

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRES

FACULTAD DE INGENIERÍA

CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**“ESTUDIO DE EVALUACIÓN AL EFECTO DE LA SUMINISTRACIÓN
DE GAS STRIPPING EN LA REGENERACIÓN DEL GLICOL POBRE
DE LA PLANTA CARRASCO”**

POSTULANTE: UNIV. KAPA TICONA WILMER

TUTOR: MSc. ING. PEDRO REYNALDO MARÍN DOMINGUEZ

LA PAZ - BOLIVIA

2024



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

DEDICATORIA

Dedico el presente proyecto a mi padre Pascual Kapa Larico y a mi madre Virginia Ticona Villavicencio, por todo el apoyo y cariño incondicional que me han dado en todos mis años de vida. Por estar ahí siempre que las necesitaba, en las buenas o en las malas. Por todo el trabajo y sacrificio que hicieron para que yo llegara aquí.

A mis hermanos y hermanas, Jhonny, Miriam, Rubén y Jhenny por estar siempre presentes, acompañándome y por el apoyo moral, que me brindaron en todos estos años, que sin duda fueron de inspiración.

Para mi abuelita Tomasa Villavicencio Q.E.P.D. que no pudo ver cómo mis hermanos y mi persona fuimos creciendo al pasar de los años y formarnos como profesionales, pero que siempre nos cuida desde el cielo.

A mis compañeros y amigos con los cuales curse todos estos años, que sin duda fueron unos excelentes amigos en las buenas y en malas.

En general a todas las personas que me han apoyado y han hecho que el hoy pueda terminar una etapa muy importante de mi vida.

AGRADECIMIENTOS

Con este Proyecto de Grado, se cierra una etapa muy importante de mi vida por lo cual he pasado mucho trabajo, pero ese trabajo sin duda sirvió para formarme como futuro Ingeniero.

A la Universidad Mayor de San Andrés sin duda la mejor universidad del país, que me acogió en todo en todos estos años de estudio.

A la Facultad de Ingeniería por inculcarme las bases teóricas y prácticas de lo que es la Ingeniería y hace disfrutar mucho más mi querida futura profesión.

A la carrera de Ingeniería Petrolera, al personal Docente en especial al MSc. Ing. Pedro Reynaldo Marín Domínguez gracias por ser mi tutor y gracias por la enseñanza que me brindo en las materias que nos enseña a los estudiantes.

A todos los excelentes docentes de la carrera de Ingeniería Petrolera e ingenieros del curso básico, agradecer por todas sus enseñanzas con las cuales me formaron en distintos semestres para ser buen profesional.

Sin olvidar a Dios, nuestra fuente de amor y sabiduría.

A todos, eternamente agradecido.

Wilmer Kapa Ticona

RESUMEN

La suministración de gas stripping utilizada para regenerar el glicol TEG pobre en la planta Carrasco ayuda que la deshidratación del gas natural represente una estrategia clave para mejorar la calidad y la eficiencia del producto final. Este enfoque combina el uso de un agente deshidratante, como el glicol TEG, con la introducción de un gas de stripping para eliminar eficazmente el agua del gas natural.

El gas de stripping utilizado es el mismo gas natural de la planta Carrasco que ayuda en la eliminación del agua del agente deshidratante. Al introducir este gas en la columna, se crea un gradiente de concentración que favorece la transferencia de agua desde el agente hacia el gas de stripping. Esto permite una separación eficiente del agua del agente deshidratante, lo que garantiza la producción de gas natural seco y de alta calidad.

Para que funcione el proceso de deshidratación se realiza un diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas mediante el software Aspen HYSYS v14, tomando en cuenta el cómo sería si tuviera un diagrama de flujo con suministración de gas stripping, se hizo variar la temperatura del rehervidor ya que es por ahí donde ingresa el gas stripping a la columna de regeneración, además de hacer variar dicho gas a diversos flujos molares para que se incremente la concentración másica del glicol TEG a valores superiores del 98%.

Además, se identifica los cambios generados en el contenido de agua que se tiene en el gas de venta al variar el flujo molar del gas stripping, bajo una temperatura de operación de 380 °F, el cual es una temperatura a la cual el glicol está en el rango óptimo para que el glicol TEG no se llegue a descomponer. A condiciones normales de nivel del mar el glicol TEG se descompone a 400 °F, pero como la planta se encuentra a 320 msnm la temperatura a la cual el glicol se descompone es a los 385,14 °F.

Finalmente se determina cómo afectan el grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la suministración de gas stripping, dándonos como resultado que a medida que se incrementa el flujo molar del gas stripping, los componentes BTEXs también aumentan, haciendo que exista mayor impacto ambiental en la contaminación atmosférica.

ABSTRACT

The stripping gas supply used to regenerate lean TEG glycol at the Carrasco plant helps make natural gas dehydration a key strategy to improve the quality and efficiency of the final product. This approach combines the use of a dehydrating agent, such as TEG glycol, with the introduction of a stripping gas to effectively remove water from natural gas.

The stripping gas used is the same natural gas from the Carrasco plant that helps in the elimination of water from the dehydrating agent. By introducing this gas into the column, a concentration gradient is created that favors the transfer of water from the agent to the stripping gas. This allows efficient separation of water from the dehydrating agent, ensuring the production of high-quality, dry natural gas.

For the dehydration process to work, a flow diagram of the gas dehydration process was made using the Aspen HYSYS v14 software, taking into account what it would be like if it had a flow diagram with stripping gas supply, the temperature of the reboiler since that is where the stripping gas enters the regeneration column, in addition to varying said gas at various molar flows so that the mass concentration of the TEG glycol increases to values greater than 98%.

In addition, the changes generated in the water content in the sales gas are identified by varying the molar flow of the stripping gas, under an operating temperature of 380 °F, which is a temperature at which the glycol is in the optimal range so that the TEG glycol does not decompose. Under normal sea level conditions, TEG glycol decomposes at 400 °F, but since the plant is located at 320 meters above sea level, the temperature at which the glycol decomposes is 385.14 °F.

Finally, it is determined how they affect the degree of emission of BTEXs aromatic components due to the supply of stripping gas, resulting in that as the molar flow of the stripping gas increases, the BTEXs components also increase, causing a greater environmental impact in the atmospheric pollution.

