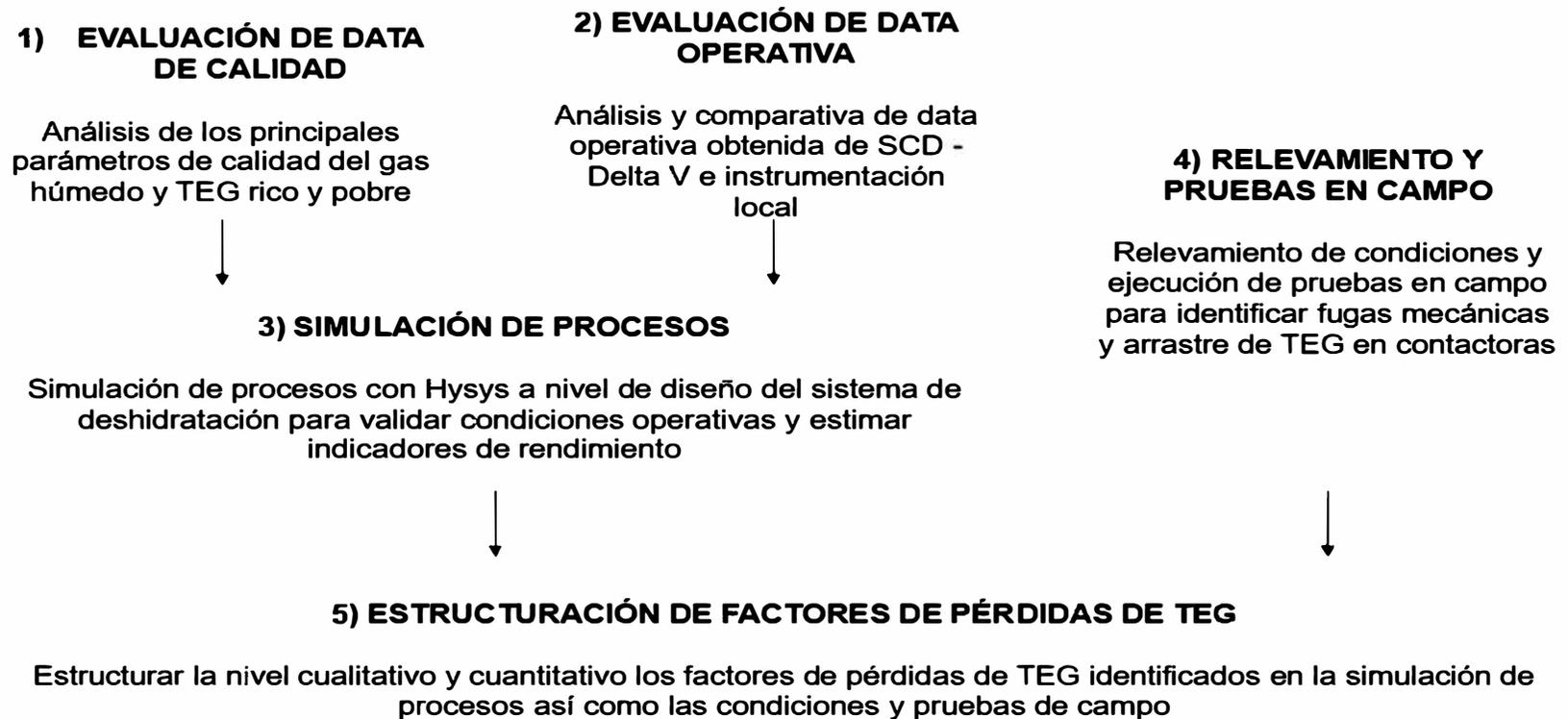
Asimismo, el alcance de la evaluación contempla 3 periodos:

- Periodo de adecuado consumo de glicol (enero 2019)
- Periodo de alto consumo de glicol (marzo 2020)
- Escenario base (condiciones de diseño).

En la Figura 22, se muestra una propuesta de evaluación de factores de pérdida de TEG que permite identificar de manera estructurada alguno de los factores de pérdidas de glicol como son la evaporación, arrastre o pérdida mecánica.

Figura 22

Esquema de evaluación de alto consumo de TEG



Fuente: Elaboración propia

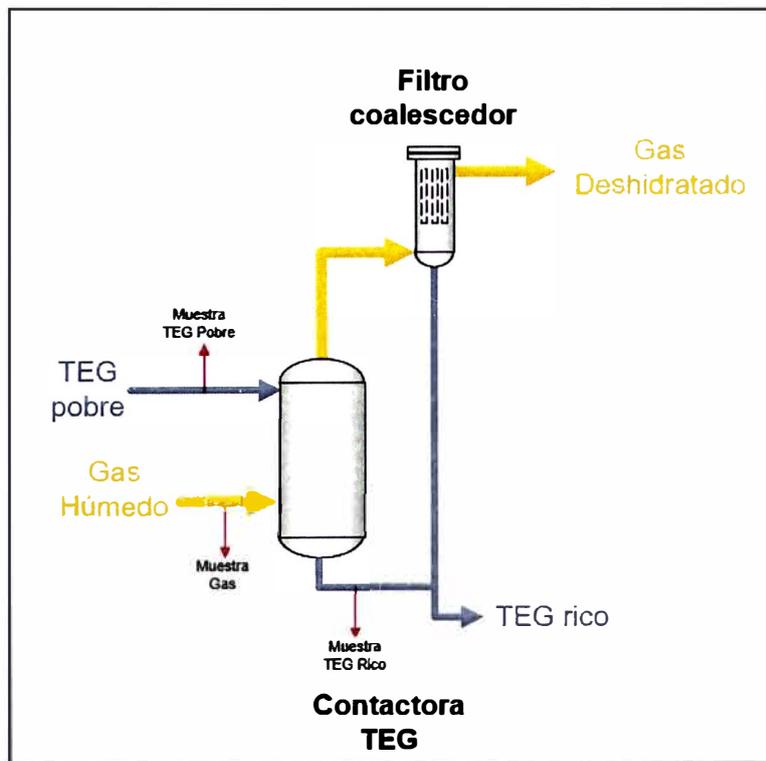
### 3.1 Análisis de calidad

En el análisis de calidad, se toman muestras representativas de las 3 corrientes que participan directa o indirectamente en el proceso de deshidratación de gas natural y se llevan a laboratorio para su evaluación y análisis.

En la Figura 23, se muestra los puntos de muestreo de gas húmedo, glicol rico y glicol pobre en la contactora principal de glicol.

**Figura 23**

*Puntos de muestreo gas húmedo y TEG*



*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2014)*

En la Tabla 15, se muestra el resumen de las corrientes de gas húmedo y glicol a evaluar, así como los análisis requeridos para cada una de estas corrientes y los valores límites referenciales establecidos por Calidad PPC y Brenntag, siendo este último uno de

los principales distribuidores de productos químicos y soporte en sitio para problemas operativos.

**Tabla 15**

*Corrientes y parámetros de calidad evaluados*

Corriente	Parámetros	Valor recomendado
Gas húmedo	Cromatografía	N/A
	pH	6 – 9 upH
	Contenido de hierro	< 15 mg/L
	Cloruros	< 600 mg/L
Glicol rico / pobre	Contenido de agua	TEG rico < 3,6% w/w
	Apariencia	Traslucido
	Sólidos suspendidos	<50
	Contenido de HC	<0,1
	Pureza de TEG pobre	> 98,4 %w/w

*Fuente: Elaboración propia en base a (Brenntag, 1994)*

### 3.1.1 Cromatografía de gas

Para realizar la cromatografía del gas húmedo, se cuenta con un analizador en línea de gas húmedo que periódicamente es calibrado con cromatografía ejecutada en laboratorio.

En la Tabla 16 se muestra el resultado de la cromatografía realizada al gas húmedo para los periodos de enero 2019 y marzo 2020.

**Tabla 16**

*Cromatografía gas natural Crio 4 Ene 2019 – Mar 2020*

Componente	Ene-19	Mar-20	Variación(%)
Metano	85,92	85,50	0,42
Etano	8,56	8,61	0,05
Propano	2,72	2,74	0,02
i-Butano	0,34	0,35	0,01
n-Butano	0,60	0,65	0,05
i-Pentano	0,17	0,20	0,03
n-Pentano	0,15	0,19	0,04
C6+	0,19	0,43	0,24
N2	1,15	1,12	0,04
CO2	0,22	0,22	0,00
Total	100	100	0,9

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

En la Tabla 16, se muestra que no hubo una variación importante en la composición del gas natural llevado a deshidratación en la contactora principal, dado que el metano y el etano sumaron en conjunto una variación del 0,47%, el contenido de CO<sub>2</sub> prácticamente no tuvo variación y la variación total es de 0,9%.

### **3.1.2 Contenido de humedad en gas húmedo**

Existen diferentes métodos para cuantificar el contenido de humedad en el gas húmedo, siendo el método más utilizado y confiable el método de Bureau of mines a través del standard ASTM D-1142 Método de prueba estándar para contenido de vapor de agua para combustibles gaseosos a través de la medición de temperatura de punto de rocío.

Es importante mencionar que, en la práctica de monitoreo de humedad en el gas, solo se monitorea el contenido de humedad a la salida de los tamices moleculares dado que no presenta interferencias en la medición por arrastre de TEG e hidrocarburo condensado como si lo puede presentar a la salida de la contactora de glicol.

Un valor adecuado de contenido de humedad medido en el gas medido a la salida de los tamices moleculares es un valor medido de punto de rocío en el gas húmedo menor a los -77°C. Para efectos de acotar esta evaluación, se considera que la temperatura de punto de rocío para todos los periodos descritos siempre fue menor a los -77°C, tanto para el periodo de 2019 como para el 2020.

### 3.1.3 Análisis de calidad TEG rico / TEG pobre

En el análisis de TEG, se toman las muestras de gas húmedo al ingreso de la contactora principal, así como glicol rico y glicol pobre a la salida e ingreso de la contactora principal de glicol respectivamente.

En la Tabla 17 y Tabla 18, se muestra el análisis de calidad de TEG rico y TEG pobre para el periodo enero 2019 y marzo 2020 respectivamente.

Las muestras se tomaron de acuerdo con los puntos descritos en la Figura 24 y no se considera el muestreo en el glicol rico de la contactora de gas de regeneración debido a que el contenido de humedad es bajo y no requiere un análisis detallado. (Mendoza, 2020)

**Tabla 17**

*Análisis TEG rico/ TEG pobre Crio 4 enero 2019*

Parámetros	Unidad	Ene-19		Valores recomendados	
		TEG Rico	TEG Pobre	TEG Rico	Teg Pobre
pH	UpH	7,34	7,85	6,0-9,0	N/A
Pureza de glicol	Wt%	96,7	98,6	-	-
Contenido agua	Wt%	3,3	1,5	<3,5	2 - 6
Contenido de HC	Wt%	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Apariencia		Claro	Claro	-	-
Sólidos suspendidos	mg/L	<1	<1	<200	<200
Contenido de hierro	mg/L	<1,0	<1,0	<15	<15
Cloruros	mg/L	<1,0	<1,0	<600	<600

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 17, los parámetros de calidad obtenidos en el histórico para el periodo enero 2019, donde se maneja un adecuado consumo de glicol menor a las 0,15 gal TEG/MMSCF gas procesado, cumplen con todos los parámetros de calidad.

**Tabla 18***Análisis TEG rico/ TEG pobre Crio 4 marzo 2020*

Parámetros	Unidad	Mar-20		Valores recomendados	
		TEG Rico	TEG Pobre	TEG Rico	Teg Pobre
pH	UpH	5,18	4,94	6,0- 9,0	N/A
Pureza de glicol	Wt%	96,1	98,85	-	-
Contenido agua	Wt%	3,94	1,25	<3,5	2 - 6
Contenido de HC	Wt%	0,0016	0,008	<0,1	<0,1
Apariencia		Claro	Claro	-	-
Sólidos suspendidos	mg/L	<1	32	<200	<200
Contenido de hierro	mg/L	<1,0	<1,0	<15	<15
Cloruros	mg/L	<1,0	<1,0	<600	<600

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 18, se muestra que el pH del TEG rico es de 5,18 siendo menor al valor límite de 6.

Dicho valor indica un carácter ácido en el glicol, el cual favorece el mecanismo de corrosión en equipos y líneas de agua. Si el pH fuera mayor a 9, se promovería la formación de espuma y emulsión, generando un arrastre de glicol importante en la contactora de TEG y rehervidor.

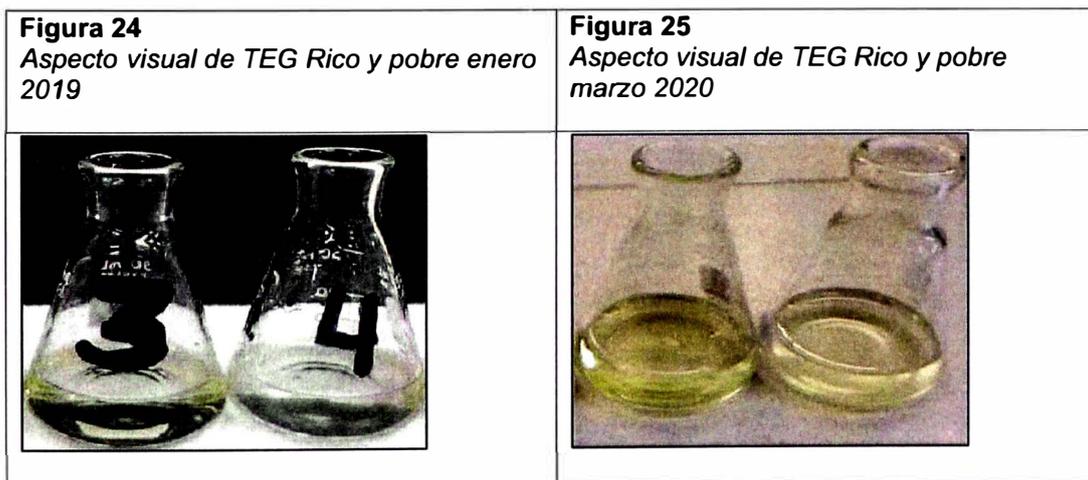
Las principales causas de un pH ácido en el glicol se debe a la disolución de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en el gas de ingreso, así como la degradación/oxidación del glicol en la columna del rehervidor. Sin embargo, el contenido de CO<sub>2</sub> se mantuvo prácticamente constante en la cromatografía de gas, por lo que posiblemente se esté manejando un mayor contenido de degradación u oxidación en la columna del rehervidor. Asimismo, en marzo 2020 el contenido de agua en el glicol rico tuvo un aumento de 0,64% (3,94% - 3,3%) respecto de enero 2019. Dicho incremento puede estar asociado a un cambio en las condiciones de absorción en la contactora principal de glicol.

Dentro de los principales cambios, se puede tener una menor presión de operación o una mayor temperatura del gas húmedo que favorecen la absorción del vapor

de agua en el gas. Si bien es cierto que este indicador no evidencia un problema directo, si es un indicador del cambio de condiciones en la absorción de TEG o deficiencia en la regeneración de glicol. Respecto del contenido de hidrocarburo, no se evidencia un cambio significativo entre ambos periodos evaluados. En caso el contenido de hidrocarburo hubiera incrementado en el glicol rico, es un indicador de una mayor condensación y absorción de hidrocarburo en la contactora principal.

Esta condición se genera principalmente debido a la reducción de diferencia entre la temperatura del TEG pobre y el gas húmedo, el cual debe mantenerse en una diferencia de 6 – 10 °F para evitar la condensación de hidrocarburo. Los resultados obtenidos en el análisis de cloruros y contenido de solidos se encuentran dentro del rango recomendado para ambos periodos. Asimismo, el contenido de hierro no se encuentra elevado para marzo 2020 aun evidencian un carácter acido, por lo que la corrosión pudiera aun no haber afectado la integridad de los equipos para dicho periodo.

En la Figura 25, se muestra la comparativa de aspecto visual de TEG rico y TEG pobre para los periodos enero 2019 (izquierda) y marzo 2020 (derecha).



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

Como se observa, no hay una evidencia visual de presencia de sólidos o algún precipitado que haya cambiado durante dichos periodos de evaluación.

A continuación, en la Tabla 19 se muestra el resumen de la evaluación del análisis realizado a la cromatografía del gas húmedo, así como el análisis de calidad tanto del TEG rico como TEG pobre en la unidad de deshidratación con glicol.

**Tabla 19**

*Resumen evaluación calidad Skid deshidratación TEG*

<b>Corriente</b>	<b>Parámetros</b>	<b>Resultados análisis marzo 2020</b>
<b>Gas húmedo</b>	Cromatografía	No se evidenció un cambio significativo en cromatografía respecto de enero 2019. La $\Delta$ global composición HC <1%. Contenido CO2 sin variación.
<b>Glicol rico / pobre</b>	pH	pH ácido en TEG rico pH ácido en TEG pobre
	Contenido de hierro	Sin observaciones
	Cloruros	Sin observaciones
	Contenido de agua	Contenido de humedad en TEG rico alto. Contenido de humedad en TEG pobre controlado
	Apariencia	Traslucido, sin evidencia de particulado ferromagnético
	Sólidos suspendidos	Sin observaciones
	Contenido de HC	Dentro de parámetro esperado
	Pureza de glicol	Dentro de parámetro esperado (> 98,4 %w/w)

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 19, el principal hallazgo se encuentra en el pH del glicol rico y pobre, el cual se encuentra en el orden de 5. Dicha condición acompañada de un contenido de CO2 constante y nulo contenido de sólidos en el glicol. Esto refuerza la hipótesis a un posible efecto de degradación de glicol en el rehervidor por alta temperatura de operación.

Respecto al contenido de agua, se registra un incremento de 0,64% w/w de humedad en el TEG rico a marzo 2020 respecto de enero 2019.

### **3.2 Evaluación de data operativa**

Previo al desarrollo de la simulación se realizó una comparación del cambio de las condiciones operativas en ambos escenarios evaluados en cada uno de los equipos que poseen instrumentación local o conectada al Sistema de Control Distribuido (SCD, en adelante).

Un SCD es un sistema de control utilizador para el control de aplicaciones complejas de gran escala a fin de gestionar, operar, dirigir y regular el manejo operativo de los diferentes sistemas industriales integrados. Asimismo, permite también integrar y almacenar amplia información operativa histórica que posteriormente será utilizada por operadores de sala, procesos y producción dentro de un entorno de usuario final, el cual comúnmente es un panel de control.

El SCD utilizado para operar el tren criogénico 4 es el Delta V de Emerson (SCD-Delta V). Dentro de las principales aplicaciones de este sistema se encuentra el procesamiento de data de diferentes lotes interconectados, control avanzado de procesos, gestión de alarmas, herramientas de ingeniería, diagnósticos, entre otros.

El objetivo de evaluar la data obtenida en Delta V es identificar el cambio de condiciones operativa en los principales equipos que intervienen directamente en el proceso de absorción de humedad y regeneración del glicol que requiera ser analizado con profundidad durante el proceso de simulación y análisis de sensibilidad de escenarios. En la Tabla 20, se muestran las condiciones de operación de la contactora principal y secundaria de glicol del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de Delta V y considerando condiciones de diseño.

**Tabla 20***Condiciones operativas Contactoras TEG 2019 – 2020*

EQUIPO	PARÁMETRO	Diseño	Ene-19	Mar-20	Δ	UNIDAD
<b>Contactora principal de TEG</b>	Caudal de gas húmedo	383	383	383	0,0	MMSCFD
	Presión gas húmedo	1272,5	1272,5	1255,3	17,3	psig
	T. de gas húmedo	121,5	121,5	120,8	0,7	°F
	Caudal TEG pobre	41,892	45,6	45,9	0,3	gpm
	T. TEG pobre	134	120,4	130,0	9,6	°F
	Nivel de operación	60	54,2	64,5	10,3	%
	Apertura válvula nivel	56,4	56,6	56,7	0,0	%
<b>Contactora Gas de regeneración de TEG</b>	Q. gas regeneración	13	12,2	12,4	0,4	MMSCFD
	P. gas regeneración	453	455,5	454,5	1,0	psig
	T. de gas regeneración	116,4	116,4	116,7	0,3	°F
	Caudal TEG pobre	7	6,3	7,0	0,7	gpm
	T. TEG pobre	134	120,4	130,0	9,6	°F
	Nivel de operación	51	47,1	55,6	8,5	%
	Apertura válvula nivel	52	46,0	50,8	4,8	%

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 20, la carga de gas húmedo en la contactora principal y contactora de gas de regeneración se mantuvo constante en 383 MMSCFD y 12,2 MMSCFD promedio durante ambos escenarios evaluados. Asimismo, se evidenció un descenso de presión en la contactora principal de glicol de 17,3 psig mientras que la presión de la contactora de gas de regeneración se mantuvo constante en 455 psig promedio. La condición de menor presión de operación podría deberse a la depletación natural de los pozos de San Martín y Cashiriari producto de la producción de gas húmedo.