CONTENIDO

CAPÍTULO I: GENERALIDADES.....	1
1.1. INTRODUCCIÓN	1
1.2. ANTECEDENTES	2
1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	4
1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA.....	5
1.5. OBJETIVOS	6
1.5.1. OBJETIVO GENERAL.....	6
1.5.2. OBJETIVO ESPECÍFICO	6
1.6. JUSTIFICACIÓN	6
1.6.1. Justificación técnica	6
1.6.2. Justificación económica	7
1.6.3. Justificación ambiental.....	7
1.7. ALCANCE.....	8
1.7.1. Alcance temático.....	8
1.7.2. Alcance geográfico	8
CAPÍTULO II: FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA	9
2.1. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL	9
2.1.1. Importancia de la deshidratación del gas	9
2.1.2. Formación de hidratos.....	9
2.1.2.1. <i>Condiciones para la formación de hidratos</i>	10
2.1.2.2. <i>Opciones para prevenir la formación de hidratos</i>	10
2.1.2.3. <i>Especificaciones del gas natural</i>	11
2.2. DETERMINACION DEL CONTENIDO DE AGUA	11
2.2.1. Gas dulce.....	12
2.2.1.1. <i>Corrección por impurezas</i>	15
2.3. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL MEDIANTE EL USO DE GLICOL.....	16
2.3.1. Propiedades físicas de los glicoles	17
2.4. ETAPAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN	19
2.4.1. Etapa de absorción	19

2.4.2.	ETAPA DE REGENERACIÓN	20
2.5.	PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR TEG	21
2.5.1.	Circulación del gas.....	21
2.5.2.	Circulación del glicol.....	21
2.6.	ELEMENTOS DE UN SISTEMA DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CON TEG.....	24
2.6.1.	Separador o depurador de entrada.....	24
2.6.2.	Torre contactora	24
2.6.3.	Válvula de expansión.....	26
2.6.4.	Separador flash.....	26
2.6.5.	Filtros	27
2.6.5.1.	<i>Filtro de partículas sólidas</i>	27
2.6.5.1.	<i>Intercambiador glicol/glicol</i>	28
2.6.5.2.	<i>Intercambiador gas/glicol</i>	29
2.6.5.3.	<i>Columna de regeneración</i>	30
2.6.5.4.	<i>Columna still</i>	30
2.6.5.5.	<i>Rehervidor</i>	30
2.6.5.6.	<i>Condensador</i>	31
2.6.5.7.	<i>Bomba de glicol</i>	32
2.7.	FACTORES A TOMARSE EN CUENTA PARA EL DISEÑO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN.....	33
2.7.1.	Diseño del proceso de deshidratación con glicol TEG	33
2.7.1.1.	<i>Factores básicos del diseño del proceso</i>	33
2.7.2.	Parámetros a tomar en cuenta para un mejor diseño de una unidad de deshidratación con TEG.....	34
2.7.2.1.	<i>Eficiencia de remoción de agua (We)</i>	34
2.7.2.2.	<i>Concentración de TEG pobre (w_i%)</i>	35
2.7.2.3.	<i>Concentración de TEG rico</i>	35
2.7.2.4.	<i>Tasa de circulación del glicol TEG</i>	36
2.8.	EFFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN.....	37

2.8.1.	Temperatura gas de entrada	37
2.8.2.	Presión gas de entrada.....	39
2.8.3.	Flujo gas de entrada	39
2.8.4.	Número de etapas en la torre contactora.....	39
2.8.5.	Presión en el rehervidor	40
2.8.6.	Tasa de circulación de TEG.....	41
2.8.7.	Temperatura condensador de reflujo	41
2.8.8.	Temperatura en el rehervidor.....	42
2.9.	MÉTODOS PARA ELEVAR LA CONCENTRACIÓN DE GLICOL	42
2.9.1.	INYECCIÓN GAS STRIPPING	44
2.10.	EQUIPOS Y TECNOLOGÍAS DE REGENERACIÓN MEJORADA	44
2.10.1.	Coldfinger	45
2.10.1.1.	<i>Descripción del proceso</i>	46
2.10.1.2.	<i>Equipos</i>	47
2.10.2.	Drizo	48
2.10.2.1.	<i>Descripción del proceso</i>	49
2.10.2.2.	<i>Equipos adicionales</i>	50
2.10.3.	Gas stripping.....	52
2.10.3.1.	<i>Clases de gas stripping</i>	53
2.10.3.2.	<i>Configuración a tener la inyección de gas stripping</i>	54
2.10.3.3.	<i>Columna adicional</i>	54
2.10.3.4.	<i>Directamente al rehervidor</i>	55
2.10.3.5.	<i>Equipos adicionales directamente rehervidor</i>	56
2.10.3.6.	<i>Calentador</i>	56
2.10.3.7.	<i>Válvula de expansión</i>	57
2.10.4.	Variables de operación gas stripping	57
2.10.4.1.	<i>Tasa de flujo de gas stripping</i>	57
2.10.4.2.	<i>Temperatura de gas stripping de entrada al rehervidor</i>	58
2.10.4.3.	<i>Presión de gas stripping de entrada al rehervidor</i>	58
2.10.5.	Emisión de aromáticos.....	59

2.10.5.1.	<i>Ventajas del uso de gas de stripping</i>	60
2.10.5.2.	<i>Desventajas del uso del gas de stripping</i>	60
2.11.	EFFECTO DE LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y TEMPERATURA DE EBULLICIÓN A ALTURAS DIFERENTES AL NIVEL DEL MAR.....	61
2.11.1.	Ley de la distribución barométrica	61
CAPÍTULO III: MARCO METODOLÓGICO		64
3.1.	GENERALIDADES	64
3.2.	DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	64
3.3.	ENFOQUE DE LA INVESTIGACIÓN	65
3.4.	TÉCNICAS DE INVESTIGACIÓN.....	65
3.5.	INSTRUMENTOS DE INVESTIGACIÓN	66
CAPÍTULO IV: APLICACIÓN PRÁCTICA A LA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL DE LA PLANTA CARRASCO.....		68
4.1.	UBICACIÓN	68
4.1.1.	Campo Carrasco.....	69
4.1.2.	Campo Bulo Bulo	70
4.1.3.	Campo Kanata.....	70
4.2.	SISTEMAS DE LA PLANTA CARRASCO	71
4.2.1.	Análisis del sistema.....	73
4.3.	SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TEG MEDIANTE EL SOFTWARE Aspen HYSYS v14.....	73
4.3.1.	Simulación unidad de deshidratación convencional	73
4.3.2.	Cromatografía del gas natural que ingresa a la planta carrasco.....	73
4.3.3.	Modelo termodinámico.....	75
4.3.4.	Condiciones de entrada del gas.....	76
4.3.5.	Simulación del proceso de deshidratación	76
4.3.6.	Convergencia en la columna de regeneración	83
4.3.7.	Convergencia en la columna de regeneración bajo condiciones de presión y temperatura de la Planta Carrasco.....	83