En adición, la principal variación se evidencia en la temperatura de glicol pobre hacia ambas contactoras, con un incremento promedio de 9,6°F. El resto de los parámetros operativos como el caudal de glicol, el nivel de operación y la correspondencia de la apertura de la válvula de control de ambas contactoras se mantuvo constante durante ambos escenarios evaluados. En la Tabla 21, se muestran las condiciones de operación de los filtros coalescedores de glicol del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de Delta V.

**Tabla 21***Condiciones operativas Filtros Coalescedor 2019 – 2020*

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Diseño</b>	<b>Ene-19</b>	<b>Mar-20</b>	<b>Δ</b>	<b>Unidad</b>
<b>Filtro coalescedor principal</b>	Presión diferencial	0,2	0,1	0,1	0,1	psi
	Nivel cámara superior	1,5	4,1	2,8	1,3	%
	Nivel cámara inferior	1,5	0,0	0,0	0,0	%
<b>Filtro coalescedor Gas Reg.</b>	Presión diferencial	0,2	0,0	1,2	1,2	psi
	Nivel cámara superior	1,5	0,1	6,1	6,0	%
	Nivel cámara inferior	1,5	3,8	4,0	0,1	%

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Los resultados de la Tabla 21 evidencian un incremento en la presión diferencial del filtro coalescedor en general de 1,2 psig para ambos escenarios evaluados. En adición, se evidenció una mayor acumulación de líquidos en la cámara superior del filtro coalescedor evidenciado en un mayor nivel promedio de líquidos, alrededor de 6%. Con respecto al sistema de deshidratación con tamices moleculares, es importante

En la Tabla 22, se muestran las condiciones de operación del economizador del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de Delta V.

**Tabla 22***Condiciones operativas Economizador 2019 – 2020*

<b>EQUIPO</b>	<b>PARÁMETRO</b>	<b>Diseño</b>	<b>Ene-19</b>	<b>Mar-20</b>	<b>Δ</b>	<b>Unidad</b>
<b>Economizador (Lado tubo)</b>	T. ingreso	130	128,0	129,0	1,0	°F
	T. salida	170	140,1	130,0	-10,0	°F
<b>Economizador (Lado carcasa)</b>	T. salida	215	235,0	257,1	+22,1	°F

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Los resultados de la Tabla 22, evidencian una reducción de temperatura del TEG rico a la salida del economizador de 10°F. Asimismo, la temperatura de salida de vapor de agua del rehervidor tuvo un incremento de 22.1°F, llegando a un valor promedio de 257,1°F.

En la Tabla 23, se muestran las condiciones de operación del separador flash del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de Delta V.

**Tabla 23**

*Condiciones operativas Separador Flash 2019 – 2020*

Equipo	Parámetro	Diseño	Ene-19	Mar-20	Δ	Unidad
Separador flash	Nivel Sep. Flash - TEG	40	32,2	25,9	6,2	%
	Nivel sep. Flash - HC	30	32,2	25,9	6,2	%
	Presión Tanque Flash	60	61,5	59,2	2,3	psig

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 23, se evidencia una reducción de presión de operación del separador flash de 2,3 psig promedio. Los parámetros de nivel, tanto del TEG como de hidrocarburo, no tuvieron un incremento significativo ya que además no afectan directamente con el proceso de deshidratación del gas natural.

En la Tabla 24, se muestran las condiciones de operación del sistema de filtros, para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la data de campo obtenida en los manómetros locales de presión.

**Tabla 24**

*Condiciones operativas Skid Filtros 2019 – 2020*

Equipo	Parámetro	Diseño	Ene-19	Mar-20	Δ	Unidad
Pre-Filtro	Dp	0,5	0,3	0,4	0,1	psi
Filtro Carbón	Dp	0,5	0,2	0,2	0,0	psi
Post filtro	Dp	0,5	0,1	0,3	0,2	psi

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Se evidencia de acuerdo con la Tabla 24, el pre-filtro y post filtro, así como el filtro de carbón activado se encuentran operando sin evidencia de algún cambio significativo en la lectura de presión diferencial. Dicho parámetro indica que no hubo un aporte significativo de hidrocarburo o de contenido de sólidos durante el periodo enero 2019 a marzo 2020. Esta conclusión es reforzada por el análisis de calidad del glicol, el cual contiene un nulo contenido de sólidos e hidrocarburo obtenido en el análisis de calidad.

En la Tabla 25, se muestran las condiciones de operación del intercambiador de calor TEG rico/TEG pobre del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de SCD – Delta V.

**Tabla 25**

*Condiciones operación Intercambiador TEG rico/pobre*

Equipo	Parámetro	Diseño	Ene-19	Mar-20	Δ	Unidad
Intercambiador (Lado tubo)	Temperatura TEG rico ingreso	150	140,1	134,2	5,9	°F
	Temperatura TEG rico salida	320	315	310	5,0	°F
Intercambiador (Lado carcasa)	Temperatura TEG pobre ingreso	380	392	398	6,0	°F
	Temperatura TEG pobre salida	220	232	238	6,0	°F

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con lo mostrado en la Tabla 25, se evidencia que la temperatura de ingreso de TEG pobre tuvo un incremento de 6 °F. Dicha condición es acompañada de una menor temperatura del glicol rico a la salida del intercambiador hacia el rehervidor de 5°F. Asimismo, la temperatura del TEG pobre hacia las bombas de recirculación se incrementó en 6°F. En la Tabla 26, se muestran las condiciones de operación del rehervidor del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de Delta V.

**Tabla 26***Condiciones operación rehervidor 2019 – 2020*

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Diseño</b>	<b>Ene-19</b>	<b>Mar-20</b>	<b>Δ</b>	<b>Unidad</b>
<b>Rehervidor</b>	T. TEG fondo rehervidor	390	392,1	398,0	5,9	°F
	T. Controlador HO	382,8	384,8	390,6	5,8	°F
	% Apertura válvula HO	62,06	62,4	55,5	6,9	%
	Caudal Hot Oil ingreso	74,1	74,5	79,2	8,2	gpm
	Nivel rehervidor TEG	50	48,6	51,7	3,0	

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

En la Tabla 26 se evidencia que, en marzo 2020, el rehervidor opera a 398 °F, 6°F por encima de la media obtenida en enero 2019 de 392 °F. Dicha temperatura esta próxima la temperatura de degradación del glicol de 400°F, por lo que la hipótesis de bajo pH en el glicol rico y pobre por degradación tiene coherencia a este valor de temperatura en el rehervidor. El incremento de temperatura de operación del rehervidor se debe a la necesidad de mantener las condiciones de regeneración del TEG pobre para una menor temperatura del TEG rico hacia dicho equipo.

Asimismo, se evidencia una correspondencia de un incremento en el caudal de Hot Oil de 74,5 gpm a 79,2 gpm para entregar una mayor energía al sistema del rehervidor por lo que no existe evidencia clara de una descalibración del transmisor de temperatura que mide dicho parámetro.

En la Tabla 27, se muestran las condiciones de operación del separador de tope del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 a marzo 2020 tomando como fuente la base de datos de Delta V.

**Tabla 27**

*Condiciones operación separador tope 2019 – 2020*

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro</b>	<b>Diseño</b>	<b>Ene-19</b>	<b>Mar-20</b>	<b>Δ</b>	<b>Unidad</b>
<b>Separador de tope</b>	T. sep. tope	80	82,8	95,4	12,6	°F
	Nivel separador tope	30	28,1	38,2	10,1	%
	Presión	1,5	2,2	1,4	0,8	psig

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 27, se evidencia un incremento de temperatura de 12,6°F entre el periodo enero 2019 y marzo 2020. Asimismo, la presión del separador de tope se incrementó en 0,8 psig. El incremento descrito anteriormente corresponde a una mayor presión en la fase gaseosa del equipo y que a su vez, evidencia el incremento de mayor presión en el rehervidor, como se describe en la Tabla 25.

De acuerdo con lo revisado en las Tablas 20, 21, 22, 23 24 y 25, los principales cambios operativos que se evidenciaron en el Skid glicol del tren criogénico 4 durante el periodo enero 2019 a marzo 2020 son:

1. Incremento de temperatura de vapor de agua en el economizador (Salida de rehervidor)
2. Incremento de temperatura de operación en el rehervidor
3. Reducción de presión de operación en gas húmedo de ingreso a contactora

Para mayor detalle, en la Tabla 28 se muestra un resumen de la evaluación de condiciones operativas a los equipos del sistema de deshidratación con TEG durante el periodo enero 2019 y marzo 2020 y su estado operativo, indicando si se encuentran dentro del rango operativo o no.

**Tabla 28**  
*Resumen evaluación condiciones operativas 2019 – 2020*

SECCIONES	Equipo	Parámetro	Unidad	Rango de operación normal	Mar-20	Comentario
<b>1 Sistema de deshidratación TEG</b>	Contactora principal de TEG	Presión	psig	1260 - 1280	1255,3	Fuera de rango
		Temperatura gas	°F	110 - 125	120,8	Dentro de rango
	Filtro coalescedor principal	Temperatura TEG pobre	°F	120 - 132	130,0	Dentro de rango
<b>2 Sistema regeneración TEG</b>	Economizador	T. salida TEG Rico	°F	140 - 180	130	Fuera de rango
		T. salida vapor de agua	°F	210 - 225	257,1	Fuera de rango
	Separador flash	Presión	psig	55 - 65	59,2	Dentro de rango
	Pre-filtro	Presión diferencial	psi	0,1 - 5	0,4	Dentro de rango
	Filtro carbón activado	Presión diferencial	psi	0,1 - 5	0,2	Dentro de rango
	Post Filtro	Presión diferencial	psi	0,1 - 5	0,3	Dentro de rango
	Intercambiador de calor TEG Rico/ TEG pobre	T. TEG pobre ingreso	°F	360 - 400	394	Fuera de rango
		T. TEG pobre salida	°F	220 - 245	245	En el límite superior
	Rehervidor	T. TEG fondo rehervidor	°F	360 - 400	398	En el límite superior
	Separador de tope	Temperatura	°F	75 - 90	95,4	Fuera de rango
<b>3 Sistema de deshidratación con tamices moleculares</b>	Tamices moleculares	Temperatura de punto de rocío del agua en hidrocarburo	°C	< -77°C	< -77°C	Dentro de rango
<b>4 Sistema de gas regeneración</b>	Contactora gas regeneración	Nivel cámara superior	%	0 - 2	1,31	Dentro de rango
	Filtro coalescedor Gas regeneración	Nivel cámara superior	%	0 - 2	5,97	Fuera de rango
		Presión diferencial	psi	0,1 - 2	1,2	Dentro de rango

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

### **3.3 Simulación de procesos**

Los objetivos de realizar la simulación de procesos del Skid de deshidratación con glicol son los siguientes:

- Desarrollar la línea base de operación y consumo de glicol en estado estacionario, tanto para la contactora principal como para el rehervidor.
- Realizar un análisis de sensibilidad de condiciones operativas para ambos periodos evaluados e identificar la variación de consumo de TEG para dichos escenarios.

Para realizar la simulación de procesos, se obtuvo data de las condiciones operativas del sistema de deshidratación de glicol del tren criogénico 4 para el periodo enero 2019 y marzo 2020 utilizando una frecuencia de toma de data diaria promedio de SCD-Delta V. Las condiciones operativas de planta fueron simuladas utilizando Aspen Hysys V.10.

Para realizar la simulación del sistema de deshidratación, se sigue la siguiente secuencia de pasos:

#### **3.3.1 Condiciones previas y simulación de corrientes**

Para realizar la simulación, se selecciona el paquete termodinámico de Peng Robinson. Sin embargo, también puede emplearse el paquete termodinámico CPA que ajusta adecuadamente las condiciones de presión y temperatura del glicol, así como del gas natural con el único inconveniente de que tiene un tiempo de iteración y convergencia muy largo. En la Tabla 29, se muestra la composición de gas húmedo utilizada para la simulación correspondiente al periodo de enero 2019.

**Tabla 29**

*Composición gas natural y del gas de regeneración*

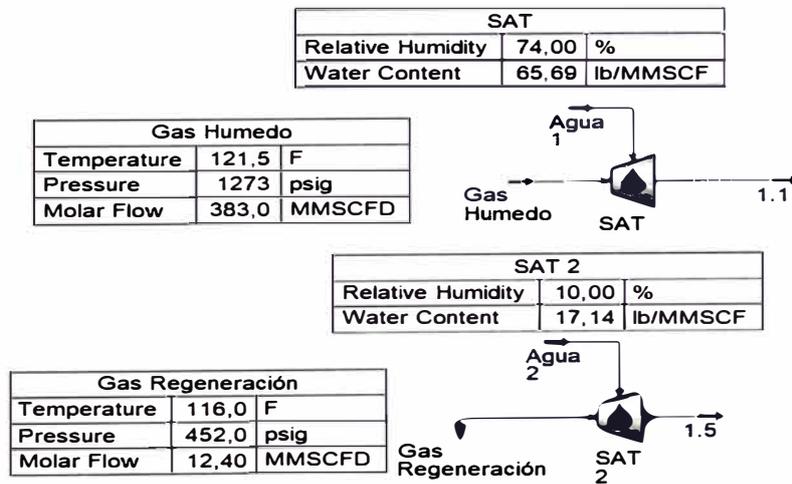
Peso Molecular	Gas húmedo	Gas regeneración
	19,44	17,54
Composición molar		
Nitrógeno	0,01	0,01
CO2	0,00	0,00
Metano	0,84	0,90
Etano	0,09	0,09
Propano	0,03	0,00
i-Butano	0,00	0,00
n-Butano	0,01	0,00
i-Pentano	0,00	0,00
n-Pentano	0,00	0,00
n-Hexano	0,00	0,00
Benceno	0,00	0,00

Fuente: *Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Asimismo, para el glicol pobre se utiliza Trietilenglicol con una composición de 99,5% TEG y 0,5% agua en fracción másica. En la Figura 26, se muestra la simulación del gas húmedo y gas de regeneración con la humedad estimada de ingreso para enero 2019.

**Figura 26**

*Simulación gas húmedo y gas regeneración*



Fuente: *Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Figura 26, se muestra que el gas húmedo de ingreso tiene un contenido de humedad de 65,7 Lb agua/MMscf mientras que el gas de regeneración tiene un contenido de 17 Lb agua/MMscf.

### 3.3.2 Simulación de equipos de proceso

#### 3.3.2.1 Contactoras de TEG.

En la Tabla 30 se muestran las condiciones de diseño de la contactora principal y contactora de gas de regeneración a fin de realizar su simulación correspondiente en Hysys y estimar el punto operativo para el periodo de enero 2019.

**Tabla 30**

#### *Condiciones de diseño contactoras TEG*

	Parámetro	Contactora Principal	Contactora Gas regeneración
Condiciones de operación	Numero de etapas teóricas	10	10
	Presión operación	1274	447
	Caudal Gas (MMSCFD)	383	12,7
	Caudal TEG (GPM)	47,6	3
Condiciones de diseño	Tipo de empaque	FLEXIPAC	FLEXIPAC
	Vendor	KOCH	KOCH
	Material	Metal	Metal
	Dimensión	2Y	2Y
	Altura empacada	29,62 ft	19,8 ft
	Diámetro de sección	8,0 ft	28,88 in

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

El punto operativo de una contactora de glicol se estima a partir del análisis hidráulico riguroso de dicho equipo, el cual es simulado en Aspen Hysys a fin de poder cumplir con los siguientes objetivos:

- La identificación de problemas operativos como:
  - **Flooding o Inundación:** Fenómeno en la que se tiene un exceso de flujo de gas ascendente que origina un alto diferencial de presión, alto nivel de líquido en el empaque y pérdida de la eficiencia de separación.

El alto caudal de gas ascendente genera una fuerza de arrastre mayor o igual a la fuerza de gravedad, evitando que el líquido descienda al siguiente plato o empaque por lo que se generaría una acumulación en dicho plato.

- **Weeping o lagrimeo:** Fenómeno causado por un bajo caudal de gas. La presión ejercida por el gas sobre un plato es insuficiente para mantener el líquido en el plato. Debido a esto, el líquido empieza a gotear a través de los perforados.

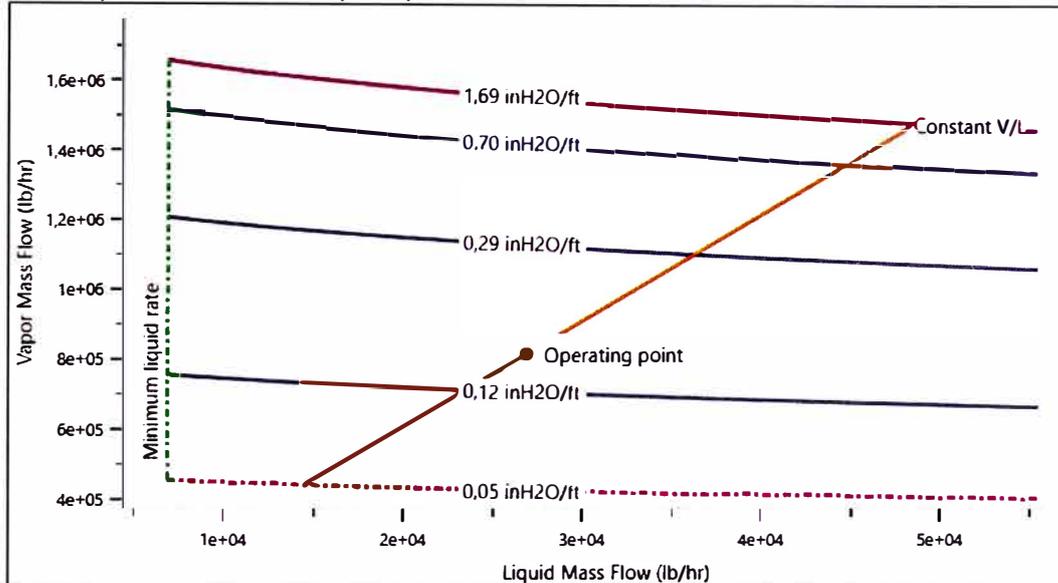
Una evidencia del *weeping* es el bajo diferencial de presión de la columna y una baja eficiencia de separación. Asimismo, un excesivo *weeping* podría otro fenómeno más extremo denominado *dumping*. En este fenómeno, el líquido de todo el absorbedor cae rápido hacia la base de la columna generando un alto nivel en el fondo.

- La identificación de oportunidades de mejora en la operación y e diseño del sistema como:
  - **Incremento de área de contacto:** Es posible incrementar el área de contacto del gas y liquido en el absorbedor evaluando el punto operativo y rendimiento para diferentes tipos de empaques utilizados. Dependiendo del tipo de tecnología y proveedor, se puede encontrar un elemento interno que incremente el área de contacto y mejore el rendimiento de separación.
  - **Ajuste operativo de uso energético:** Para casos de columnas de destilación o separación, es posible ajustar la temperatura del rehervidor de fondo para optimizar el consumo energético en función de una adecuada relación de reflujo lateral y de tope.

De acuerdo con lo descrito, en la Figura 27 y Figura 28, se muestra el punto operativo obtenido de la simulación de ambas contactoras de glicol para el periodo de enero 2019.