4.4. VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA DEL REHERVIDOR A DIVERSOS FLUJOS MOLARES DE GAS STRIPPING PARA UN INCREMENTO DE CONCENTRACIÓN DE GLICOL TEG.....	95
4.4.1. Efecto de la concentración del glicol TEG al cambio temperatura en el rehervidor.....	95
4.4.2. Efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor e inyección de gas stripping	97
4.5. IDENTIFICACIÓN SOBRE LOS CAMBIOS GENERADOS EN EL CONTENIDO DE AGUA QUE SE TIENE EN EL GAS DE VENTA VARIANDO EL FLUJO MOLAR DE GAS STRIPPING QUE SE SUMINISTRA AL REHERVIDOR.....	102
4.6. DETERMINACIÓN DEL GRADO DE EMISIÓN DE COMPONENTES AROMÁTICOS BTEXS DEBIDO A LA SUMINISTRACIÓN DE GAS STRIPPING	104
CAPÍTULO V: ESTIMACIÓN DE COSTOS	108
5.1. MATERIALES	108
5.1.1. Datos para la estimación de costos	110
5.2. ESTIMACIÓN DE BENEFICIOS	115
5.3. GANANCIA NETA.....	116
CAPÍTULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	117
6.1. CONCLUSIONES	117
6.2. RECOMENDACIONES.....	120
BIBLIOGRAFÍA.....	122
ANEXOS.....	126
ANEXO A. Variación de la temperatura del rehervidor a diversos flujos molares de gas stripping para un incremento de concentración de glicol TEG.....	127
ANEXO B. Identificación sobre los cambios generados en el contenido de agua que se tiene en el gas de venta variando el flujo molar de gas stripping que se suministra al rehervidor	130
ANEXO C. Identificación de las variables que afectan el grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la suministración de gas stripping.....	134

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1.	Propiedades físicas de los glicoles.....	18
Tabla 2.2.	Temperatura de descomposición de los glicoles	18
Tabla 2.3.	Efecto de la temperatura en el gas de entrada.....	38
Tabla 2.4.	Condiciones de operación de una unidad de deshidratación	44
Tabla 2.5.	Concentración del TEG pobre con alternativas de regeneración.....	45
Tabla 4.1.	Coordenadas UTM de la ubicación de la planta Carrasco.....	68
Tabla 4.2.	Cromatografía del gas natural de la planta Carrasco	73
Tabla 4.3.	Especificaciones del gas de entrada.....	79
Tabla 4.4.	Especificaciones de la torre contactora.....	80
Tabla 4.5.	Condiciones de entrada del glicol TEG en la entrada de la torre contactora.....	80
Tabla 4.6.	Valores estándares del separador flash en un proceso de deshidratación.....	83
Tabla 4.7.	Especificaciones de la columna de regeneración.....	83
Tabla 4.8.	Especificaciones de la columna de regeneración para la planta Carrasco.....	90
Tabla 4.9.	Variación de la concentración del glicol TEG pobre a cambios de temperatura del rehervidor.....	95
Tabla 4.10.	Efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor y diferentes fracciones de gas para la suministración de gas stripping	100
Tabla 4.11.	Flujo de gas stripping, contenido de agua y concentración TEG pobre (% másico) a una temperatura de operación del rehervidor $T = 380^{\circ}\text{F}$	102
Tabla 4.12.	Composición de flujo másico del vapor de agua, benceno, tolueno, p-xileno, m-xileno y o-xileno en la salida de la columna de regeneración a una temperatura de operación $T_{\text{rehervidor}}=380^{\circ}\text{F}$ y $T_{\text{condensador}}=211^{\circ}\text{F}$	104

Tabla 5.1.	Componentes para la estimación de VCOP y FCOP.....	110
Tabla 5.2.	Costos de equipos	110
Tabla 5.3.	Costo de los intercambiadores de calor	111
Tabla 5.4.	Costo de bombas y otros artículos.....	111
Tabla 5.5.	Factores F de instalación por mano de obra	111
Tabla 5.6.	Comparación de costos de capital fijo entre los tres procesos de deshidratación.....	113
Tabla 5.7.	Inversión de capital fijo (ICF) para los dos procesos de deshidratación	113
Tabla 5.8.	Estimación del costo anual de producción (COP) para los dos procesos de deshidratación.....	114

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Métodos para determinar el contenido de agua	11
Figura 2.2.	Gráfico de Mc Ketta - Wehe para determinar el contenido de agua en el gas....	14
Figura 2.3.	Corrección por peso molecular	15
Figura 2.4.	Corrección por salinidad	16
Figura 2.5.	Esquema de la torre de absorción	19
Figura 2.6.	Rehervidores del glicol	20
Figura 2.7.	Diagrama del proceso de deshidratación	23
Figura 2.8.	Unidad de regeneración del glicol	23
Figura 2.9.	Separador de entrada vertical.....	24
Figura 2.10.	Torre contactora	25
Figura 2.11.	Platos de una torre absorbadora	26
Figura 2.12.	Separador flash.....	27
Figura 2.13.	Filtro de partículas	28
Figura 2.14.	Intercambiador de calor	29
Figura 2.15.	Bomba de glicol	33
Figura 2.16.	Métodos para incrementar la concentración de TEG.....	43
Figura 2.17.	Descripción del proceso del Coldfinger®.....	46
Figura 2.18.	Dispositivo Coldfinger.....	48
Figura 2.19.	Descripción del proceso Drizo.....	49
Figura 2.20.	Filtro coalescente	51
Figura 2.21.	Bomba para disolventes	51
Figura 2.22.	Calentador de solvente.....	52

Figura 2.23.	Clases de gas stripping.....	54
Figura 2.24.	Diagrama la columna adicional de gas stripping	55
Figura 2.25.	Diagrama GAS STRIPPING directamente al rehervidor.	59
Figura 2.26.	Distribución de fuerzas de un fluido en un campo gravitatorio.....	62
Figura 4.1.	Localización de la planta Carrasco mediante Google Earth	69
Figura 4.2.	Mapa de los pozos de gas que deshidrata la planta Carrasco	71
Figura 4.3.	Esquema del procesamiento de la Planta Carrasco.....	72
Figura 4.4.	Lista de los componentes que forman parte de la simulación	74
Figura 4.5.	Fluido de paquete Glycol Package.....	75
Figura 4.6.	Cromatografía del natural en fracción molar	77
Figura 4.7.	Cromatografía del natural en flujo másico.....	78
Figura 4.8.	Adición del contenido de agua al flujo molar del gas natural.....	78
Figura 4.9.	Cromatografía final del gas natural.....	79
Figura 4.10.	Condiciones de entrada del gas.....	79
Figura 4.11.	Datos ingresados en la torre contactora	81
Figura 4.12.	Variación de la presión de acuerdo a la caída de presión de la torre contactora.....	82
Figura 4.13.	Condiciones de presión en el rehervidor y condensador	91
Figura 4.14.	Parámetros de convergencia en la columna de regeneración.....	92
Figura 4.15.	Diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas convencional de la planta Carrasco....	93
Figura 4.16.	Variación de la concentración del glicol TEG pobre a cambios de temperatura del rehervidor.....	96

Figura 4.17. Inyección de gas stripping al rehervidor.....	97
Figura 4.18. Diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas con suministro de gas stripping en la planta Carrasco	98
Figura 4.19. Efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor y diferentes fracciones de gas para la suministro de gas stripping.....	101
Figura 4.20. Variación del Flujo de gas stripping, contenido de agua y concentración TEG pobre (% másico) a una temperatura de operación del rehervidor T=380°F	103
Figura 4.21. Vapor de agua saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping.....	105
Figura 4.22. Vapor de tolueno saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping.....	106
Figura 4.23. Vapor de o-xileno y benceno saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping	106
Figura 4.24. Vapor de m-xileno y p-xileno saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping	107

CAPÍTULO I: GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN

Un gas natural está saturado con agua en su fase de vapor. Debido a la cantidad de agua que contiene el gas, es necesario someterlo a un proceso de deshidratación, el cual consiste en remover el vapor de agua que está asociado al mismo. El vapor de agua es uno de los contaminantes más comunes en el flujo de gas, lo cual lo hace uno de los componentes más indeseables en el flujo del gas, ya que puede ocasionar tanto en procesos posteriores a los que pudiere estar sometido, como para su transporte a áreas de tratamiento y consumo.

Cuando el agua libre se combina con las moléculas de gas (metano, etano, propano, etc.), esta forma hidratos sólidos el cual puede taponar válvulas, equipos y algunas líneas de gas. La presencia de agua líquida puede incrementar la corrosividad del gas natural, especialmente cuando el gas contiene H_2S y CO_2 , puede condensarse en las líneas llegando a causar taponamiento y hasta llegar a disminuir la optimización de los compresores. Sin embargo, el contenido de agua en el gas natural puede ser reducido para evitar la formación de hidratos y reducir la corrosión en tuberías antes que sea transportado. Por otra parte, en el transporte y consumo del gas natural, debe cumplir con determinadas especificaciones, y una de ellas es la cantidad máxima de agua presente en la mezcla gaseosa. (Dialnet,2010)

Para el proceso de Deshidratación de Gas Natural con el método de Absorción consiste básicamente, en una torre contactora, en la cual se da una relación directa del TEG (Tri Etilen Glicol) con el Agua (contenida en el Gas Natural) y debido a las asociaciones que ambos poseen a los puentes de Hidrogeno que se dan en las Moléculas de agua, el TEG arrastrará gran parte del Agua.

Para dar solución a los problemas mencionados anteriormente, el presente Proyecto de Grado se basará en el Proceso de Deshidratación del Gas Natural por el método de absorción (TEG) “eliminación del contenido de agua”, donde el uso del glicol es un factor muy importante ya que, para tener una mejor eficiencia en el proceso de deshidratación, el glicol debe ingresar la torre contactora con una concentración mayor al 98% (másico). Para lo cual la regeneración del glicol es una parte crucial en el proceso de deshidratación.

Es por ello que en el presente proyecto de grado propongo suministrar gas stripping en la regeneración del glicol pobre para que el proceso de deshidratación del gas natural sea más eficiente. Y una de las maneras en que se puede apreciar si el proceso fue satisfactorio es con las la curvas de Dew Point (punto de rocío) la cual, al remover el agua del Gas Natural la curva del punto de rocío se mueva, si se alcanzara la temperatura más baja que la del Gas Natural al inicio al entrar a la torre Contactora.

La información usada en el presente proyecto de grado, son datos de la planta Carrasco, ya que dicha planta cuenta con un sistema de deshidratación de gas usando como desecante líquido TEG (Tri Etilen Glicol).

1.2. ANTECEDENTES

La deshidratación del gas natural se remonta a varias décadas atrás, cuando la industria del gas natural comenzó a enfrentar desafíos relacionados con la presencia de agua en el gas extraído de los yacimientos.

A medida que la industria del gas natural comenzó a expandirse a finales del siglo XIX y principios del siglo XX, se hizo evidente que el gas natural extraído de los yacimientos

contenía cantidades variables de agua, lo que planteaba problemas en su transporte y utilización.

Uno de los hitos más significativos en la deshidratación del gas natural fue la adopción generalizada del proceso de glicol como método estándar en la industria a partir de mediados del siglo XX. El glicol, especialmente el trietilenglicol (TEG), demostró ser altamente efectivo para absorber el agua presente en el gas natural y se convirtió en el método preferido para la deshidratación en muchas aplicaciones.