**Figura 27**

*Punto operativo contactora principal, enero 2019*



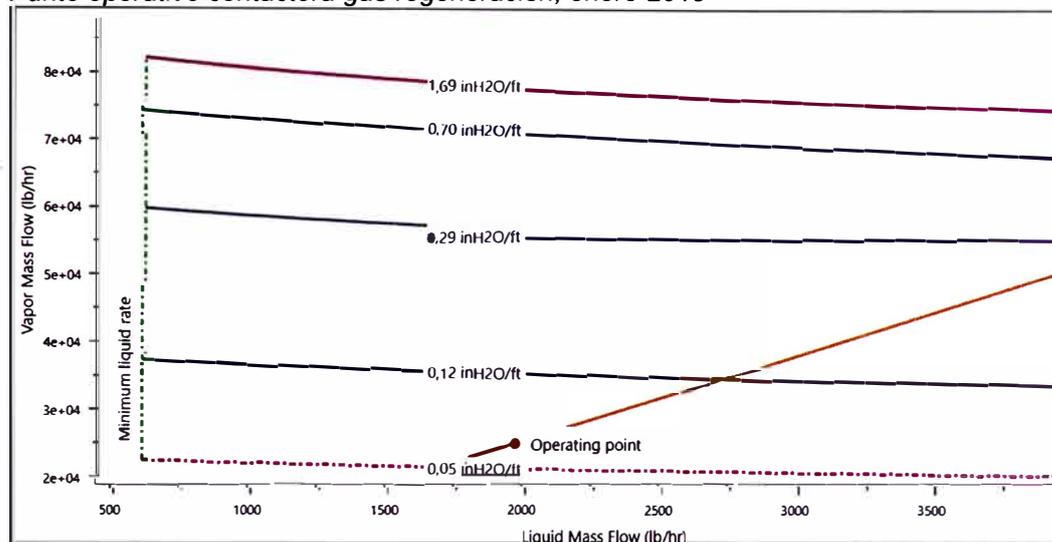
Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

En la Figura 27, la curva límite superior indica la máxima caída de presión de la contactora definida de acuerdo con las condiciones de diseño en 1,69 inH<sub>2</sub>O/ft. Asimismo, la curva límite inferior describe la mínima caída de presión permitida en la contactora la cual es de 0,05 inH<sub>2</sub>O/ft.

Para el escenario de enero 2019, el punto operativo del absorbedor posee una caída de presión estimada de 0,16 inH<sub>2</sub>O/ft, indicando que se encuentra dentro del rango previamente definido y no presenta alguna condición operativa de *flooding* o *weeping*.

**Figura 28**

*Punto operativo contactora gas regeneración, enero 2019*



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

De acuerdo con la Gráfica 28, el punto operativo de la contactora de gas de regeneración no presenta observaciones referidas a *flooding* o *weeping*.

Asimismo, a modo de observación la caída de presión de la contactora de gas de regeneración se encuentra cerca del límite inferior de caída de presión de 0,05 inH<sub>2</sub>O/ft.

### 3.3.2.2 Economizador.

En la Tabla 31, se muestra las condiciones de diseño del economizador el cual es simulado como un intercambiador tipo coraza y tubos. Asimismo, en la Figura 29 se muestra la simulación realizada a dicho economizador, obteniendo un *Duty* de diseño de 3,31e5 BTU/hr.

**Tabla 31**

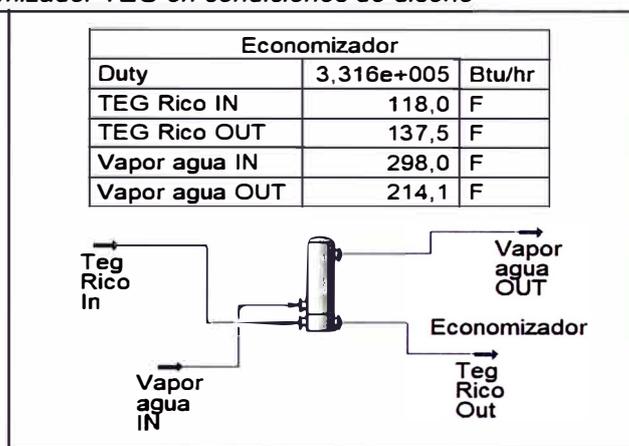
*Condiciones diseño economizador TEG*

Parámetros	Unidad	TEG rico IN	TEG rico OUT	Vapor agua IN	Vapor agua OUT
Caudal	GPM	53		3,8	
Presión	psig	494	490,8	5	4,7
Temperatura	°F	118	137	298	214
Dp	psi	5		0,3	

Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

**Figura 29**

*Simulación economizador TEG en condiciones de diseño*



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

**3.3.2.3 Separador flash.**

En la Tabla 32, se muestra las condiciones de diseño del separador *flash*, el cual es simulado como un separador de 3 fases para la separación de glicol, agua e hidrocarburo.

**Tabla 32**

*Condiciones de operación separador flash*

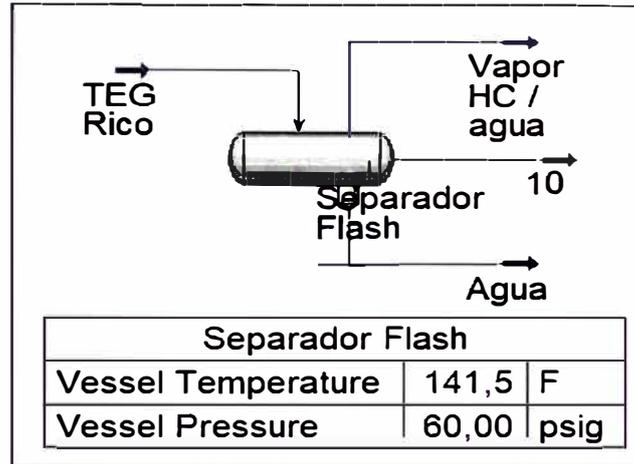
Parámetro	Unidad	Valor
Temperatura	°F	132 – 150
Presión	Psig	70 @137°F
Nivel	%	30 – 60
Dimensiones		66" I.D. x 12'-0" S/S

Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

En la Gráfica 30, se muestra la simulación del separador *flash* a las condiciones de diseño mostradas en la Tabla 31.

**Figura 30**

*Simulación separador Flash*



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

### 3.3.2.4 Skid de Filtración.

Para simular el Skid de filtración que comprende el prefiltro, filtro de carbón activado y post filtro, se utilizan válvulas con caídas de presión constante y de acuerdo con las condiciones de diseño.

En la Tabla 33, se muestra la caída de presión de diseño estimada para los 3 filtros mencionados. Asimismo, en la Figura 31 se muestra la simulación realizada para dicho Skid de filtración.

Tabla 33

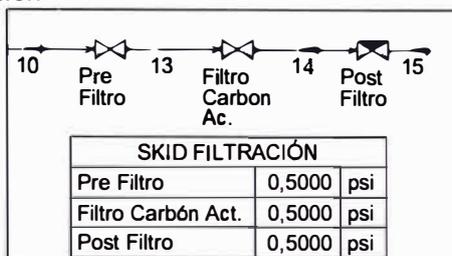
*Condiciones diseño Skid de filtración*

Equipo	Unidad	DP operación	DP máx
Pre-filtro	psi	0,5	5
Filtro carbón activado	psi	0,5	10
Post Filtro	psi	0,5	5

Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

Figura 31

*Simulación Skid de Filtración*



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

**3.3.2.5 Intercambiador de calor TEG Rico / Teg Pobre.**

En la Tabla 34, se muestran las condiciones de diseño del intercambiador de calor TEG rico / TEG pobre. Asimismo, en la Figura 32 se muestra la simulación realizada al intercambiador a las condiciones de diseño simulado en Aspen Hysys y Aspen EDR.

Tabla 34

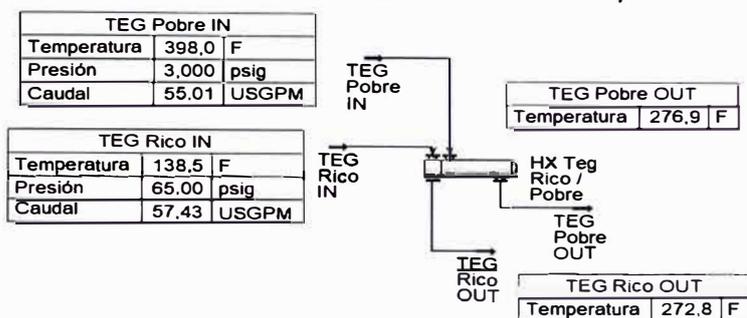
*Parámetros de diseño intercambiador de calor TEG rico/TEG pobre*

PARÁMETROS GENERALES	UNIDAD	HEX TEG rico/TEG pobre	
Tipo de intercambiador		AEU Horizontal	
Área de transferencia/unidad	Ft2	690,1	
Coraza / unidad		1	
Calor transferido	BTU/h	2723208	
MTD (Corregido)	°F	98,73	
PARÁMETROS DE PROCES		TEG rico	TEG pobre
Caudal	GPM	57,5	55
Presión manométrica	Psig	65	3
Temperatura ingreso	°F	398	138,5
Temperatura salida	°F	273	277
Diferencial presión estimado	psi	1,63	2,23
Diferencial presión disponible	psi	2	5
Fouling resistance	Ft2-h-F/BTU	0,002	0,002
PARÁMETROS MECÁNICOS	UNIDAD	Coraza	Tubo
OD	in	8,625	0,75
N° tubos	#	1	55
Pasos	#	-	2
Pitch del tubo	in	-	0,9375
Longitud	ft	-	32
Orden de tubos		-	60° rotado
Boquillas ingreso	In	4	4
Margen de corrosión	In	0,125	0,125

Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

**Figura 32**

*Simulación Intercambiador de calor TEG rico/ TEG pobre*



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

### 3.3.2.6 Rehervidor y columna.

Para simular el rehervidor y su columna de evaporación asociada, se selecciona en Hysys el equipo “Columna de destilación” y se escoge el tipo de columna con rehervidor y condensador de reflujo total. En la Tabla 35 y Tabla 35, se simula con las condiciones de diseño de la columna y rehervidor respectivamente.

**Tabla 35**

*Condiciones de diseño columna de evaporación TEG*

Parámetros	Unidad	Descripción / Valor
Altura total	Metros	6,85
Empaque 1	Ubicación	Sección reflujo tope
Diámetro Interno	ft	1,938
Tipo empaque	-	NR1
Altura empaque	ft	2
Empaque 2	Ubicación	Sección despojamiento inferior
Diámetro Interno	ft	1,938
Tipo empaque	-	NR 1,5
Altura empaque	ft	6

Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

De la Tabla 35, se evidencia que la columna del rehervidor cuenta con 2 tipos de empaques NR1 y NR 1,5. El objetivo de manejar 2 tipos de empaques era orientado a mejorar la transferencia de calor y el área de contacto entre el glicol rico descendente y el vapor de agua ascendente.

En adición, estos empaques son fijos y poseen una malla fija que permite mantener fijo los internos de ambos empaques a fin de evitar que se genere algún arrastre hacia el rehervidor o hacia el separador de tope.

En la Tabla 36 se muestra las condiciones de diseño del rehervidor con el detalle de los parámetros operativos del lado tubo y lado coraza.

**Tabla 36**

*Parámetros de diseño de rehervidor de glicol*

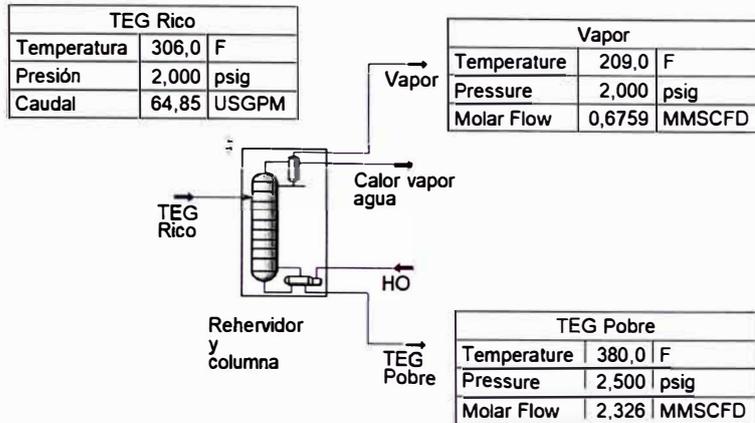
Parámetros	Unidad	Rehervidor	
Tipo de intercambiador		BKU horizontal	
Área de transferencia/unidad	Ft2	754	
Calor transferido	BTU/h	3639480	
MTD (Corregido)	°F	107,9	
<b>PARÁMETROS DE PROCESO</b>		<b>Teg Rico</b>	<b>Therminol 55</b>
Caudal	GPM	65	101
Presión absoluta	Psia	16	70
Temperatura ingreso	°F	306	525
Temperatura salida	°F	398	425
Diferencial presión estimado	psi	1,63	2,23
Diferencial presión disponible	psi	1	5
<i>Fouling resistance</i>	Ft2-h-F/BTU	0,001	0,001
<b>PARÁMETROS MECÁNICOS</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>Coraza</b>	<b>Tubo</b>
OD	in	8,625	0,75
N° tubos	#	1	76
Pasos	#	-	2
Pitch del tubo	in	-	0,9375
Longitud	ft	-	25
Orden de tubos		-	90°
Boquillas ingreso	In	4	4
Margen de corrosión	In	0,125	0,125

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

En la Figura 33, se muestra la columna y su rehervidor asociado simulado con las condiciones de entrada y salida de glicol rico, glicol pobre y vapor de agua.

**Figura 33**

*Simulación de columna y rehervidor de glicol*



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

### 3.3.2.7 Bombas TEG pobre y aeroenfriadores

El glicol pobre que es regenerado en el rehervidor debe retornar al proceso de deshidratación a través de un sistema de bombas recíprocas y un sistema de aeroenfriadores que tienen por objetivo, controlar la temperatura del glicol pobre que ingresa a la contactora principal aproximadamente 10°F por encima de la temperatura del gas húmedo para evitar problemas de condensación de hidrocarburos ligeros.

En la Tabla 37 y Tabla 38, se muestran las condiciones de diseño de las bombas recíprocas de glicol y su sistema de aeroenfriadores asociado respectivamente.

**Tabla 37**

*Condiciones diseño bombas TEG pobre*

PARÁMETROS GENERALES	UNIDAD	Valor
Temperatura	°F	238,1
Caudal máximo	gpm	80
Presión succión	psig	0,5
Presión descarga	psig	1360

Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

**Tabla 38**

*Condiciones diseño aerofriadores TEG pobre*

<b>PARÁMETROS GENERALES</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>Valor</b>
<b>Temperatura ingreso</b>	°F	233,9
<b>Temperatura salida</b>	°F	133
<b>dP</b>	psi	2

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Como se muestra en la Tabla 38, la temperatura del glicol pobre a la salida del aerofriador es de 133 °F. Dicha temperatura normalmente se encuentra en el rango de 10°F a 15°F por encima de la temperatura del gas húmedo.

Esta condición se establece con el fin de poder evitar una condensación de los hidrocarburos pesados en la contactora de glicol y formar espuma.

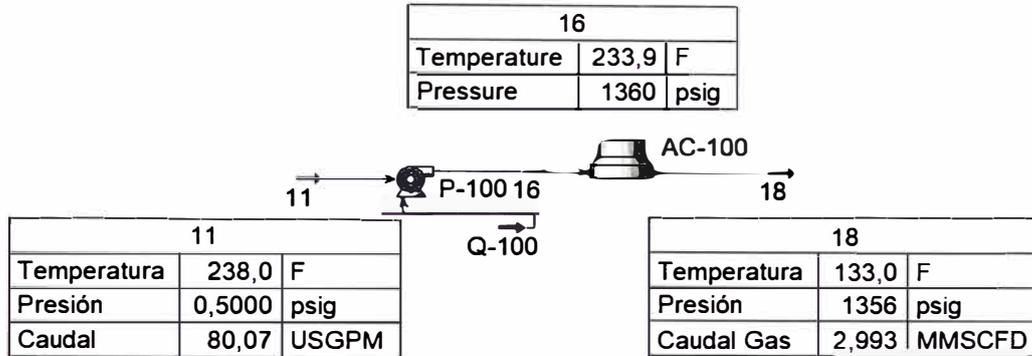
La espuma generada por la condensación de hidrocarburos pesados es un condicionante para generar arrastre de glicol en el gas húmedo hacia equipos ubicados aguas abajo.

Es preciso mencionar que tanto el sistema de bombas como de aerofriadores de TEG pobre en operación normal no tienen implicancia directa en la calidad de TEG pobre o algún factor de consumo que pueda generarse en operación normal.

En la Figura 34, se muestra el esquema general de la simulación del sistema de bombeo y su sistema de aerofriadores asociados.

**Figura 34**

*Simulación de bombas y aerofriadores TEG pobre*



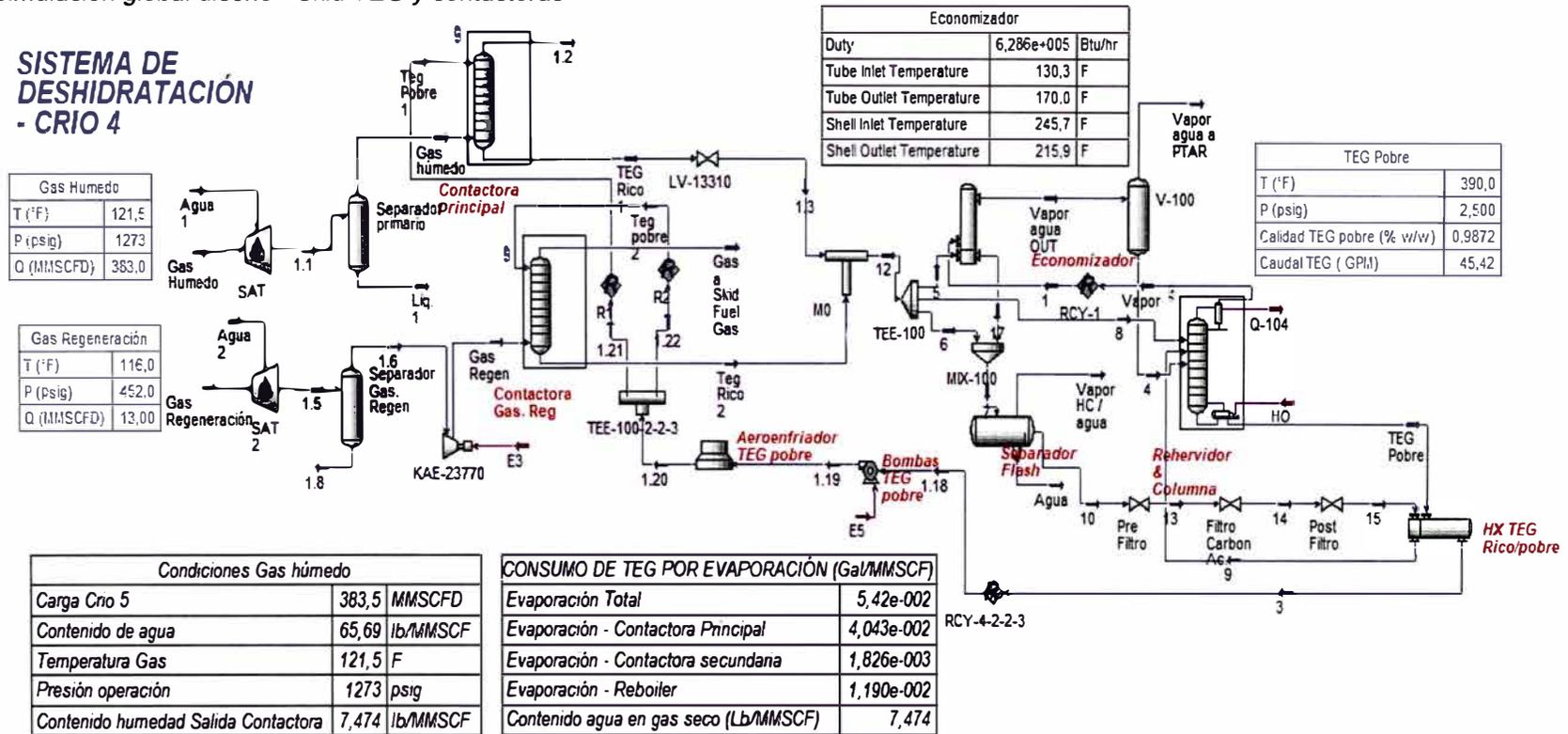
*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Una vez realizada la simulación a nivel rating de los principales equipos, se procede a realizar la simulación de todo el sistema de glicol a condiciones de diseño. En la Figura 35, se muestra la simulación global de todo el sistema de glicol a condiciones de diseño, así como el cálculo del consumo de glicol a las condiciones de diseño. En el Anexo B y Anexo C se encuentra la simulación realizada para los periodos enero 2019 y marzo 2020 respectivamente.

Figura 35

Simulación global diseño - Skid TEG y contactoras

**SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN - CRIO 4**



Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)

Como se muestra en la Figura 35, a condiciones de diseño el consumo de glicol por evaporación es de 0,056 Gal TEG/MMscf gas procesado. Asimismo, el contenido de humedad obtenido en el gas deshidratado es de 7,474 Lb agua/ MMSCFD para una calidad de TEG de 98,72% w/w.