A lo largo de las décadas, se han realizado mejoras significativas en la tecnología de glicol, incluyendo el desarrollo de sistemas más eficientes, el diseño de equipos más compactos y la optimización de los procesos de regeneración del glicol para reducir costos y mejorar la sostenibilidad. (GPSA Engineering Data Book)

A medida que la industria del gas natural creció y se desarrolló, surgieron desafíos relacionados con la eliminación eficiente del agua presente en el gas extraído de los yacimientos. Esto llevó al desarrollo de diversos métodos de deshidratación, incluyendo el gas stripping. (GPSA Engineering Data Book)

Con el tiempo, se han desarrollado tecnologías y equipos específicos para facilitar la suministro de gas stripping en la deshidratación del gas natural. Esto incluye sistemas de compresión, tanques de almacenamiento de gas stripping y sistemas de distribución para llevar el gas stripping a las instalaciones de procesamiento de gas. (Fahim, M. M. (2006). "Natural Gas Processing: Technology and Engineering Design)

La investigación y el desarrollo continuos en el campo de la deshidratación del gas natural han llevado a la introducción de nuevas tecnologías y enfoques para mejorar la eficiencia y la rentabilidad de la suministración de gas stripping. Esto incluye el desarrollo de sistemas más compactos, el uso de gases stripping alternativos y la optimización de los procesos de regeneración del glicol. (Lieberman, N. P.,2010, "Process Equipment Malfunctions: Techniques to Identify and Correct Plant Problems).

1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Todo gas natural sacado de pozo presenta ciertas impurezas entre las cuales se destaca el contenido de agua (H₂O), el cual genera problemas operacionales tales como la formación de hidratos, taponamiento en las tuberías de transporte, etc. Para lo cual un proceso de deshidratación del gas para eliminar el contenido de agua es de vital importancia para evitar dichos problemas.

El trietilenglicol es uno de los líquidos desecantes más usado en las torres de absorción ya que se pueden alcanzar contenidos de agua de menores a 7 lb/MMscf, pero el glicol TEG puede degradarse con el tiempo debido a la exposición al calor, al aire, a los contaminantes presentes en el gas natural, pero principalmente a la elevada temperatura de operación en el rehervidor, haciendo que el glicol se llegue a descomponerse y degradarse más fácilmente. Esta degradación puede reducir la eficacia del proceso de deshidratación y requerir el reemplazo o regeneración del glicol de manera periódica, lo que incrementa los costos operativos.

Cuanto más pobre es el glicol (concentración pura de glicol próxima al 100%) que va a la torre contactora, más eficiente será su poder de deshidratación. Pero para ello se necesitaría suministrar gas stripping para que ayude a incrementar su concentración del glicol

TEG ya que a medida que ocurre el proceso de circulación, en la regeneración del glicol va perdiendo su concentración inicial.

Para garantizar la calidad y pureza del gas a usarse como gas stripping son críticas, ya que el proceso de deshidratación debe ser efectiva y a la vez se pueda evitar daños en equipos y tuberías. La presencia de impurezas en el gas stripping puede afectar negativamente la calidad del gas deshidratado y aumentar los costos de mantenimiento y reparación.

Para almacenar y distribuir el gas stripping hacia el rehervidor, se puede requerir inversiones para infraestructura del sistema de tuberías y equipos. La falta de infraestructura adecuada puede limitar la capacidad de implementar el gas stripping de manera efectiva y eficiente.

El suministro y uso de grandes cantidades de gas stripping pueden tener un impacto ambiental negativo, especialmente si se trata de gases con altos niveles de emisiones de gases de efecto invernadero o contaminantes atmosféricos. La gestión adecuada de estos impactos es esencial para cumplir con las regulaciones ambientales.

1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

¿De qué manera será posible hacer un estudio de evaluación al efecto de la suministración de gas stripping en la regeneración del glicol pobre de la planta Carrasco?

1.5. OBJETIVOS

1.5.1.OBJETIVO GENERAL

Estudiar el efecto de la implementación de suministro de gas stripping en la regeneración del glicol pobre para la planta Carrasco.

1.5.2.OBJETIVO ESPECÍFICO

- a) Realizar el diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas mediante el software Aspen HYSYS, tomando en cuenta la suministración de gas stripping para la planta Carrasco.
- b) Variar la temperatura del rehervidor a diversos flujos molares del gas que ingresará al rehervidor como gas stripping para que la concentración del glicol TEG pobre incremente a valores superiores del 98 % de tal manera que el poder de deshidratación sea más eficiente.
- c) Identificar los cambios generados en el contenido de agua que se tiene en el gas de venta al variar el flujo molar de gas stripping que se suministra al rehervidor.
- d) Determinar la manera en que afectan al grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la suministración de gas stripping.

1.6. JUSTIFICACIÓN

1.6.1.Justificación técnica

La justificación técnica de este proyecto de grado es:

Implementar a la planta carrasco la suministración de gas stripping de tal manera que sea beneficioso para la obtención del producto final del gas de salida y llegar a satisfacer las especificaciones de calidad de entrega tanto para el consumo interno como también para la exportación.

1.6.2. Justificación económica

El presente proyecto busca recuperar el glicol TEG utilizado en el proceso de deshidratación, lo que reduce la necesidad de comprar glicol fresco con frecuencia. Esto puede disminuir significativamente los costos asociados con la adquisición de grandes cantidades de glicol.

Además de recuperar y reciclar el glicol TEG utilizando el gas stripping, se pueden mantener las propiedades deshidratantes del glicol TEG para que su uso tenga períodos más largos.

El gas stripping puede reducir la cantidad de energía necesaria para regenerar el glicol, ya que se puede reciclar y reutilizar más eficientemente. Esto puede llevar a una disminución en los costos de energía asociados con el proceso de deshidratación.

1.6.3. Justificación ambiental

El gas stripping permite recuperar y reciclar el glicol TEG utilizado en el proceso de deshidratación, lo que reduce la cantidad de glicol desechado en el medio ambiente. Esto contribuye a la reducción de la contaminación química y minimiza el impacto negativo en los ecosistemas acuáticos y terrestres.

La implementación del gas stripping para reciclar el glicol TEG puede ayudar a cumplir con las regulaciones ambientales relacionadas con la gestión de productos químicos y la protección del medio ambiente. Esto puede reducir el riesgo de multas y sanciones por incumplimiento de normativas ambientales.

El gas stripping puede ayudar a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas con la producción y el consumo de energía. Esto contribuye a mitigar el cambio climático y sus impactos adversos.

1.7. ALCANCE

1.7.1. Alcance temático

El alcance de este proyecto lograr que el glicol llegue a tener la mejor eficiencia en regeneración de para que su concentración de pureza sea la más alta posible para que su uso en la deshidratación del gas sea muy efectivo.

Además de obtener buena eficiencia en su regeneración del glicol usando gas stripping, su tiempo de eficiencia del TEG será más amplio, de tal manera que se ahorraría a la empresa subsidiaria de YPFB el comprar glicol en un buen periodo de tiempo.

1.7.2. Alcance geográfico

El presente proyecto tiene como alcance geográfico en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, específicamente a 7 km del pueblo de Entre Ríos, a una altitud de 320 msnm, el cual recolecta gas de los campos Carrasco, Bulu Bulu y Kanata, para su posterior tratamiento del gas por medio de distintos sistemas de producción a la que en este proyecto se enfoca en el sistema de deshidratación del gas por glicol TEG y el sistema de regeneración del glicol. Es ahí donde se verá involucrado la suministración de gas stripping para incrementar la concentración del glicol TEG pobre para que su poder de deshidratación sea más eficiente.

CAPÍTULO II: FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

2.1. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

Todo gas natural de producción está totalmente saturado con agua en su fase de vapor, porque proviene de un yacimiento saturado (en equilibrio) con agua. Además, el gas puede contener CO₂ y H₂S que se remueven con soluciones acuosas tales como aminas, carbonato de potasio, etc., que saturan el gas con agua. (GPSA, 2004)

Existen varios procesos utilizados en la deshidratación, pero la técnica de absorción es la más utilizada ya que las moléculas en forma de vapor de agua en la corriente de gas son atraídas por una corriente de solvente líquido higroscópico durante el contacto en contracorriente a través de una torre contactora o de platos, una vez el agua es absorbida por el glicol, este debe ser regenerador para poder ser recirculado a la torre contactora. (Dialnet,210)

2.1.1.Importancia de la deshidratación del gas

A medida que se va produciendo gas de campo, la temperatura y la presión cambian y las compañías de transmisión del gas natural tienen especificaciones que limitan la cantidad de agua en el gas a un punto de rocío lo suficientemente bajo para evitar la formación de agua libre en la tubería. La deshidratación es uno de los métodos de prevención más comunes, evitando así que se puedan presentar problemas en procesos posteriores a los que pudiese estar sometido el gas como por ejemplo áreas de tratamiento, transporte, consumo y cumplimiento de las especificaciones del gas de venta (CAMPBELL, J.,2014).

2.1.2.Formación de hidratos

Los hidratos son creados cuando el agua libre se combina con las moléculas de gas (metano, etano, propano, etc.), esta forma hidratos sólidos o semisólidos son cristales

parecidos al hielo los cuales pueden taponar válvulas, equipos y las líneas de gas reduciendo capacidad de entrega o pérdidas de presión.

La presión y la composición del gas natural determina la temperatura a la cual se forman los hidratos en el momento de enfriamiento. (Mokhatab, S., Poe, W., Speight, J.,2006)

2.1.2.1. Condiciones para la formación de hidratos

Las condiciones principales para la formación de hidratos son:

- Baja temperatura
- Alta presión
- Gas libre o cerca del punto de rocío
- Las condiciones secundarias para la formación de hidratos son:
 - Alta velocidad
 - Cualquier agitación
 - Pulsaciones de presión
 - Introducción de cristales de hidrato

2.1.2.2. Opciones para prevenir la formación de hidratos

Para prevenir la formación de hidratos se debe:

- Remover el agua
- Reducir la presión de operación
- Incrementar la temperatura de operación
- Usar aditivos químicos:
 - Inhibidores termodinámicos (Glicol)
 - Inhibidores de baja dosis

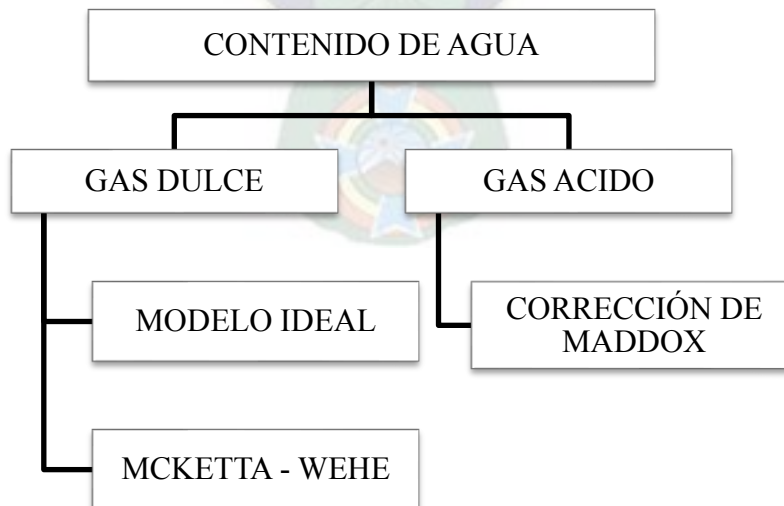
2.1.2.3. Especificaciones del gas natural

Existen condiciones a las que se debe entregar el gas para la venta y cumplir con estándares de calidad especificados por las compañías de transmisión y distribución basados en su reglamento específico, las cuales varían dependiendo del diseño del sistema de ductos y de las necesidades del mercado que se quiere atender. Es normal que se hable de 5 a 7lb/MMSCF en el gas de salida o de una temperatura de punto de rocío requerida. (Tecnología del gas natural, Mario Daza, 2019)

2.2. DETERMINACION DEL CONTENIDO DE AGUA

Existen varios modelos disponibles para el cálculo del contenido de agua de gas natural en forma de vapor, misma que puede ser de formación y es producida junto con el gas, o agua que está involucrada en el procesamiento del gas natural, tales como la solución acuosa utilizada en la etapa de endulzamiento. La presión, temperatura y composición del gas natural inciden en la cantidad de agua que pueda retener el gas. (Ghati, M.,2013)

Figura 2.1. Métodos para determinar el contenido de agua



Fuente: Elaboración propia

2.2.1. Gas dulce

Modelo ideal

Según Kohl, A., & Nielsen, R. Gas Purification, 1997, para un modelo ideal se asume que el contenido de agua del gas se es igual a la presión de vapor de agua pura sobre la presión total del sistema. Esto también puede ser escrito como la fracción molar de agua en el gas y este es el valor convertido a libras de agua por MMscf multiplicando por 47484 Matemáticamente esto es:

$$W = 47484 \frac{P_{Agua}^{Sat}}{P_T} \quad (2.1)$$

Debido a que la ecuación presenta un grado de sencillez, no es de esperar que sea altamente preciso, excepto en presiones muy bajas. Para un modelo termodinámico más correcto para incluir el efecto de los gases disueltos en el agua se llega a usar la siguiente ecuación.

$$W = 47484 \frac{X_{Agua} P_{Agua}^{Sat}}{P_T} \quad (2.2)$$

Mcketta - wehe

Para determinar la cantidad de agua que pueda estar en forma de vapor junto al gas se utiliza la **Figura 2.2** que permite determinar la cantidad de agua que pueda retener el gas natural saturado a diversas condiciones de presión y temperatura.