En la Tabla 39, se muestra la distribución del consumo de glicol por evaporación estimado para la evaporación de glicol calculado en el simulador. El valor de 20,7 gal TEG/día resulta de multiplicar la carga de gas procesada por el consumo total de TEG por evaporación estimado con el simulador:

$$360 \text{ MMSCFD gas procesado} * 0,054 \frac{\text{Gal TEG}}{\text{MMSCF}} = 20,7 \text{ Gal} \frac{\text{Gal TEG}}{\text{Día}}$$

**Tabla 39**

*Distribución consumo TEG por evaporación - Diseño*

Escenario	Carga gas (MMSCFD)	Pérdidas por evaporación (Gal TEG/día)			Total	Consumo TEG Total (Gal TEG/MMSCFD)
		Contactora principal	Contactora secundaria	Rehervidor TEG		
Diseño	383	15,5	0,7	4,6	20,7	0,054

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

El consumo de TEG obtenido en la simulación descrita anteriormente permite identificar el aporte de consumo de glicol por efecto de la evaporación de glicol, el cual se presenta en las contactoras de glicol y en el rehervidor. Asimismo, la estimación del consumo obtenido por simulación en Hysys no considera el aporte de pérdidas por arrastre de glicol (estudio de coalescencia), ni tampoco las pérdidas mecánicas por fuga o goteo que corresponde a verificaciones en las bombas.

Para poder realizar la estimación de estos 2 factores e identificar las pérdidas de glicol totales, se debe realizar la evaluación en campo y verificar si existe alguna de estas condiciones.

Con las condiciones de operación definidas para los escenarios de diseño, enero 2019 y marzo 2020, se realiza la estimación de evaporación de glicol en las contactoras de TEG y rehervidor.

En la Tabla 40, se muestra la distribución de pérdidas de glicol por evaporación para los 3 periodos de operación descritos anteriormente.

**Tabla 40**

*Distribución de pérdidas TEG por evaporación 2019 - 2020*

Escenario	Carga gas (MMSCFD)	Pérdidas por evaporación (Gal TEG/Día)			TOTAL	Consumo TEG Total (Gal TEG/MMSCFD)
		Contactora principal	Contactora secundaria	rehervidor		
Diseño	383	15,5	0,7	4,6	20,7	0,054
2019	383	15,5	0,7	17,1	33,4	0,087
2020	383	15,8	0,7	54,2	70,6	0,184

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De la Tabla 40, se evidencia que el consumo de glicol por evaporación de TEG se ha incrementado de 0,087 Gal TEG/MMSCF a 0,184 TEG/MMSCF durante el periodo enero 2019 – marzo 2020. Este incremento representa un 112% más de consumo de glicol por evaporación durante dicho periodo.

Asimismo, mientras la evaporación en la contactora principal se ha incrementado en apenas 0,3 gal TEG/día, en el rehervidor el consumo se ha incrementado en 37 gal TEG/día, lo que representa un incremento de 216% de evaporación de glicol en este equipo.

Como se describió en la Tabla 26, se evidencia que en marzo 2020 el rehervidor opera a 398 °F, 6°F por encima de la media obtenida en enero 2019 de 392 °F. Dicha temperatura esta próxima la temperatura de degradación del glicol de 400°F y es una de las causas que puede estar generando un mayor consumo de glicol por evaporación.

Asimismo, como se mostró en la Tabla 22, se evidencia un incremento de temperatura del TEG rico a la salida del economizador de 10°F. Asimismo, la temperatura de salida de vapor de agua del rehervidor tuvo un incremento de 17.2°F, llegando a un valor promedio de 265,7°F. Esta condición evidencia una posible falla en el economizador que puede deberse a una rotura total o parcial durante el periodo evaluado.

### **3.4 Relevamiento y pruebas en campo**

Posterior a la evaluación realizada a los parámetros de calidad, condiciones operativas y simulación de procesos en el Skid de glicol, es necesario complementar el análisis con un relevamiento, inspección y pruebas en campo a fin de poder identificar todos los factores que pueden estar generando, de manera directa o indirecta, un elevado consumo de TEG.

En la Tabla 41, se muestra el resumen de la evaluación realizada en campo y el objetivo de las evaluaciones de cada uno.

**Tabla 41***Resumen evaluación condiciones de campo*

Condición para evaluar	Equipos para evaluar	Método de evaluación
Fuga mecánica	Bombas TEG <u>pobre</u> Economizador	Estimación de fugas ( <u>Goteo/min</u> ) Prueba de bypass de economizador y vibración
Arrastre de TEG	Filtros coalescedores	Estudio de coalescencia Gas/Líquido

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

### **3.4.1 Identificación de fugas mecánicas**

En el Skid de regeneración de glicol pueden presentarse puntos de posibles fugas mecánicas de glicol que deben ser inspeccionados en campo para su confirmación o descartar la presencia de este factor de pérdida de consumo de glicol en el aporte total.

Las bombas de TEG pobre que recirculan dicho fluido hacia la contactora principal son bombas de tipo reciprocantes. Durante la operación normal de las mismas pueden presentar progresivamente fugas que se pueden asociar a 2 factores.

1. Alta vibración en el sistema: La alta vibración en el sistema de bombeo de TEG pobre puede generar fugas a partir de la falla funcional parcial o desacople de alguno de los componentes propios de la bomba. De acuerdo con el histórico de falla de estos equipos, esta condición se ha evidenciado en el 15% de las causas de mantenimiento correctivo a este tipo de bombas.
2. Alta temperatura en el TEG pobre: La alta temperatura de TEG pobre al ingreso de las bombas de glicol, pueden afectar a los componentes internos de las bombas, principalmente a los sellos mecánicos.

En la inspección realizada a campo, se ha evidenciado un goteo de 55 gotas/minuto en las bombas de glicol pobre.

De acuerdo con la Tabla 42, se muestra el estimado de pérdidas de consumo de glicol por goteo mecánico.

**Tabla 42**

*Estimado de pérdidas TEG por fuga mecánica*

Gas procesado (MMSCFD)	Ratio de fuga (Gotas / min)	Ratio de fuga ml/min	Ratio de fuga (L/d)	Ratio de fuga (Gal TEG/día)	Ratio de pérdidas TEG (Gal Teg / Mmscf)
383	55	2,75	1,91	0,5045	0,0013

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 42, se muestra que el aporte de 55 gotas TEG/minuto que se pierde de fuga en el campo. Esta ratio de perdidas llevado al factor de consumo de glicol en Gal TEG/MMSCFD.

Asimismo, otro de los equipos que debe verificarse en campo es el economizador de glicol. Para ello, se debe realizar una prueba en campo que consiste en aislar el equipo y abrir el *bypass* del equipo para el glicol rico pueda pasar directamente desde la contactora de glicol hacia el separador flash.

En la Tabla 43, se muestran los resultados de las condiciones operativas de la prueba de *by* pasear el economizador a fin de identificar si existe alguna fuga total o parcial en el economizador.

**Tabla 42**

*Resultados prueba habilitación bypass economizador*

<b>Economizador</b>	<b>Temperatura</b>	<b>Operación diseño</b>	<b>Marzo 2020</b>	<b>Prueba operación Bypass</b>
<b>Lado Tubo</b>	Ingreso	130	129	129
	Salida	170	130	129,2
<b>Lado carcaza</b>	Salida	215	257,1	262

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 43, al utilizar el *bypass* del economizador se evidencia que las condiciones de temperatura del glicol rico a la salida de dicho equipo apenas incrementan 1 °F. Asimismo, la temperatura del vapor de agua de salida hacia el condensador de tope tuvo un incremento de 5° F comparando las condiciones de marzo 2020 con enero 2019.

Los resultados de las condiciones de operación del economizador operando con el *bypass* indican que no hay mucha diferencia entre operar con el economizador alineado para operación normal y operar dicho equipo con *bypass*, evidenciando una falla en dicho equipo que se le atribuye a una falla funcional de dicho equipo como lo es fuga o picadura de dicho equipo.

Asimismo, esta condición se soporta en un incremento de vibración en la zona del tope de la columna del rehervidor y un sonido característico de que el economizador tiene alguna condición anormal.

**3.4.2 Identificación de arrastre de glicol: Estudio de coalescencia**

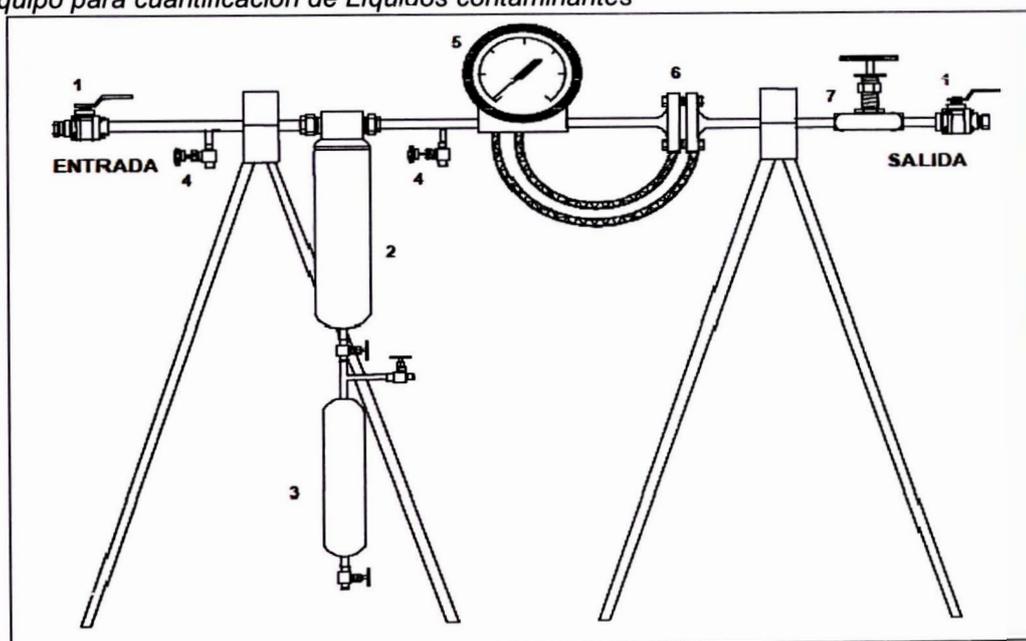
El estudio de coalescencia tiene el objetivo de cuantificar el contenido de aerosoles líquidos en las varias corrientes de gas a fin de tomar acciones para evitar tener arrastres, recuperar los líquidos y evitar los daños que estos aerosoles pudieran ocasionar

a los sistemas aguas abajo. Posterior a ello, se verificará el funcionamiento adecuado de coalescencia y se planteará las recomendaciones que permitan mantener la efectividad de las barreras en los trenes de gas natural de la planta y así no se vean afectados los consumidores internos de fuel gas debido a esta contaminación ni los equipos de proceso principal. El estudio de coalescencia Gas / Líquido consiste en un ensayo en paralelo en 2 puntos del proceso, aguas arriba y aguas debajo del equipo a evaluar, que para este caso serán los filtros coalescedores.

En la Figura 36, se muestra una descripción general del equipo a utilizar.

**Figura 36**

*Equipo para cuantificación de Líquidos contaminantes*



*Fuente: Obtenido de Empresa (PRECISION, 2016)*

De acuerdo con la Figura 36, las partes del equipo para cuantificación de los contaminantes líquidos y su función se describen en la Tabla 44.

**Tabla 44**

*Partes de un equipo de coalescencia Gas / Líquido*

<b>N°</b>	<b>PARTE / COMPONENTE</b>	<b>FUNCIÓN</b>
1	Válvula esférica	Válvula de apertura/cierre de gas
2	Carcasa de coalescencia	Carcasa de coalescencia de líquido
3	Sumidero para retención de líquido	Recipiente de recuperación de líquido
4	Puntos de muestreo	Puntos de muestreo de gas / líquido
5	Manómetro diferencial	Medidor de presión diferencial en gas
6	Bridas con placa orificio	Bridas con medidor de flujo tipo placa
7	Válvula aguja de regulación	Válvula de regulación salida de gas

*Fuente: Obtenido de Empresa (PRECISION, 2016)*

Para ejecutar la prueba del estudio de coalescencia en los filtros coalescedores de la contactora principal y contactora de gas de regeneración, se seguirá el procedimiento de laboratorio SLS Estándar LS068 "Side Stream Liquid/Gas Coalescer Testing". (Department, 1995) El resumen del procedimiento se describe a continuación:

1. El equipo consiste en un coalescente Pall (N/P CC05LGH13) cuyas dimensiones son 5 ¼" x 2 ¼" con válvulas de medición y una placa orificio para controlar el caudal de gas
2. El equipo piloto está compuesto de un caño de ¾" de acero inoxidable y conexiones de ¾" macho NPT. El equipo soporta presiones de hasta 1440 psig.
3. Un pequeño caudal pasa a través del equipo por un periodo de 24 horas.
4. La concentración de aerosoles líquidos se calcula de la relación entre cantidad el líquido coalescido y la cantidad de gas que pasa por el equipo.
5. En todos los casos la salida del equipo debe ser conectada a una línea de venteo.

En la Tabla 45, se muestra la tabla de toma de datos considerado para el estudio de coalescencia considerando el lugar de muestreo y la frecuencia de toma de datos.

**Tabla 45**

*Tabla de toma de datos – Estudio de coalescencia Gas /Líquido*

Parámetro	Lugar de muestreo	Frecuencia de muestreo
Volumen de líquido coalescido	Sumidero equipo Gas / Líquido	
Presión dinámica	Manómetro	
$\Delta P$ de placa orificio	Manómetro presión diferencial	Muestro cada 2 horas
Temperatura	Pistola pirométrica	
Separación acuosa	Sumidero	
Presión estática	Manómetro de línea del equipo	Al inicio del ensayo

*Fuente: Obtenido de Empresa (PRECISION, 2016)*

En la Figura 37, se muestra una imagen referencial del equipo de estudio de coalescencia instalado al ingreso del filtro coalescedor a evaluar.

**Figura 37**

*Esquema de instalación – Equipo de coalescencia G/L*



*Fuente: Obtenido de Empresa (PRECISION, 2016)*

Los resultados del estudio de coalescencia para determinar los contaminantes en la corriente de gas húmedo y gas de regeneración se muestran en la Tabla 46.

**Tabla 46**

*Resultados estudio de coalescencia en filtros coalescedores*

Filtro coalescedor	Caudal gas (MMSCFD)	Tiempo prueba (Horas)	Glicol recuperado		Pérdida TEG	
			Litros	Galones	Gal TEG/día	Gal TEG/MMSCF
<b>Contactora principal</b>	383	24	80	21,13	21,13	0,06
<b>Contactora Gas regeneración</b>	12	24	0,4	0,106	0,11	0,01

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 46, se muestran los resultados obtenidos en el estudio de coalescencia para un periodo de prueba de 24 horas.

El volumen total de glicol recuperado para la contactora principal y la contactora de gas de regeneración es de 80 y 0,4 litros respectivamente. Dicha conversión a pérdidas por arrastre de TEG es de 0,06 Gal TEG/MMSCFD en la contactora principal y 0,01 Gal TEG/MMSCFD en la contactora de gas de regeneración.

### **3.5 Estructuración de factores de pérdida de TEG**

De acuerdo con la evaluación realizada en el simulador de procesos, la evaluación en campo realizada para identificar las pérdidas mecánicas por goteo y las pérdidas por arrastre de TEG en las contactoras, se describe el consumo total de pérdidas en la Tabla 47, el cual es un resumen de las Tablas 39, 40, 42 y 46.

**Tabla 47***Resumen de la estimación de factores de pérdidas de TEG – marzo 2020*

<b>Factores de consumo TEG</b>		<b>Gal TEG / MMSCF Gas procesado</b>	<b>% Pérdida TEG total</b>
<b>Pérdidas por evaporación (Gal TEG/Día)</b>	Contactora principal	0,041	15,9%
	Contactora secundaria	0,002	0,7%
	Rehervidor + Economizador	0,142	54,4%
<b>Pérdida por fuga mecánica</b>		0,001	0,5%
<b>Arrastre en filtros coalescedores</b>	Contactora principal	0,055	21,2%
	Contactora secundaria	0,009	3,4%
	Total estimado	0,250	96,1%
<b>Consumo TEG Total</b>	Total real 2020	0,26	100,0%
	Variación	0,010	3,9%

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 47, se muestra el estimado total de las pérdidas de TEG por evaporación, arrastre en las contactoras de glicol y la pérdida por fugas mecánicas, el cual es de 0,25 Gal TEG/MMSCF.

Considerando que el consumo total TEG real es de 0,26 Gal TEG/MMSCF, se tiene una diferencia de 0,01 Gal TEG/MMSCF del valor real de consumo de glicol respecto del estimado por suma de los factores. Dicha variación representa un 3,9 % del total.

## **Capítulo IV. Análisis y discusión de resultados**

### **4.1 Análisis de evaluación de calidad**

#### **4.1.1 Calidad de gas húmedo**

Los resultados de cromatografía del gas húmedo para el periodo marzo 2020 no evidenciaron un cambio significativo respecto de enero 2019 dado que la variación de composición es de aproximadamente 1% en los componentes más ligeros. Los hidrocarburos de menor peso molecular son volátiles y se eliminan en el efluente de destilación.

Los hidrocarburos de mayor peso molecular pueden eventualmente acumularse en el rehervidor formando depósitos de lodo. Sin embargo, el filtro de carbón permite eliminar estos hidrocarburos en la regeneración del TEG por lo que a nivel operativo no son un problema. Asimismo, respecto del contenido de CO<sub>2</sub> tampoco se observó mayor variación. (Mendoza, 2021)

#### **4.1.2 Calidad de TEG rico / TEG pobre**

Respecto del glicol, Un pH por debajo de 6 indica que el glicol es corrosivo y que, por esta condición, es probable que el contenido de hierro sea alto también.

Los valores altos de pH aumentan la solubilidad de los hidrocarburos en el glicol, incrementando la probabilidad de reaccionar con hidrocarburos más pesados para formar compuestos similares al jabón. En consecuencia, cuando el pH supera 9, suelen producirse serios problemas de formación de espuma.

Asimismo, en marzo 2020 el contenido de agua en el glicol rico tuvo un aumento de 0,6% respecto de enero 2019. Dicho incremento puede estar asociado a un cambio en las condiciones de absorción en la contactora principal de glicol.

Dentro de los principales cambios, se puede tener una menor presión de operación o una mayor temperatura del gas húmedo que favorecen la absorción del vapor de agua en el gas. Si bien es cierto que este indicador no evidencia un problema directo, si es un indicador del cambio de condiciones en la absorción de TEG o deficiencia en la regeneración de glicol.

En resumen, se muestra que el principal hallazgo se encuentra en el pH del glicol rico y pobre, ambos con valores en el orden de 5. Dicha condición acompañada de un contenido de CO<sub>2</sub> constante y nulo contenido de sólidos en el glicol analizado en el aspecto visual y contenido de hierro bajo orientaría la hipótesis a un ligero efecto de degradación de glicol en el rehervidor sin evidencia de haber generado algún mecanismo de corrosión en el sistema.

Esta condición de pH ácido y degradación no tendría alguna afectación en el consumo de glicol, pero si en la eficiencia de este para absorber humedad, siendo su causa raíz el operar el rehervidor a una temperatura cercana a los 400 °F.

#### **4.2 Análisis de las condiciones operativas de proceso y por equipo**

El objetivo de evaluar las condiciones operativas concernientes al sistema de regeneración de glicol y principalmente la variación de estos durante un periodo determinado de tiempo, considerando la simulación de procesos y las evaluaciones en campo, es de poder evaluar algún valor significativo fuera de las condiciones operativas

de diseño e identificar la causa raíz más probable del factor que esté generando un elevando consumo de TEG.