Para lo cual se necesita conocer las condiciones de presión y temperatura de operación, la intersección de ambas líneas, corresponde a la cantidad de agua que contiene el gas natural. El contenido de agua se expresa en libras de aguas por millón de pies cúbicos normales de gas (GPSA, 2004).

La temperatura a la cual aparece la primera gota de vapor de agua, se denomina temperatura de rocío y está relacionada con el contenido de vapor de agua en la corriente gaseosa.

Podemos usar la gráfica de la **Figura 2.2** siempre que el gas esté completamente saturado. Para medir el contenido de agua se ingresa a la gráfica con el valor de presión y temperatura a la cual se encuentre la mezcla del gas y se miden en libras de vapor de agua por millón de pies cúbicos de gas natural a condiciones normales (14,7 lpca y 60 °F). Esto nos indica que, a pesar de que el gas, como tal, puede estar a cualquier condición de presión y temperatura, el parámetro que se lee está referido a las condiciones atmosféricas. Con ello podemos determinar la cantidad de agua que debe ser extraída de la corriente de gas, para cumplir las especificaciones de transporte (GPSA, 2004).

La cantidad de agua removida con glicol se relaciona de la siguiente manera:

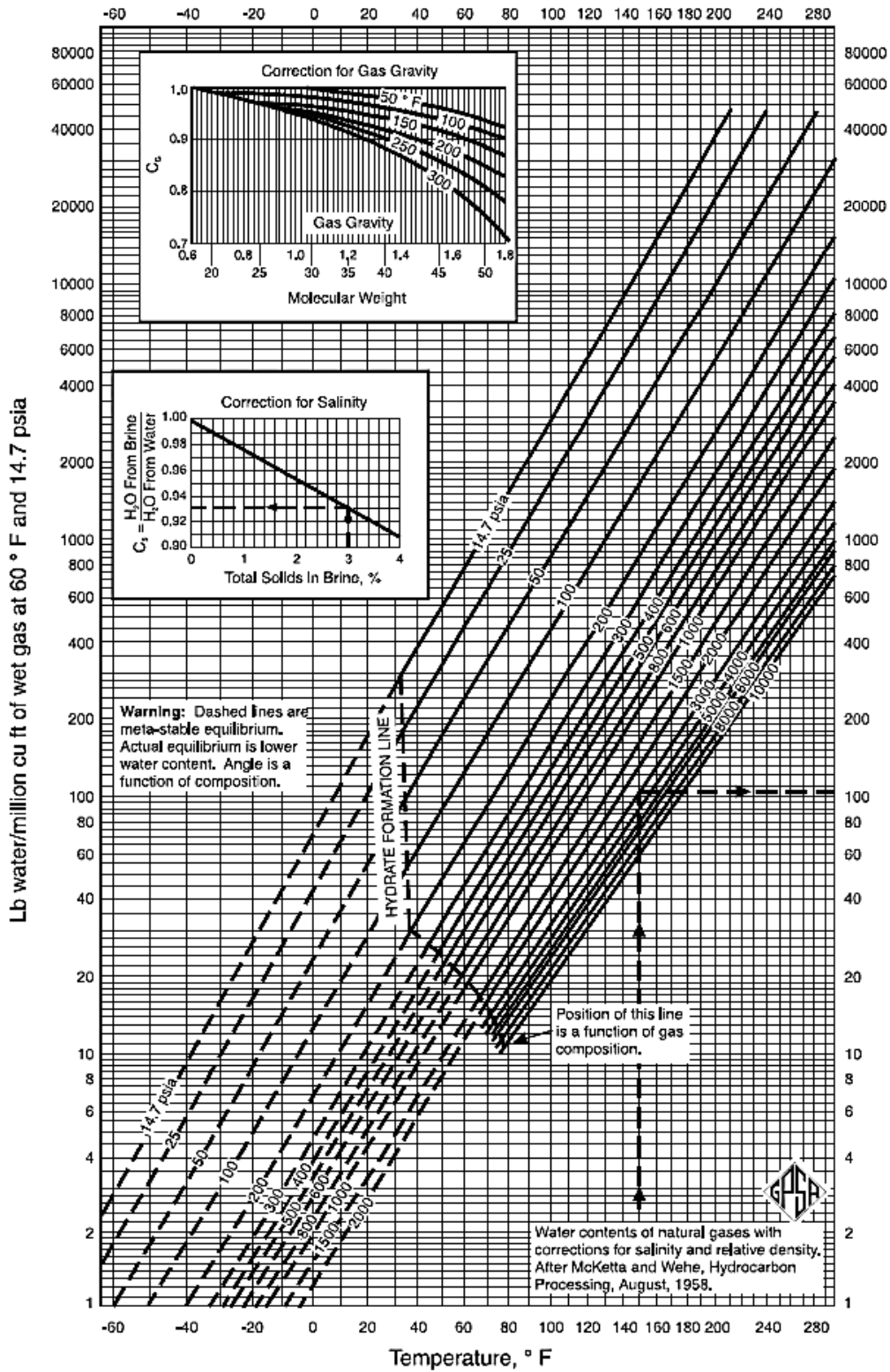
$$W_r = \frac{W_o - W_f}{W_o} \quad (2.3)$$

Donde:

W_o : Cantidad de agua inicial

W_f : Cantidad de agua final

Figura 2.2. Gráfico de Mc Ketta - Wehe para determinar el contenido de agua en el gas.