#### **4.2.1 Contactoras de TEG y Filtros coalescedores**

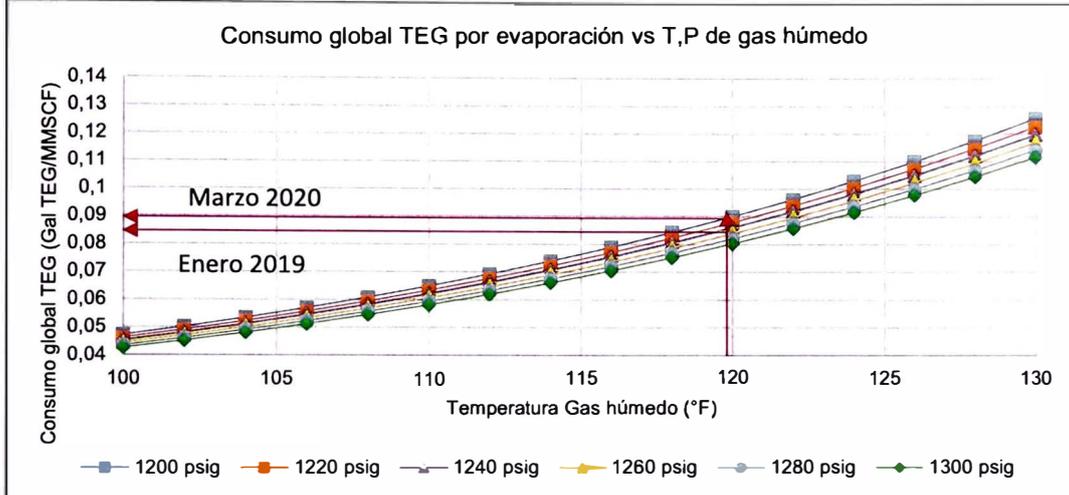
Respecto de las condiciones en las contactoras de TEG, se evidenció un descenso de presión en la contactora principal de glicol de 17,3 psig comparando marzo 2020 con enero 2019, mientras que la presión de la contactora de gas de regeneración se mantuvo constante en 455 psig promedio. Este descenso de presión podría deberse al inicio de la depletación natural de los pozos del lote 88 y 56.

Asimismo, se evidenció una mayor acumulación de líquidos en la cámara superior del filtro coalescedor de la contactora principal evidenciado en un mayor nivel promedio de líquidos, alrededor de 6%. Esta condición es un indicio importante del incremento de arrastre de glicol, sobre todo por el descenso de presión en el gas húmedo ya que esta condición favorece el incremento de velocidad en el gas húmedo.

De acuerdo con la Figura 38, se muestra el análisis de sensibilidad por simulación de procesos de la variación de pérdidas globales de TEG por evaporación de presión y temperatura desarrollado mediante de la simulación de procesos.

**Figura 38**

*Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de la evaporación total TEG vs P, T de Gas húmedo*



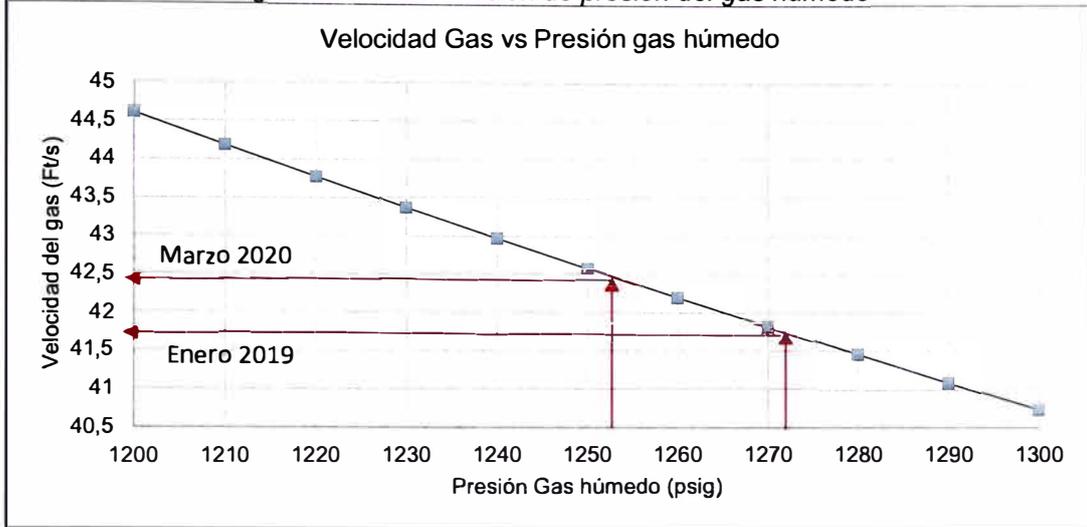
Fuente: *Elaboración propia.*

Como se muestra en la Figura 38, el descenso de presión en 17,3 psig genera un incremento en la evaporación global de TEG de apenas 0,002 Gal TEG/MMSCF de acuerdo con la simulación de procesos. De esta gráfica se concluye que la evaporación tiene un mayor impacto por temperatura que por descenso de presión. Sin embargo, un descenso de presión en el gas húmedo genera un incremento en la velocidad del gas que puede favorecer el arrastre de glicol.

En la Figura 39, se muestra el incremento de velocidad en el gas en función de la variación de presión estimado por simulación.

**Figura 39**

*Variación velocidad gas húmedo en función de presión del gas húmedo*



Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con la Figura 39, se muestra que el descenso de presión de 17,3 psig durante el periodo de enero 2019 a marzo 2020 generó un incremento en la velocidad del gas de 0,8 ft/s. Si bien es cierto, esta variación no es significativa, debe corroborarse con el estudio de coalescencia gas/líquido para determinar de manera cuantitativa el grado de arrastre de TEG.

El resultado del estudio de coalescencia (equipo de coalescencia) indica un grado de arrastre de glicol de 0,055 Gal TEG/MMSCFD en la contactora principal mientras que un arrastre casi nulo en la contactora de gas de regeneración.

Esta condición de descenso de presión de operación en la planta de gas hasta antes del *turboexpander* se debe posiblemente a los primeros indicios de la depletación de los pozos del lote 88 y 56 producto de la producción normal de los mismos, por lo que este fenómeno debe ser controlado con la implementación de un nuevo sistema de elementos internos del filtro coalescedor que permita trabajar a una menor presión y mayor velocidad a fin de que pueda manejar una carga líquida de arrastre de TEG mayor.

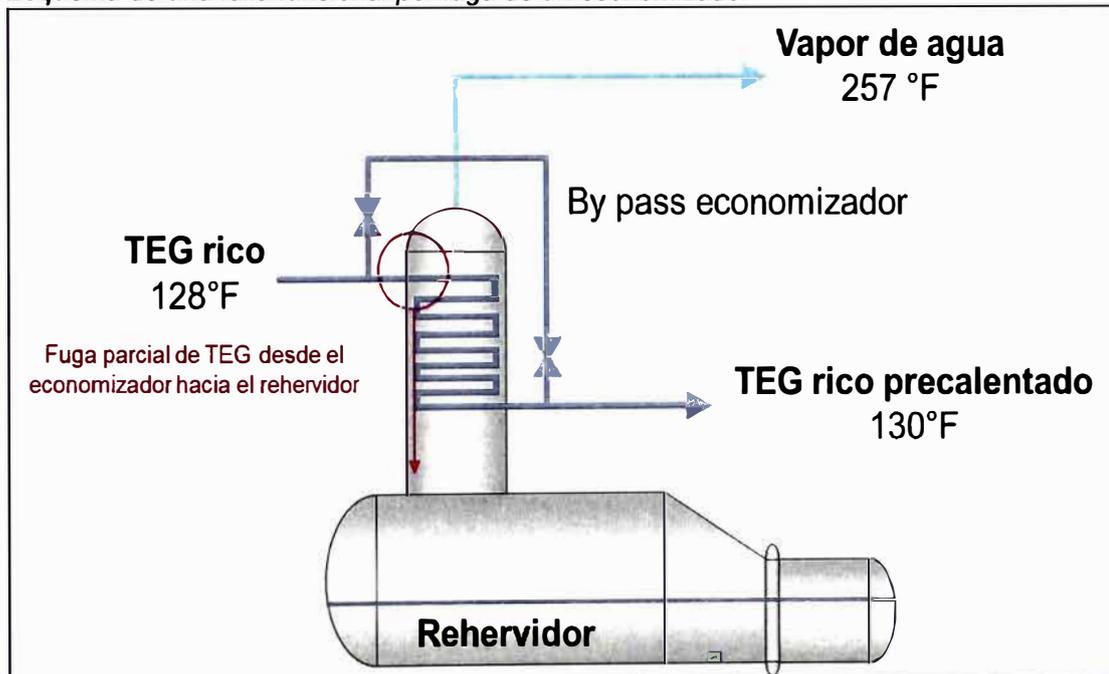
#### 4.2.2 Economizador de glicol

En la evaluación de las condiciones operativas realizada al economizador de TEG, se evidencia que la temperatura de salida de vapor de agua del rehervidor tuvo un incremento de 22.2°F, llegando a un valor promedio de 257,1°F. Esta temperatura se encuentra en el rango de inoperatividad del economizador de 250 – 260 °F.

Dicha condición fue confirmada con las pruebas de operación del economizador con *bypass* ya que no se evidencia un cambio significativo de las condiciones de operación del economizador con el *bypass* alineado o cerrado. En la Figura 40, se muestra el esquema del economizador y las temperaturas obtenidas durante el relevamiento realizado en campo del periodo marzo 2020.

**Figura 40**

*Esquema de una falla funcional por fuga de un economizador*



Fuente: Elaboración propia

De acuerdo con la Figura 40, para una temperatura de 128°F de glicol rico al ingreso del economizador, se tiene una temperatura promedio de 130°F a la salida del lado tubo de dicho equipo. Este resultado evidencia la baja eficiencia de transferencia de calor de TEG rico con el vapor de agua, principalmente por una posible fuga total o parcial de glicol rico hacia el rehervidor.

De acuerdo con el histórico de modos de fallo, la condición de fuga por picadura en el extremo superior del serpentín debido a la corrosión junto con el stress mecánico por vibración son los modos de fallo más frecuentes presentados en este tipo de equipo.

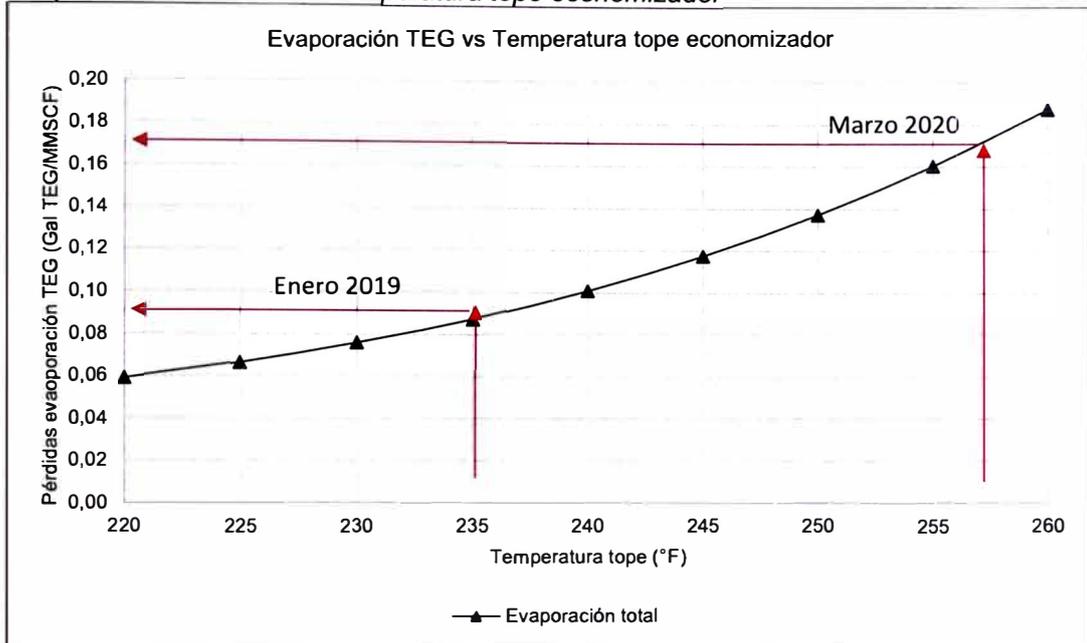
La causa del desarrollo de una picadura en el serpentín se debe al cambio de temperatura del TEG rico con pH ácido mientras intercambia calor a lo largo del equipo. Este modo de fallo se agrava con el tiempo al mantener un pH ácido fluyendo por el sistema así operar con un grado de vibraciones importante en el Skid de TEG en general.

Una vez ejecutada la prueba de operación del economizador con el *bypass* abierto, se confirma en campo la condición de picadura ya que las condiciones de operación no varían significativamente entre operar con el economizador y con su *bypass* totalmente abierto con el equipo bloqueado.

Respecto del consumo, en la Figura 41 se muestra el impacto que tiene en el consumo total de TEG el operar el Skid de TEG sin economizador de glicol u operarlo con una falla funciona de fuga.

**Figura 41**

*Evaporación total TEG vs Temperatura tope economizador*



*Fuente: Elaboración propia*

De acuerdo con la Figura 41, se muestra el consumo global de TEG por evaporación de 0,087Gal TEG/MMSCF para una temperatura de tope en el economizador de 235°F en enero 2019. En el mes de enero 2020, el consumo por este factor se incrementa hasta un valor de 0,16 Gal TEG/MMSCF, es decir, un 105% adicional por el efecto de operar con un economizador con una falla funcional.

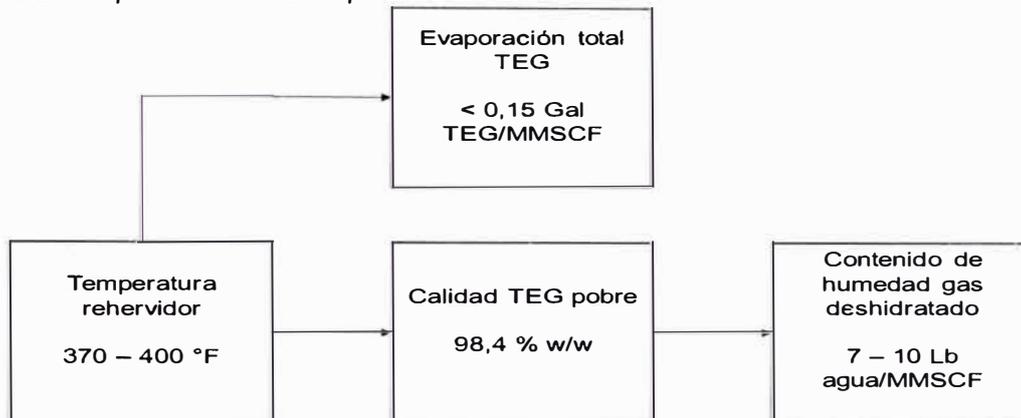
En adición, se evidencia que el incremento gradual de temperatura en el tope del economizador es directamente proporcional con el incremento de consumo de TEG por evaporación. Dado que la temperatura de tope está en el orden de los 250- 260 °F, es un indicador de que debe reemplazarse totalmente el economizador para reestablecer las condiciones de transferencia de calor. Esta actividad de reemplazo se debe coordinar con el equipo de mantenimiento y puede ejecutarse en parada del tren criogénico.

### 4.2.3 Rehervidor de glicol

En la Figura 42, se muestra el esquema de monitoreo de parámetros operativos en función de la temperatura del rehervidor.

**Figura 42**

*Variables dependientes de la temperatura del rehervidor*



*Fuente: Elaboración propia*

Como se muestra en la figura 42, la temperatura del rehervidor incide directamente en:

- La calidad de TEG pobre
- El contenido de humedad en el gas húmedo deshidratado
- La evaporación de glicol en el rehervidor.

Para una mayor temperatura en el rehervidor, se alcanzará una mayor calidad de TEG pobre y, por consiguiente, un menor contenido de humedad en el gas deshidratado. Asimismo, una mayor temperatura también genera una mayor pérdida de glicol por evaporación en el rehervidor.

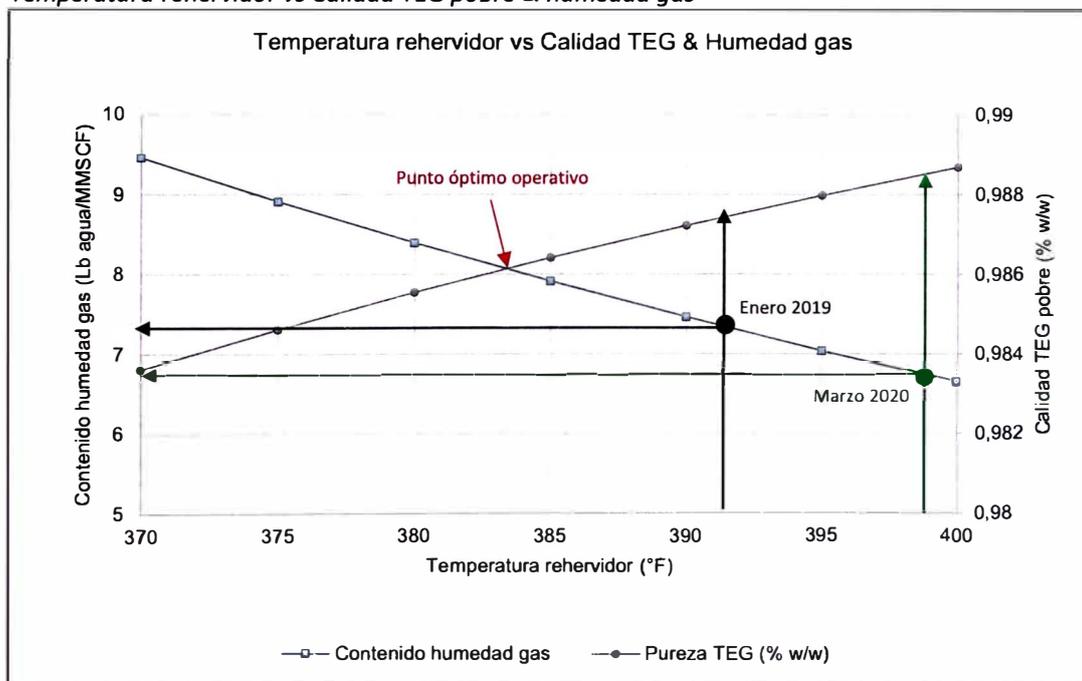
De acuerdo con la evaluación realizada en marzo 2020, el rehervidor opera a 398 °F, 6°F por encima de la media obtenida en enero 2019 de 392 °F.

La temperatura de degradación del glicol es de 400°F, por lo que es posible operar en el rango de 370 – 400 °F para poder optimizar la evaporación de glicol sin afectar el contenido de humedad del gas húmedo deshidratado, el cual debe ser menor a las 10 lb de agua/MMSCF, siendo este valor el límite de diseño de humedad de ingreso a los tamices moleculares. Asimismo, preventivamente se define operar con un valor de 8 lb agua/MMSCFD para tener un margen respecto de la condición de diseño.

En la Figura 44, se muestra la variación de calidad de TEG pobre y contenido de humedad función de la temperatura del rehervidor estimado por simulador.

**Figura 43**

*Temperatura rehervidor vs Calidad TEG pobre & humedad gas*



Fuente: Elaboración propia

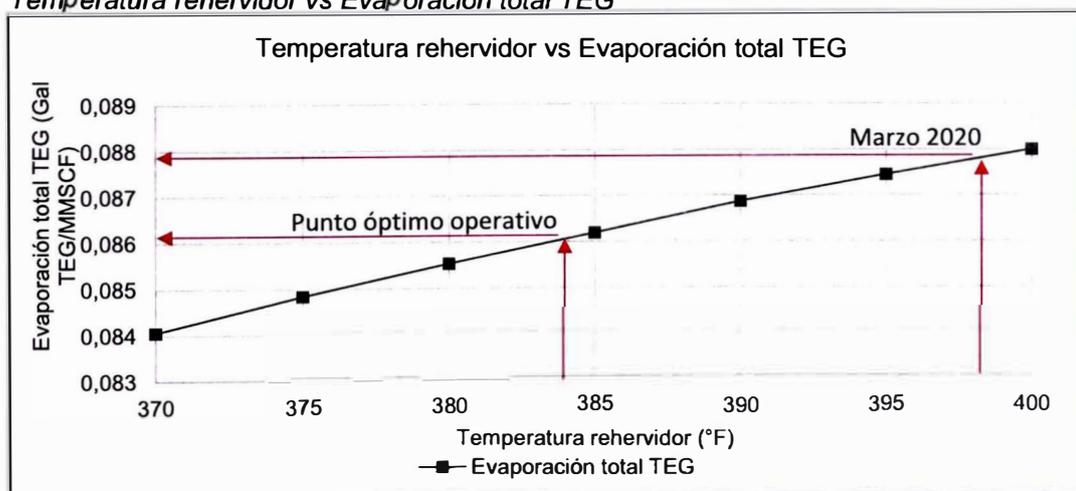
De acuerdo con la Figura 43, se muestra las condiciones de calidad de TEG pobre y contenido de humedad en el gas deshidratado para enero 2019 (Línea en negro) y marzo 2020 (Línea en verde) respectivamente. Para marzo 2020, una temperatura de 398°F en el rehervidor permite obtener una calidad de TEG 98,9 % w/w y posteriormente, un contenido de humedad de 6,86 Lb agua/MMSCF.

En función de lo descrito anteriormente, es posible bajar la temperatura del rehervidor hasta un valor de 384°F y alcanzar una calidad de TEG pobre de 98,6 % w/w para obtener un contenido de humedad de 8 lb agua/ MMSCF.

De esta forma, estaremos alcanzando el punto óptimo operativo del rehervidor sin afectar el límite de humedad del gas deshidratado. Asimismo, con esta reducción de temperatura en el rehervidor, es posible reducir el impacto de la evaporación de TEG en dicho equipo. En la Figura 44, se muestra la tendencia de consumo total de TEG por evaporación en función de la temperatura del rehervidor.

**Figura 44**

*Temperatura rehervidor vs Evaporación total TEG*



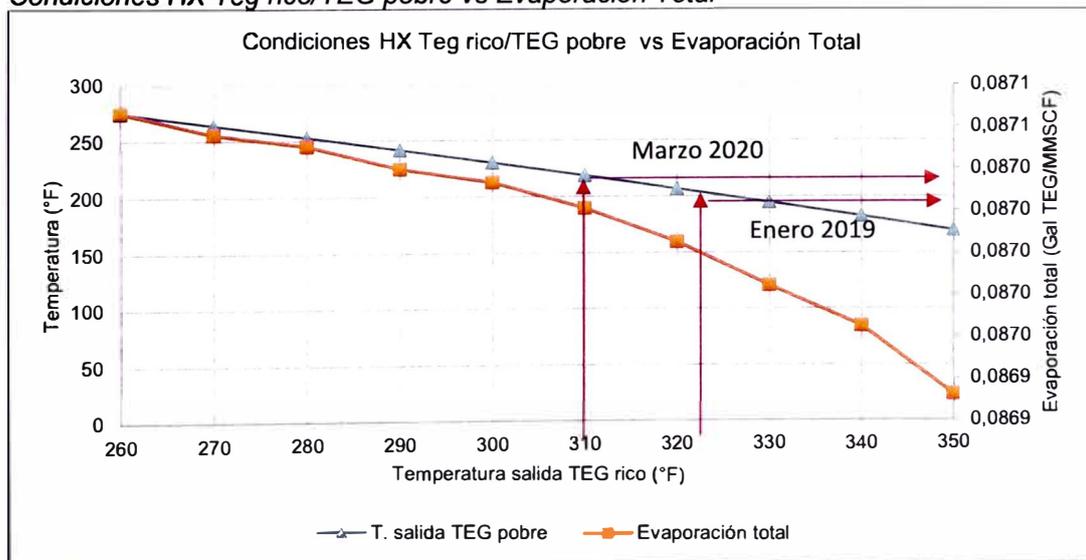
Fuente: Elaboración propia

Como se muestra en la Figura 43 y Figura 44, es posible reducir el consumo de TEG por evaporación de 0,088 Gal TEG/MMSCF a 0,086 Gal TEG/MMSCF si se ajusta la temperatura de operación del rehervidor manteniendo el contenido de humedad del gas deshidratado dentro del límite recomendado de 8 lb de agua/MMSCF.

#### 4.2.4 Intercambiador de calor TEG rico/ TEG pobre

El intercambiado de calor TEG rico/TEG pobre tiene el objetivo de aprovechar la energía térmica del TEG pobre regenerado que se encuentra a una temperatura de 360 – 400 °F para precalentar el TEG rico que va a ingresar hacia el rehervidor. De esta forma, se requiere menos energía en el rehervidor y a nivel operativo, se evita llegar a valores altos de temperatura para evitar la degradación del glicol. En la Figura 45, se muestran las condiciones de temperatura de salida del TEG rico y TEG pobre respecto de la variación de evaporación total de glicol.

**Figura 45**  
Condiciones HX Teg rico/TEG pobre vs Evaporación Total



Fuente: Elaboración propia

De acuerdo con la Figura 46, se muestra que el incremento la reducción de temperatura de salida en el TEG rico hacia el rehervidor genera un incremento no significativo de evaporación de arrastre de TEG de 0,0001 Gal TEG/MMSCF.

En ese sentido, los cambios de variación de condiciones operativas del rehervidor evidenciados durante el periodo de enero 2019 a marzo 2020 responden a cambios en las condiciones externas de dicho equipo, como lo son el rehervidor y el economizador principalmente cuya variación de condiciones operativas ya fue evaluada.

#### **4.2.5 Bombas de TEG pobre**

De acuerdo con la evaluación realizada en campo, las bombas de recirculación de TEG pobre presentan un fuga mecánica o pérdida por goteo de TEG que se encuentran en el orden de los 0,0013 Gal TEG/MMSCF. Si bien es cierto es un valor relativamente bajo de pérdida, esta se soluciona a través de una intervención directa de la bomba por parte de mantenimiento y poniendo en servicio la bomba de reemplazo durante dicha actividad.

En adición, no se ha evidenciado alguna fuga mecánica adicional durante la inspección en campo, por lo que el factor de pérdidas por fuga estaría asociado únicamente a esta condición.

### **4.3 Estructuración de factores de pérdida de TEG y Plan de acción**

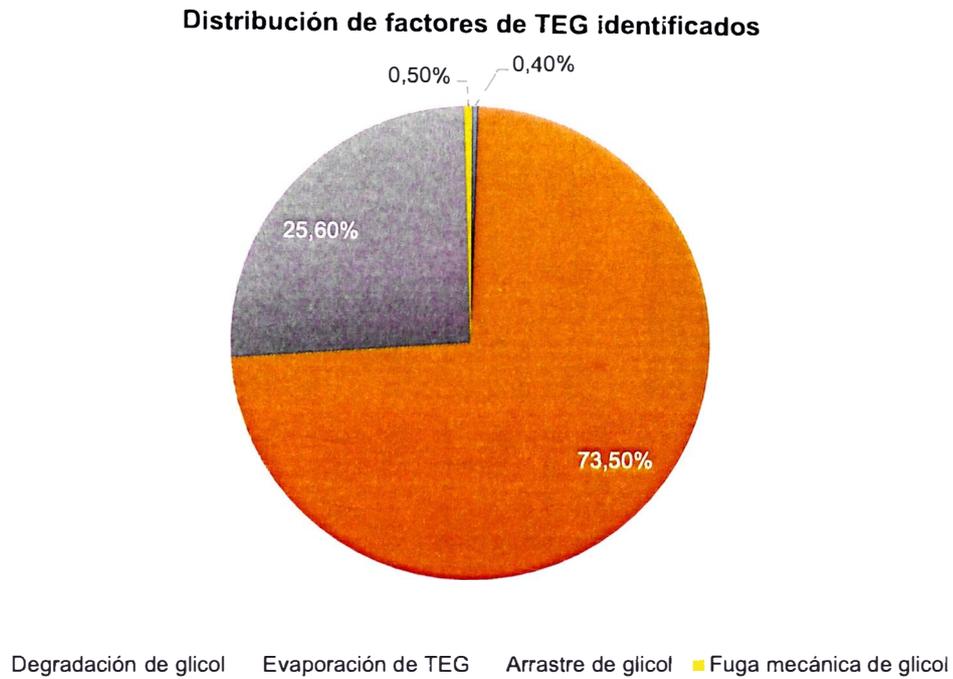
#### **4.3.1 Factores de pérdida de TEG**

En la Tabla 48, se muestra el esquema de factores de pérdida de TEG en el Skid de TEG del tren criogénico 4 de acuerdo con la evaluación realizada, tanto a nivel de calidad como de condiciones operativas, simulación de procesos y evaluación en campo.

Asimismo, en la Figura 46 se muestran los factores de pérdida de TEG identificados.

**Figura 46**

*Factores de pérdida de TEG identificados*



*Fuente: Elaboración propia*

De acuerdo con la Figura 46, la evaporación del glicol junto con el arrastre de TEG son los principales factores de pérdidas de TEG en el sistema de deshidratación de glicol.

De acuerdo con la Tabla 48, se muestra la estructura de factores de pérdida de glicol de acuerdo con la evaluación realizada por los métodos ya realizados.

**Tabla 48**

*Esquema resumen de factores de pérdida de TEG*

<b>Factores de consumo TEG</b>	<b>Factor cualitativo de pérdida TEG</b>	<b>Factor cuantitativo pérdida TEG (Gal TEG / MMSCF)</b>	<b>% Pérdida TEG total</b>	<b>Evidencia</b>	<b>Causa raíz</b>
<b>Degradación</b>	Degradación TEG	0,001	0,4%	Bajo pH TEG rico / TEG pobre	La temperatura de operación del rehervidor es alta y cercana a temperatura de degradación TEG de 400°F. Se utilizó un factor de pérdida de 0,001 Gal TEG/MMSCF por degradación, de acuerdo con ensayos en laboratorio.
<b>Evaporación</b>	Evap. Contactora principal	0,041	16,4%	Alta temperatura en TEG pobre Baja presión en gas húmedo	La evaporación en la contactora principal se debe a la alta temperatura del TEG pobre proveniente del rehervidor. Asimismo, esta condición podría acentuarse al operar con una configuración de pozos que genere una producción de gas húmedo de mayor temperatura.
	Evap. Contactora Gas Reg.	0,002	0,7%	Alta temperatura en TEG pobre	La evaporación en la contactora de gas de regeneración se debe a la alta temperatura del TEG pobre proveniente del rehervidor.
	Falla Economizador + Alta T rehervidor	0,142	56,4%	Falla funcional total economizador (Prueba de campo positiva)	La falla funcional identificada en el economizador de picadura en alguna zona del serpentín genera problemas en la transferencia de calor del TEG rico con el vapor de agua y vapor de TEG, generando que el vapor de TEG no pueda condensarse e incrementado pérdidas en forma de vapor.
<b>Arrastre TEG</b>	Arrastre Contactora principal	0,055	22,0%	Baja presión en gas húmedo Estudio de coalescencia = Positivo	De acuerdo con el arrastre de TEG en el filtro coalescedor evidenciado por el estudio de coalescencia, se identifica una baja eficiencia y posible subdimensionamiento de elementos en el filtro coalescedor de ambas contactoras.
	Arrastre Contactora secundaria	0,009	3,5%	Estudio de coalescencia = Positivo	
<b>Fugas mecánicas</b>	Fuga mecánica	0,001	0,5%	Evidencia de fuga en campo	Se evidencia una condición de fugas mecánicas cuya causa raíz está asociada a la alta temperatura del TEG pobre que degrada la integridad de los sellos elastómeros que aíslan el lado proceso del ambiente.
<b>Consumo TEG Total</b>	Total estimado	0,251	100%		La suma total de todos los factores de pérdida de TEG es de 25,1 Gal TEG/ MMSCF. Siendo el valor real promedio de 0,26 Gal TEG/ MMSCF, se puede afirmar que se ha podido cuantificar el 96% de los factores de pérdidas totales de TEG en el sistema.
	Total Real 2020	0,260	104%	4%	

*Fuente: Elaboración propia*

En la Tabla 49, se muestra el ranking de los factores de pérdida de TEG para el tren criogénico 4 y en la Figura 47, se muestra el Pareto de factores de pérdida de TEG.

**Tabla 49**

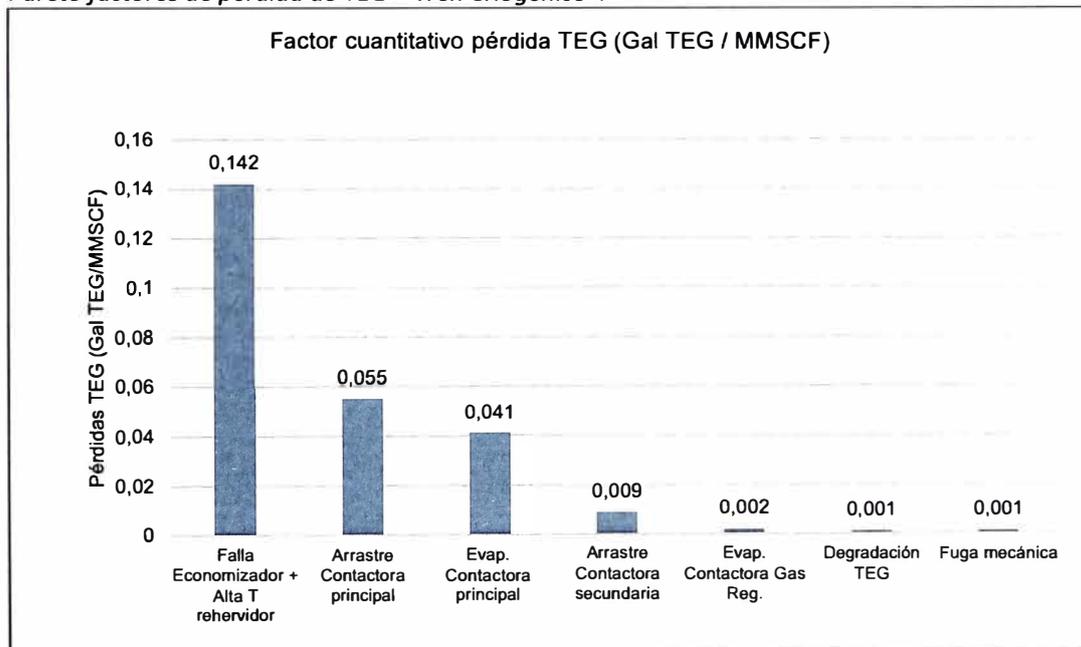
*Ranking factores de pérdida de TEG – Tren criogénico 4*

Factor cualitativo de pérdida TEG	Factor cuantitativo pérdida TEG (Gal TEG / MMSCF)	% Pérdida TEG total
Falla Economizador + Alta T rehervidor	0,142	56,57%
Arrastre Contactora principal	0,055	21,91%
Evap. Contactora principal	0,041	16,33%
Arrastre Contactora secundaria	0,009	3,59%
Evap. Contactora Gas Reg.	0,002	0,80%
Degradación TEG	0,001	0,40%
Fuga mecánica	0,001	0,40%
Total	0,251	100,00%

*Fuente: Elaboración propia*

**Figura 47**

*Pareto factores de pérdida de TEG – Tren Criogénico 4*



*Fuente: Elaboración propia*

De acuerdo con la Tabla 48 y Figura 49, los principales factores de pérdida de TEG son la falla del economizador de TEG y alta temperatura de operación en el rehervidor (56,57%), el arrastre de TEG en la contactora principal y filtro coalescedor (21,91%) y evaporación en la contactora principal (16,33%). En total considerando los 3 principales factores de pérdida de TEG se obtiene el 94,82% del total de pérdidas de TEG.

#### 4.4 Propuesta de Plan de acción

En la Tabla 50, se muestra el plan de actividades propuesto para reducir el consumo de TEG a un valor promedio de 0,06 Gal TEG/MMSCF.

**Tabla 50**

*Plan de actividades recomendados*

<b>Factores de consumo TEG</b>	<b>Factor cualitativo de pérdida TEG</b>	<b>Plan de acción recomendada</b>
<b>Degradación</b>	Degradación TEG	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Ajustar la temperatura de operación del rehervidor a 385°F.</li> <li>- Dosificar un buffer en baja dosificación para el control del pH para evitar problemas de corrosión en el sistema de TEG y afectación a economizador</li> </ul>
<b>Evaporación</b>	Evap. Contactora principal	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Ajustar la temperatura de operación del rehervidor a 385°F.</li> </ul>
	Evap. Contactora Gas Regeneración Evap. Rehervidor + Falla del economizador	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reemplazo total del economizador en parada de planta</li> <li>- Monitorear periódicamente el pH del glicol</li> </ul>
<b>Arrastre TEG</b>	Arrastre Contactora principal / Contactora Gas regeneración	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Modificando con soporte de proveedor empaques internos del filtro coalescedor a través por otra mayor capacidad de carga líquida (arrastre de TEG) y una condición de diseño para una menor presión de operación</li> </ul>
<b>Fugas mecánicas</b>	Fuga mecánica	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Intervenir la bomba de TEG pobre para mantenimiento correctivo</li> <li>- Reducir la temperatura de operación del rehervidor a 385 °F</li> <li>- Monitorear la eficiencia de transferencia de calor post reemplazo del economizador con soporte de simulador y controlar temperatura de TEG pobre de ingreso a bombas de 235°F</li> </ul>

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

## **4.5 Implementación de Plan de acción**

El plan de acción propuesto en la Tabla 50 describe las acciones para gestionar a través de ajustes operativos e implementaciones, los factores de pérdida de TEG a fin de reestablecer el consumo normal de TEG en el tren criogénico 4 a un valor estimado menor a los 0,15 Gal TEG/MMSCF gas procesado.

A continuación, se muestra el resumen de la acción ejecutada y el resultado global obtenido:

### **4.5.1 Ajuste de la temperatura del rehervidor**

Se ajustó la temperatura del rehervidor a un valor de 385°F desde un valor inicial de 397 °F. De esta forma, la temperatura máxima del TEG en el proceso de regeneración es menor que la temperatura de degradación del glicol, la cual se encuentra en el orden de los 405°F.

El ajuste se realiza gradualmente desde sala de control de acuerdo con las siguientes consideraciones:

- Ajustar la temperatura de 1°F cada 4 horas.
- Tomar una muestra de TEG rico y TEG pobre para evaluar la pureza del TEG pobre a fin de que no se reduzca a valores menores a 98,4% w/w.
- Monitorear el punto de rocío en la hora 23 de adsorción de los tamices moleculares para confirmar una adecuada deshidratación por el ligero incremento de humedad.

#### 4.5.2 Dosificación de un buffer de regulación de pH

En el análisis de calidad del TEG rico y TEG pobre se identificó un carácter ácido en dichos componentes, obteniendo como resultado un pH promedio de 5,5 en ambos fluidos. Dicha condición requiere ser confirmada a través de una segunda prueba de análisis de pH con soporte externo de un proveedor para confirmar el carácter ácido de los glicoles y proceder a dosificar un regulador de pH.

El regulador de pH recomendado por Brenntag, el cual es el proveedor de glicoles para el procesamiento de gas en PdG Malvinas, es el inhibidor de corrosión Coastal 1755-C5. Dicho químico es ampliamente utilizado en la industria para neutralizar la acidez del glicol y controlar la corrosión en el sistema de regeneración.

El análisis de medición de pH del TEG utilizado por PPC y Brenntag se basa en la norma *ASTM D1287 Método de prueba estándar para el pH de los refrigerantes y antioxidantes del motor*.

En la Tabla 51, se muestra los resultados del análisis de pH realizado tanto por Calidad PPC y por el proveedor Brenntag para 4 muestras tomadas de TEG pobre.

**Tabla 51**

*Análisis de pH TEG rico/TEG pobre de PPC & Brenntag*

# Muestra	pH (50% solución en agua)		Diferencia
	PPC Malvinas	Brenntag	
TEG rico 1	5,06	5,56	0,5
TEG pobre 1	5,40	5,87	0,5
TEG rico 2	4,84	5,26	0,4
TEG pobre 2	4,53	4,72	0,2

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

Como se muestra en la Tabla 51, se muestra los resultados obtenidos en el análisis realizado por Brenntag es de 5,35, concluyendo que hay reproducibilidad entre los resultados obtenidos de ambas fuentes y que el pH del TEG es ácido.

A partir de esto, Brenntag recomienda la dosificación del inhibidor de corrosión Coastal 1755-C5 en una dosificación de 0.38 ml IC 1755/gal TEG para elevar el pH de a 8.0 upH.

En la Tabla 52, se muestra la prueba de estabilidad térmica del TEG con la dosificación recomendada y el pH obtenido a nivel laboratorio.

**Tabla 52**

*Resultados laboratorio prueba estabilización pH TEG*

Muestra de TEG	pH		Post prueba de Estabilidad Térmica @ 410 °F	Formación de espuma
	Valor inicial	TEG + IC 1755 C (0.38 ml/gal TEG )		
	4,53	7,9	7,07	No

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2020)*

De acuerdo con la Tabla 52, se muestra que la dosificación de pH recomendada permite llegar a un valor de 7,9 desde los 4,53 UpH. En adición, no se genera la formación de espuma por incrementar el pH del glicol hasta un valor cercano a 8 y el glicol presenta buena estabilidad térmica sin degradarse, evidenciado en un pH final de 7,07.

#### **4.5.3 Intervención del economizador**

Dado que no se puede conocer el modo de fallo real del economizador hasta poder retirarlo y realizar la inspección correspondiente, la mejor estrategia para reestablecer la operación del sistema de regeneración de glicol es reemplazar el economizador dañado por uno nuevo y reiniciar la operación del tren criogénico. El escenario más propicio para el reemplazo del economizador es en una parada de planta,

donde se prevea detener la operación del tren criogénico 4. Dicha actividad fue programada para la parada total de abril 2021. En la Figura 48 se muestra una imagen referencial del economizador dañado previo a ser retirado y ser reemplazado por uno nuevo.

#### **Figura 48**

*Aspecto visual del economizador dañado*



*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2021)*

Como se muestra en la Figura 48, preliminarmente el aspecto visual del economizador presenta signos de corrosión en el serpentín y en los cordones de soldadura. Sin embargo, es conveniente completar la inspección y el análisis de integridad del equipo a través de pruebas de hermeticidad del equipo para confirmar el modo de daño.

Posterior a la instalación del nuevo economizador, se procede a evaluar las condiciones de operación del economizador como se muestra en la Tabla 53. En el Anexo E, se encuentran las condiciones de diseño del nuevo intercambiador a instalar.

**Tabla 53****Resultado condiciones de operación Skid de TEG post reemplazo economizador**

Equipo	Parámetro	Unidad	Rango de operación normal	Mar-20	Jun-21	Comentario
<b>Economizador</b>	T. salida TEG Rico	°F	140 - 180	130	144	Dentro de rango
	T. salida vapor de agua	°F	210 - 225	257,1	220,0	Dentro de rango
<b>Separador flash</b>	Presión	psig	50 - 65	59,2	61,0	Dentro de rango
<b>Prefiltro</b>	Presión diferencial	psi	0,1 - 5	0,4	0,5	Dentro de rango
<b>Filtro carbón activado</b>	Presión diferencial	psi	0,1 - 5	0,2	0,3	Dentro de rango
<b>Post Filtro</b>	Presión diferencial	psi	0,1 - 5	0,3	0,3	Dentro de rango
<b>Intercambiador de calor TEG Rico/ TEG pobre</b>	T. TEG pobre ingreso	°F	360 - 400	394	384	Dentro de rango
	T. TEG pobre salida	°F	220 - 245	250	231	Dentro de rango
<b>Rehervidor</b>	T. TEG fondo rehervidor	°F	360 - 400	398	385	Dentro de rango
<b>Separador de tope</b>	Temperatura	°F	75 - 90	95,4	84,5	Dentro de rango

Fuente: *Elaboración propia en base a (PPC, 2021)*

Como se muestra en la Tabla 53, posterior a la instalación del nuevo economizador de glicol, se reestableció las condiciones de operación del sistema de regeneración de TEG. El vapor de agua a la salida del economizador volvió a su temperatura normal de operación de 220 °F y el separador flash recuperó su presión inicial de 61 psig.

De lo anterior, todo el sistema de regeneración se encuentra en condiciones operativas dentro del rango establecido.

#### **4.5.4 Reemplazo de filtros coalescedores**

La evaluación realizada a través de los filtros coalescedores de la contactora principal de TEG y contactora de gas de regeneración evidenció que los elementos filtrantes presentan un problema de subdimensionamiento. En adición, el ultimo reemplazo de estos elementos fue realizado en el abril 2017.

Se definió con el soporte de PALL reemplazar el tipo de elementos coalescedores de la marca PECO por los elementos filtrantes SepraSol Plus L/G. En el Anexo F, se muestra el detalle técnico de dicho filtro coalescedor. El filtro coalescedor propuesto a instalar tiene una mayor área de coalescencia, de acuerdo con la tecnología de PALL y permite retener el 99,99% de aerosoles (gotas de líquido presente en el gas).

En la Figura 49, se muestra una imagen referencial del reemplazo del elemento coalescedores existentes PECO por los nuevos elementos filtrantes SepraSol de PALL.

**Figura 49**

*Proceso de reemplazo de elementos del filtro coalescedor de la contactora principal*



*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2021)*

Posterior al reemplazo de filtros coalescedores PECO por los elementos propuesto de la marca PALL en ambas contactoras de glicol, se evalúa nuevamente a través del estudio de niebla para identificar el rendimiento actual de los nuevos elementos coalescedores. En la Tabla 54, se muestra el resultado del rendimiento de los nuevos elementos filtrantes de acuerdo con los resultados del estudio de niebla.

**Tabla 54**

*Estudio de coalescencia en filtros coalescedores nuevos*

Filtro coalescedor	Caudal gas (MMSCFD)	Tiempo prueba (Horas)	Glicol recuperado		Pérdida TEG	
			Litros	Galones	Gal TEG/día	Gal TEG/MMSCF
Contactora principal	383	24	0	0	0	0
Contactora Gas regeneración	12	24	0	0	0	0

*Fuente: PPC y elaboración propia*

De acuerdo con la Tabla 54, se muestra los resultados del estudio de coalescencia no evidencia recuperación alguna de líquidos tanto TEG como hidrocarburos en ambas contactoras de glicol evaluadas. Dicha condición evidencia la efectividad de los elementos filtrantes y la retención de un posible arrastre de TEG desde la contactora principal y contactora de gas regeneración.

**4.5.5 Intervención de bombas TEG pobre por fugas**

De la evaluación realizada en campo se evidenció que una de las bombas de TEG pobre presenta un goteo excesivo. Debido a que estas bombas reciprocantes tienen redundancia, no es necesario parar el sistema de regeneración de glicol para realizar su intervención. Por ello, se procedió a parar la bomba con la condición de fuga evidente para su intervención y análisis. En la reparación integral de bomba reciprocante se realizaron las siguientes acciones:

- Reemplazo de cigüeñal, bielas, cojinetes y válvulas de descarga.
- Se reutilizan válvulas de succión al pasar prueba de calidad
- Se reemplaza el sello del pistón #2, el cual presentaba una pequeña fuga desde el proceso al drenaje abierto.

La causa raíz de la pérdida de integridad del sello de uno de los pistones se debe a la alta temperatura del TEG pobre proveniente del intercambiador TEG rico / TEG pobre, el cual, debido a la rotura del economizador, había perdido flujo de TEG rico para generar una adecuada transferencia de calor, incrementando la temperatura del glicol que ingresa hacia las bombas hasta valores puntuales de 250°F. Posterior a la intervención, el goteo se reduce a 0 gotas/minuto evidenciando una intervención efectiva y dado que la temperatura del TEG pobre de ingreso se encuentra en el orden de los 231 °F post intervención del economizador, la causa raíz del problema fue gestionada.

#### **4.6 Resultados de implementación de plan de acción**

Posterior a la implementación del plan de acción descrito en la Tabla 50 para el mes de abril 2021, se procede a evaluar los resultados a través de la simulación final de procesos con las condiciones operativas del periodo de junio 2021 a fin de evaluar la estabilidad del sistema con cambios realizados.

En la Tabla 55, se muestra el resumen de resultados obtenidos por la implementación del plan de acción propuesto considerando el consumo de TEG global estimado y su comparación con el consumo real para el periodo de junio 2021. Mayor detalle, ver la simulación con las condiciones operativas obtenidas post implementación en el Anexo D.

**Tabla 55**

*Resultados implementación de Plan de acción Tren criogénico 4 – Jun 2021*

<b>Secuencia de implementación de acciones</b>	<b>T. rehervidor (°F)</b>	<b>Contenido humedad gas húmedo (Lb agua/MMSCF)</b>	<b>Pureza de TEG pobre (% w/w)</b>	<b>pH TEG rico/Pobre promedio</b>	<b>Consumo por evaporación</b>	<b>Consumo global TEG estimado</b>	<b>Consumo TEG real</b>
<b>Condiciones operativas: marzo 2020</b>	397	6,938	0,988	5,5	0,185	0,251	0,260
<b>Ajuste Temperatura rehervidor</b>	385	7,974	0,986	5,5	0,173	0,239	
<b>Dosificación buffer regulador pH</b>	385	7,974	0,986	7,9	0,173	0,238	
<b>Intervención de economizador</b>	385	7,974	0,986	7,9	0,059	0,124	
<b>Reemplazo elementos filtrantes coalescedor C. principal / C. Gas regeneración</b>	385	7,974	0,986	7,9	0,059	0,060	
<b>Intervención de bombas de TEG pobre</b>	385	7,974	0,986	7,9	0,059	0,059	
<b>Condiciones operativas: junio 2021</b>	385	7,974	0,986	7,9	0,059	0,059	0,064

*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2021)*

De acuerdo con la Tabla 55, se muestra que la implementación del plan de acción propuesto en la Tabla 50 permitió reducir el consumo global de TEG de 0,26 Gal TEG/MMSCF en marzo 2020 hasta un valor de 0,064 para el mes de junio 2021. Asimismo, el resumen del resultado se describe a continuación:

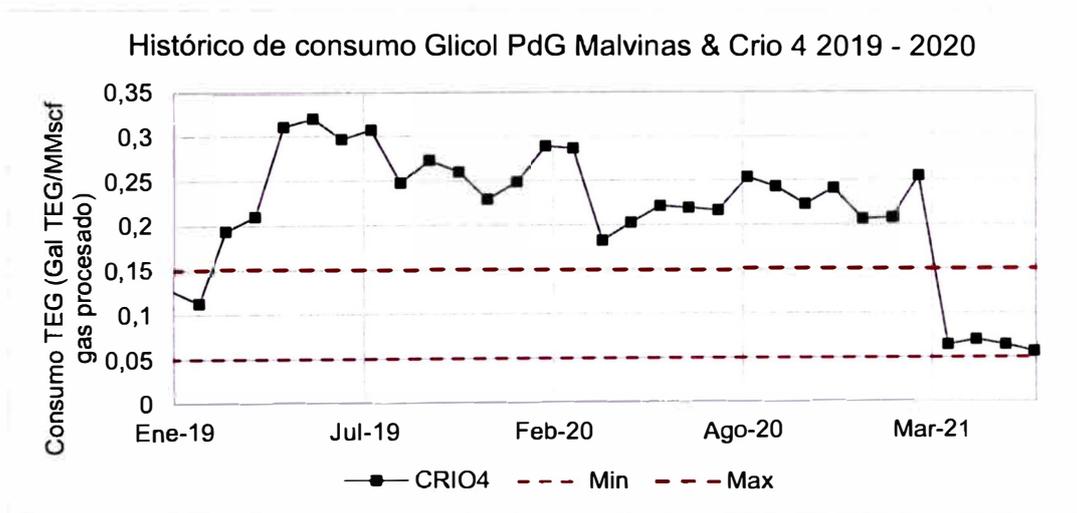
- El ajuste en la temperatura del rehervidor de 397 °F a 385 °F permitió reducir un total de 0,012 Gal TEG/MMSCF, de 0,251 Gal TEG/MMSCF a 0,239 Gal TEG/MMSCF. Dicha reducción representa el 4,7% del total de pérdida de TEG inicial.
- La dosificación del regular de pH Coastal 1755-C5 permitió regular el pH de un valor de 5,5 a 7,9 sin generar formación de espuma o disminuir la estabilidad térmica del glicol a temperatura de 404 °F que pueda reducir el volumen total del TEG. Dicha reducción fue evaluada en laboratorio y representa el 0,4% del total de pérdida de TEG inicial.
- La intervención y reemplazo del economizador por uno nuevo permitió reestablecer las condiciones de operación dentro de los valores aceptables de acuerdo con la ventana operativa propuesta, siendo el valor más resaltante la reducción de temperatura de vapor de agua de salida de un valor de 257 °F a un valor de 220 °F. La reducción de consumo global estimado fue de 0,114 Gal TEG/MMSCF, que representa un 45,4% de las pérdidas totales de TEG de marzo 2020.
- El reemplazo de los elementos filtrantes coalescentes PECO por los elementos filtrantes SepraSol Plus L/G propuestos por PALL permitió controlar totalmente el arrastre de glicol en el sistema de deshidratación con TEG y sistema de gas de regeneración. Dicho resultado se comprobó a través del estudio de niebla evidenciando un contenido total de arrastre de TEG final de 0 gal TEG/MMSCF. Debido a esto, la reducción de las pérdidas totales de TEG fue de 0,064 Gal TEG/MMSCF, que representa el 25,5% del total de pérdidas de TEG correspondientes a marzo 2020.

- La intervención de la bomba de TEG pobre debido a la fuga mecánica identificada en el relevamiento fue efectiva, dado que pudo controlar el goteo al realizar un mantenimiento integral a todos sus componentes incluyendo el reemplazo del sello correspondiente al pistón #2. El control del goteo significó una reducción de 0,001 Gal TEG/MMSCF que corresponde al 0,4% de las pérdidas totales de TEG identificadas en marzo 2020.

Como se muestra en la Figura 50, la tendencia de consumo total de TEG del tren criogénico 4 se reestablece posterior a la implementación del plan de acción en abril 2021 y se mantiene estable y dentro del límite recomendado por la GPSA de 0,05 – 0,15 Gal TEG/MMSCF.

**Figura 50**

*Tendencia de consumo total de TEG enero 2019 – junio 2021*



*Fuente: Elaboración propia en base a (PPC, 2021)*

## Conclusiones

### Conclusión general

Del análisis realizado, se concluye que la metodología utilizada para evaluar las causa raíz del alto consumo de TEG en Skid de glicol del tren criogénico 4 permitió identificar y cuantificar los principales factores de pérdida de TEG. Dicha metodología considera el análisis estructurado de los siguientes parámetros del glicol y del sistema de deshidratación con TEG:

Evaluación de calidad del gas húmedo, TEG rico y TEG pobre

Evaluación de condiciones operativas del sistema de deshidratación

Simulación de procesos del sistema de deshidratación

Evaluación de condiciones operativas y pruebas en campo.

Asimismo, los principales factores de pérdida de glicol identificados y cuantificados en el tren criogénico 4 son:

La evaporación de TEG en contactoras y rehervidor (54,4%)

El arrastre de TEG por selección de filtros coalescedores (24,6%)

Pérdida por fuga mecánica de TEG en bomba recirculación (0,5%)

Degradación del glicol por operación a alta temperatura (0,5%)

La suma de dichos factores de TEG identificados es de 96,6% del consumo total real medido en el tren criogénico 4, siendo un valor aceptable respecto del total, considerando la suma de margen de error de los diferentes métodos utilizados, así como el margen de error de la propia medición de consumo de TEG total real.

Dichos factores pueden ser utilizados como referencia para la evaluación de la operación de un sistema de deshidratación convencional que evidencie un elevado consumo de TEG. En adición, la identificación de los factores descritos anteriormente permite desarrollar un plan de acción para reestablecer el consumo de glicol a un valor de consumo dentro del rango recomendado por la GPSA de 0,05 – 0,15 Gal TEG/MMSCF gas procesado.

El plan propuesto para reestablecer el consumo de TEG en el tren criogénico 4 es:

Ajuste operativo de la temperatura del rehervidor de 397°F a 385°F

Dosificación del regulador de pH en el glicol para el control de acidez

Reemplazo total de economizador en parada de tren criogénico 4

Seleccionar nuevos elementos de filtros coalescedores para control de arrastre de TEG

Intervención de bomba de TEG pobre con evidencia de fuga mecánica

De acuerdo con el plan descrito, la implementación del plan permitió reducir las pérdidas de glicol de 0,26 a 0,064 Gal TEG/ MMSCF gas procesado, es decir, una reducción del 75,3% del total de pérdidas de TEG reportadas en marzo 2020.

Asimismo, las actividades que tuvieron un mayor impacto en la reducción de TEG fueron la intervención y reemplazo del economizador con una reducción del 45,5% y el reemplazo de elementos coalescedores filtrantes, con una reducción de 25,5%.

### **Conclusiones específicas**

2. De acuerdo con la simulación de procesos desarrollada a las condiciones de operación de enero 2020, el consumo estándar del sistema de deshidratación de glicol del tren criogénico 4 a las condiciones actuales de operación es de 0,054 Gal TEG/MMSCF. Considerando que para el periodo de enero 2020 el factor de pérdida real de TEG es

de 0,11 Gal TEG/MMSCF, se evidencia que pese a estar dentro del rango recomendado por la GPSA de 0,05 – 0,15 Gal TEG MMSCFD, existe un incremento del consumo que requiere una evaluación preventiva del sistema de deshidratación con TEG a fin de evitar superar el valor de consumo recomendado.

3. La causa raíz de la acidificación del glicol su degradación por operar a temperaturas cercana a los 400°F en el rehervidor. La degradación del glicol reduce la eficiencia de absorción de la humedad en la contactora principal y operativamente promueve a utilizar glicol pobre nuevo para su reemplazo. Asimismo, la degradación del TEG también acidifica el sistema de deshidratación de TEG y promueve la corrosión de equipos, como el economizador.
4. Una falla funcional del economizador tal como una picadura, genera un desbalance térmico que incrementa abruptamente las pérdidas de TEG por evaporación en el rehervidor. La falla funcional por fuga del economizador se debió a la acidificación del glicol y progresiva picadura de las uniones del economizador con su torre. Al ser un mecanismo de corrosión progresivo, esta picadura evoluciona en el tiempo y puede llegar al punto de generar una fuga total del glicol rico hacia el rehervidor. Para solucionar esta condición, se debe realizar un reemplazo total del economizador en parada del tren criogénico, monitorear periódicamente el pH del glicol e incluir alarmas de operación preventiva de temperatura para evidenciar algún cambio en la operación del economizador como lo es una fuga que puede agravarse en el tiempo.
5. Los filtros coalescedores no son eficientes para retener el arrastre de TEG cuando el punto operativo de dichos elementos sale del margen de diseño o si el área de coalescencia es baja según el diseño entregado por el proveedor. Para marzo 2020, la presión de operación del gas húmedo de 1255 psig llevo a incrementar la velocidad del gas húmedo a 42,5 ft/s (0,8 ft/s más respecto de enero 2019). Asimismo, se

confirma el arrastre de glicol en ambas contactoras de TEG por la prueba de estudio de coalescencia, donde se evidencia presencia de líquido aguas abajo de los filtros coalescedores. Para un filtro coalescedor de buena eficiencia, no debe evidenciarse arrastre de TEG (arrastre de TEG = 0 Gal TEG/MMSCF). Esta condición se supera realizando el estudio de coalescencia con soporte del proveedor de elementos coalescentes para validar unos filtros de mayor capacidad de carga líquida (arrastre de TEG) definida por una mayor área de coalescencia y que puedan operar a una menor presión de operación.

6. Las bombas de TEG pobre son bombas reciprocantes con sellos elastoméricos en los pistones que pueden degradarse progresivamente debido al bombeo de TEG a alta temperatura, por encima de los 235°F. La alta temperatura del TEG se origina principalmente por la alta temperatura de operación del rehervidor y la baja eficiencia de transferencia de calor del intercambiador de calor TEG rico/TEG pobre, que puede deberse a una reducción del caudal del TEG rico debido a la falla funcional del economizador. La solución directa para controlar las fugas es intervenir la bomba de TEG pobre para mantenimiento correctivo, reducir la temperatura de operación del rehervidor y monitorear la eficiencia de transferencia de calor post reemplazo del economizador.
  
7. El intercambiador de calor de TEG Rico/TEG pobre evidencia una variación promedio 6 °F entre la temperatura de ingreso de TEG rico y salida de TEG pobre hacia las bombas. Sin embargo, esta variación no está asociada a alguna condición de ensuciamiento o pérdida de eficiencia en la transferencia de calor en el propio equipo, sino que está siendo afectado por la falla funcional del economizador que genera una reducción del caudal de TEG rico y en la transferencia de calor con el TEG pobre. En consecuencia, la salida de este último tiene una mayor temperatura hacia las bombas

reciprocantes. Para retornar a las condiciones de operación normal de del intercambiador de calor, debe restituirse las condiciones de temperatura referentes al rehervidor y economizador para posteriormente, realizar nuevamente un monitoreo de las condiciones de operación del equipo, tanto en SCD-Delta V como estimar la eficiencia de transferencia de calor a través del simulador.

## Recomendaciones

De acuerdo con las conclusiones descritas en la evaluación, se comparte las siguientes recomendaciones a ejecutar:

Se recomienda identificar las variables y condiciones operativas críticas de un sistema de deshidratación con TEG para su monitoreo periódico a fin de poder evidenciar alguna variación o condición en el proceso que pueda afectar el consumo de glicol, incluso cuando este se encuentra dentro del valor recomendado de consumo por la GPSA.

Se recomienda monitorear el consumo de glicol de un sistema de TEG considerando los valores de referencia de la GPSA (0,05 – 0,15 Gal TEG/MMSCF). En caso dicho consumo supere el límite superior o en su defecto se evidencie un incremento continuo del mismo, tomar como referencia la metodología utilizada para evaluar un sistema de glicol estándar o con sus variantes.

Para identificar de manera cualitativa los factores de pérdida de TEG, se recomienda tomar como línea base los factores identificados en este estudio, ya sea: evaporación, arrastre, fugas mecánicas y degradación del TEG.

Para estimar cuantitativamente el grado de pérdida de TEG de los factores previamente identificados, se puede utilizar diferentes métodos tales como: simulación de procesos para estimación de pérdidas de TEG por evaporación, estudio de coalescencia gas/líquido para estimación de pérdidas de TEG por arrastre, prueba de resistencia térmica de TEG para identificar degradación e inspección en campo para identificar fugas de TEG (conteo de gotas).

## Referencias bibliográficas

- BRENNTAG. (1994). *Troubleshooting Glycol Dehydrators*. Brenntag.
- Campbell, J. M. (1992). *Gas conditioning and processing*. Campbell Petroleum Series.
- Carroll, J. (2014). *Natural Gas Hydrates, A guide for Engineers*. Elsevier.
- Chebbi, R., Qasim, M., & Jabbar, N. A. (2019). Optimization of triethylene glycol dehydration of natural gas. *ECONSTOR*.
- Crini, G. (2010). *Sorption Processes and Pollution: Conventional and Non-conventional*. Besancon, France: Université de Franche - Comté.
- Department, S. &. (October de 1995). Side Stream Liquid / Gas Coalescer Testing. Houston, TX, USA: PALL.
- DINON, H. K. (2013). *Manage TEG liquid and corrosion in sales gas pipelines*. Brisbane, Australia: Gas Processing & LNG.
- Engineering, B. R., Soave, G., & M., M. (2013). Estimating TEG Vaporization Losses in TEG Dehydration Unit. *PetroSkills*.
- GPSA. (2004). *Engineering Data Book*. Gas Processors Suppliers Association.
- Gupta, A. (1996). *Reduction Of Glycol Loss From Gas Dehydration Unit At offshore Platform in Bombay Offshore*. Abu Dhabi: SPE.
- I.M.T. Arubi, S. A. (2008). Optimizing Glycol Dehydration System for Maximum Efficiency: A Case Study of a Gas Plant in Nigeria. *SPE*.
- Katz, D. L. (1959). *Handbook of Natural Gas Engineering*. McGraw - Hill.

- Khalaf, D. A. (2017). Sensitivity Analysis and Simulation of TEG Dehydration Unit in Central Rumaila Compression Station in Basrah - Iraq. *Chemical Engineering Department - University of Basrah*.
- Ltd, A. O. (2022). *Indiamart*. Obtenido de <https://www.indiamart.com/acuro-organics-ltd/>
- Mendoza. (2021). *OPTM-PROCESS-MAL-001-20-2 Plan de reducción de consumo anual de TEG*. Cusco, Peru: PPC.
- Mendoza, G. (2020). *OPTM-PROCESS-MAL-001-20-6 Plan de reducción de consumo anual de TEG*. Malvinas, Cusco - Peru: PPC.
- Micucci, L. (2020, October). The Gas Natural Dehydration Process. *GasPro 2.0: A Webcast Symposium* (p. 2). Gas Processing & LNG. Retrieved from Gulf Publishing Holdings LLC.
- Mokhatab, S. (2015). *Natural Gas Transmission and Processing, Principles and practices*. Elsevier.
- OSINERGMIN. (2012). *Proyecto Planta Malvinas*. Obtenido de [Http://Gasnatural.Osinerg.Gob.Pe/Contenidos/Gobierno\\_regional/Avance\\_proyectos-Planta\\_malvinas.Html](Http://Gasnatural.Osinerg.Gob.Pe/Contenidos/Gobierno_regional/Avance_proyectos-Planta_malvinas.Html).
- OSINERGMIN. (2013). *Plantas de separación de gas*. Obtenido de [Http://Gasnatural.Osinerg.Gob.Pe/Contenidos/Potenciales\\_inversionistas/Alcance\\_labores-Planta\\_separacion\\_gas\\_natural.Html](Http://Gasnatural.Osinerg.Gob.Pe/Contenidos/Potenciales_inversionistas/Alcance_labores-Planta_separacion_gas_natural.Html).
- Pearce, R. L. (1984). Fundamentals of Gas Dehydration design and operation. *The Dow Chemical Company*.
- Peru, P. (2014). *DOC-PERMAL-0006P-02 Separación Criogénica N°4*. Cusco, Perú.
- Peru, P. (2019). *Consumo TEG PdG Malvinas - Crio 4*. Cusco: PPC.

Rosen, W. (2003). *Stripper in Dehydration Plant*. Houston, Texas: Petroleum Learning Programs.

Stewart, M. (2011). *Gas Dehydration Field Manual*. Elsevier.

Stewart, M. I. (2014). *Surface Production Operations*. Elsevier Inc.

Wang, X. (2009). *Advanced Natural Gas Engineering*. Gulf Publishing Company.

## **Anexos**

- Anexo A: Propiedades fisicoquímicas de glicol – Dow Chemical
- Anexo B: Simulación de procesos – Condiciones enero 2019
- Anexo C: Simulación de procesos – Condiciones marzo 2020
- Anexo D: Simulación de procesos – Condiciones junio 2021
- Anexo E: Condiciones de diseño nuevo economizador Sistema de regeneración  
TEG – Crio 4
- Anexo F: Condiciones de diseño nuevo elemento filtro coalescedor C.principal / Gas  
Regen.

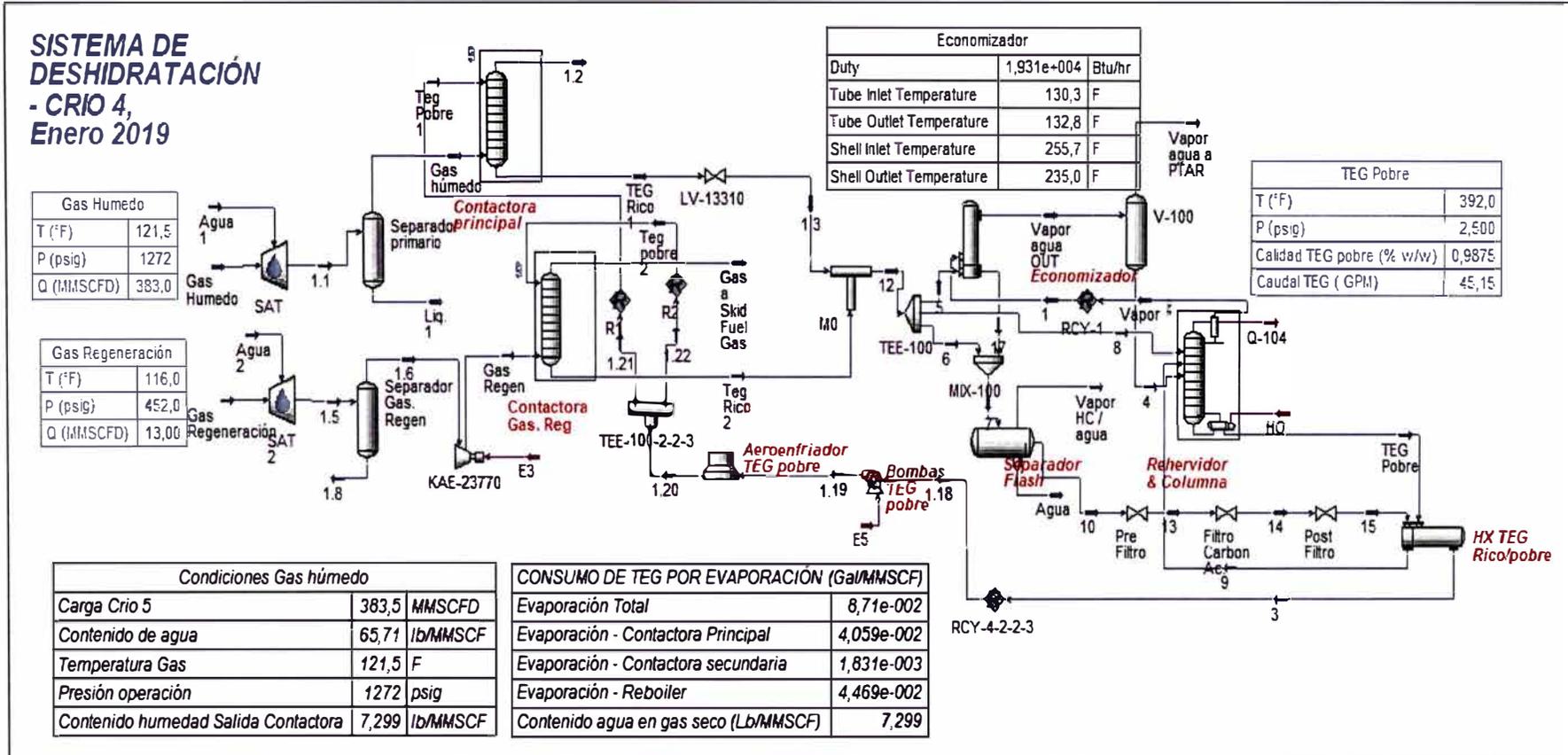
## ANEXO A

### *Propiedades fisicoquímicas de glicol – Dow Chemical*

Tabla de propiedades: TRIETILENGLICOL	
Composición / Información	2,2'-(ethylenedioxy) diethanol
Concentración	>= 99.5 %
Aspecto	Estado físico Líquido. Color Incoloro
Olor	Inodoro a ligero olor
pH	8
Punto/intervalo de fusión	-7 °C (19 °F) <i>Bibliografía</i>
Punto de congelación	-7 °C (19 °F) <i>Bibliografía</i>
Punto de ebullición (760 mmHg)	286.5 °C (547.7 °F) Ver bibliografía.
Punto de inflamación	copa cerrada 176 °C (349 °F) <i>ASTM D 93</i>
Velocidad de Evaporación (Acetato de Butilo = 1)	<0.01
Inflamabilidad (sólido, gas)	No Aplicable
Límites inferiores de explosividad	0.9 %(v) <i>Calculado.</i>
Límite superior de explosividad	9.2 %(v) <i>Estimado</i>
Presión de vapor	< 0.01 mm Hg a 20 °C (68 °F)
Densidad de vapor relativa	5,2
Densidad Relativa (agua = 1)	1.1255 a 20 °C (68 °F) / 20 °C <i>Bibliografía</i>
Solubilidad en agua	100%
Coefficiente de reparto noctanol/ agua	log Pow: -1.75 <i>Estimado</i>
Temperatura de auto-inflamación	347 °C (657 °F)
Temperatura de descomposición	No se disponen de datos de ensayo
Viscosidad Dinámica	49 cP a 20 °C (68 °F)
Viscosidad Cinemática	47.8 mm <sup>2</sup> /s
Propiedades explosivas	No explosivo
Propiedades comburentes	Sin datos disponibles
Peso molecular	150.18 g/mol

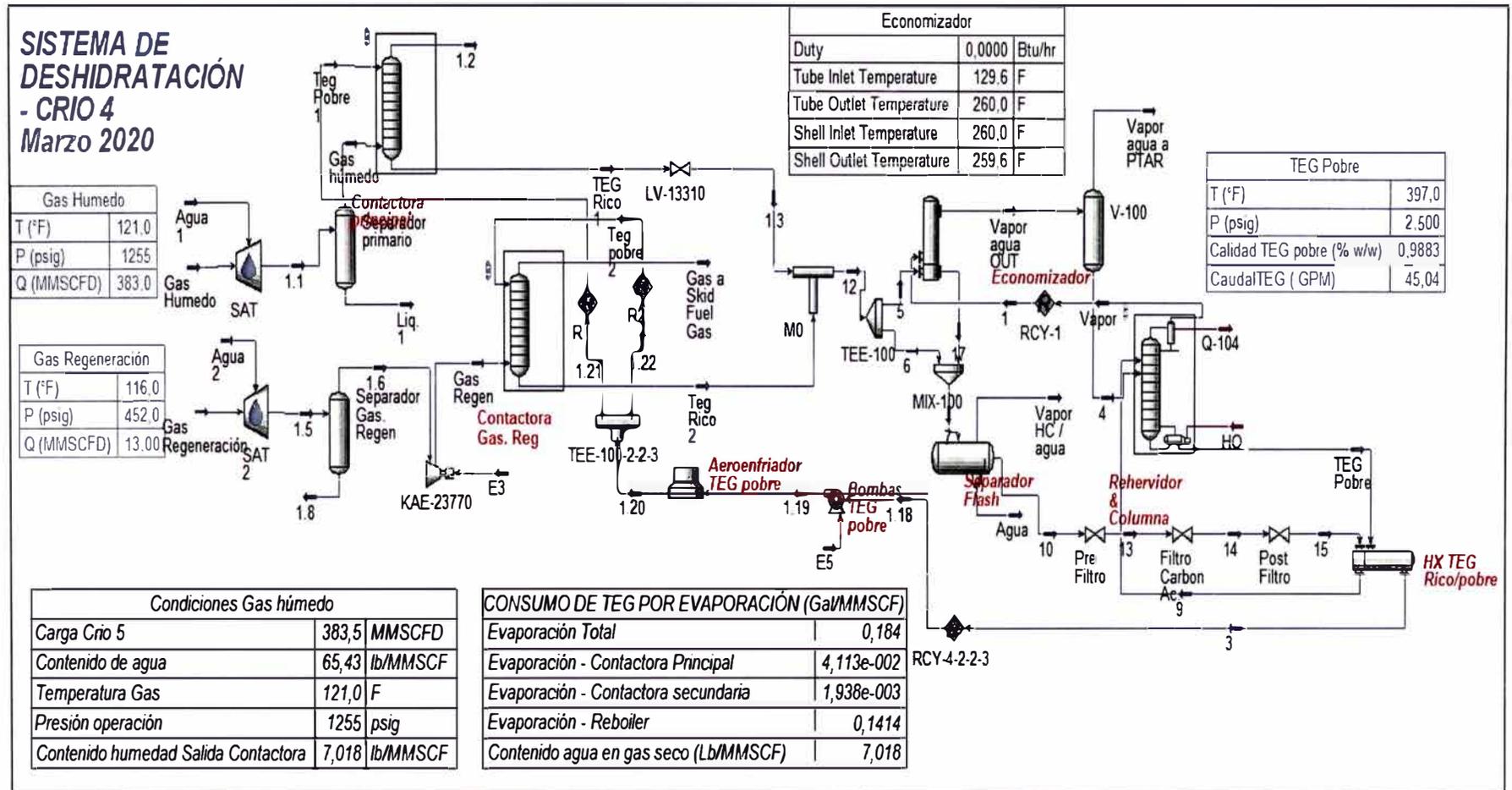
ANEXO B

Simulación de procesos – Condiciones enero 2019



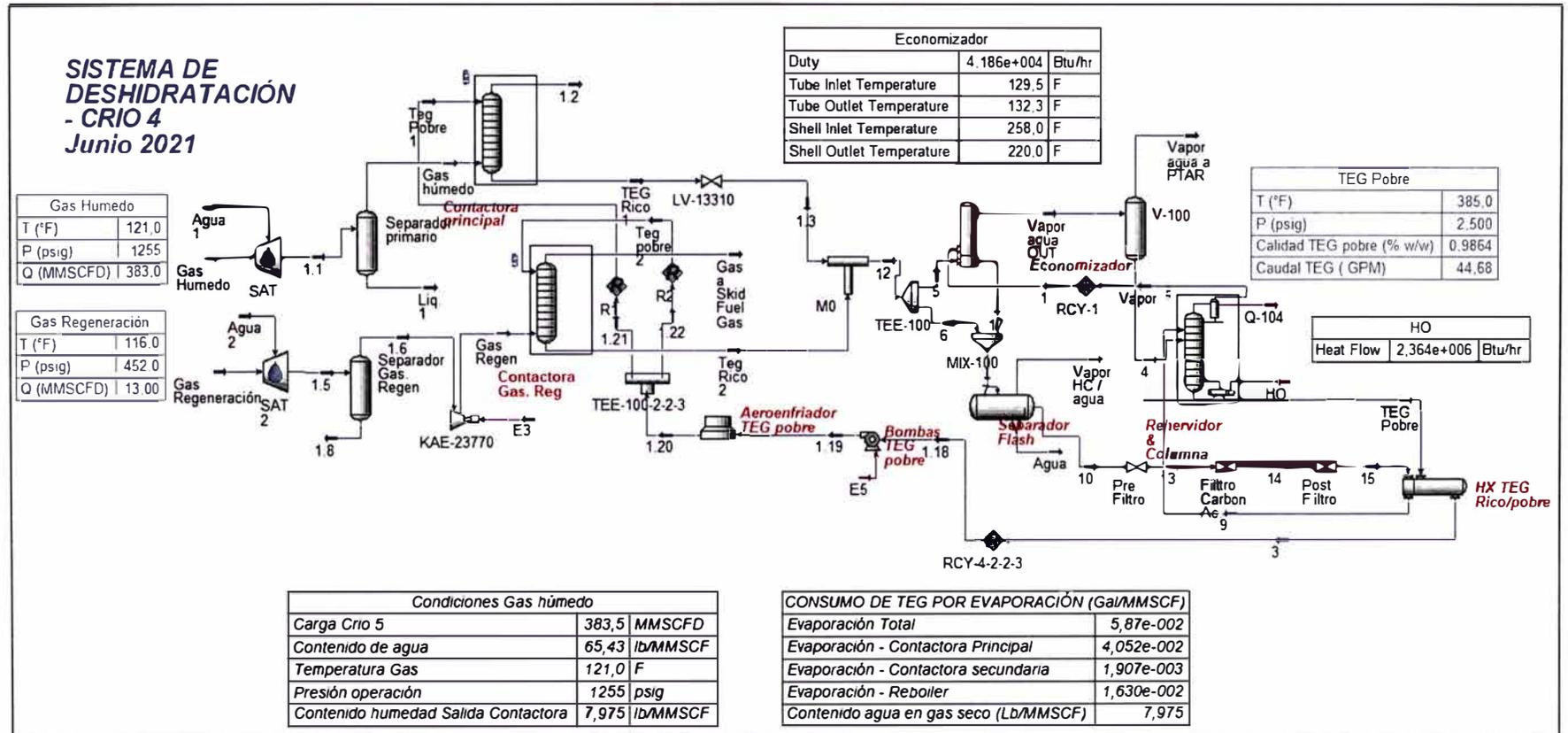
## ANEXO C

Simulación de procesos – Condiciones marzo 2020



## ANEXO D

Simulación de procesos – Condiciones junio 2021



## ANEXO E

### *Condiciones de diseño nuevo economizador Sistema de regeneración TEG – Crio 4*

PARÁMETRO	DESCRIPCIÓN / VALOR
ÁREA	Tren Criogénico 4
MAWP	185 psig
TEMPERATURA DE DISEÑO	450 °F
MATERIAL DEL SHELL	SA-516 Gr70
DIAMETRO INTERNO DEL SHELL	24 in
ESPESOR DE SHELL / HEADS	3/8 in
LONGITUD DE SHELL	171 in
NATIONAL BOARD No	1276
FLUIDO	GLICOL
AÑO DE FABRICACIÓN	2020

## ANEXO F

Condiciones de diseño nuevo elemento filtro coalescedor C.principal / Gas Regen.

SeptraSol Plus L/G Coalescer	
NUMERO DE PARTE	CS604LGH
TEMPERATURA MÁXIMA OPERACIÓN	180 °F
TEMPERATURA MÍNIMA OPERACIÓN	82 °F
CAIDA PRESIÓN OPERACIÓN ESTIMADA	15 psig
MÁXIMA PRESIÓN DIFERENCIAL	50 psig
CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE AEROSOL	99,99% a 0,3 um por DEP test
CAPACIDAD DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS	99,7% para partículas >0,3 por NaCl Test
LONGITUD COALESCEDOR	40 in
DIAMETRO COALESCEDOR	6 in
MATERIAL O RING	Viton
MATERIAL DEL HARDWARE	Acero inoxidable
MATERIAL END CAP	304 acero inoxidable