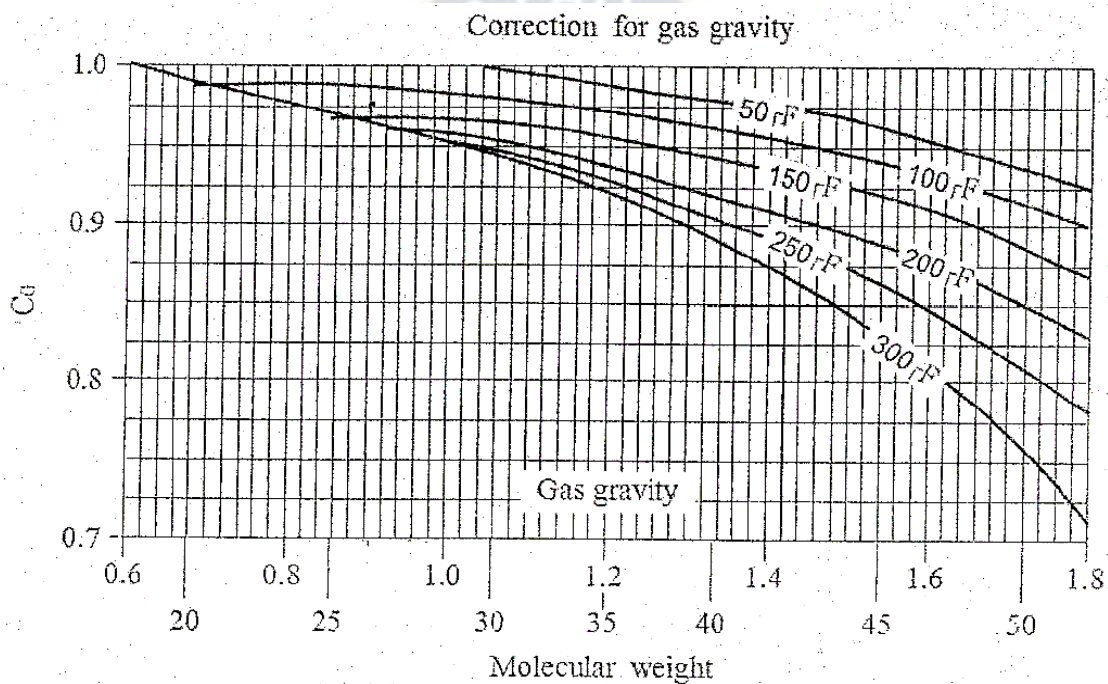


Fuente: GPSA, 2004

2.2.1.1. Corrección por impurezas

Según GPSA 2004, el contenido de vapor de agua puede estar afectado por varios factores, tales como su peso molecular de la mezcla de gases, gravedad del gas y el contenido de salinidad es decir que se tendrá que hacer una corrección del contenido de vapor de agua. Para lo cual se tiene las gráficas correspondientes para su respectiva corrección. Y éstas son la Figura 2.3 y la Figura 2.4.

Figura 2.3. Corrección por peso molecular



Fuente: GPSA, 2004

Al realizar la corrección por peso molecular de agua, la ecuación corregida del contenido de agua llega a ser la siguiente:

$$W = W_i \cdot C_a \quad (2.4)$$

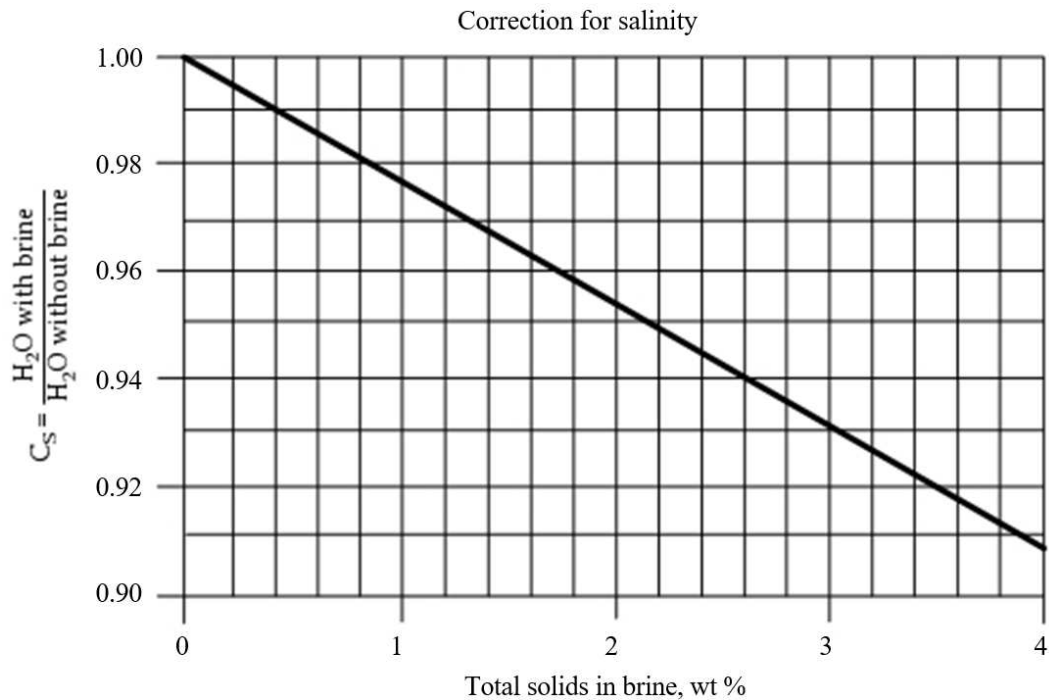
Donde:

W: Corrección del contenido de agua (lb/MMscf)

W_i: Contenido de agua determinado a partir de la figura 2.2 (lb/MMscf)

Ca: Factor de corrección por gravedad

Figura 2.4. Corrección por salinidad



Fuente: GPSA

Al realizar la corrección por salinidad, la ecuación corregida del contenido de agua llega a ser la siguiente:

$$W = W_i \cdot C_s \quad (2.5)$$

Donde:

W: Corrección del contenido de agua (lb/MMscf)

W_i : Contenido de agua determinado a partir de la figura 2.2 (lb/MMscf)

C_s : Factor de corrección por salinidad

2.3. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL MEDIANTE EL USO DE GLICOL

Los glicoles son alcoholes múltiples, es decir, son compuestos químicos que poseen dos grupos terminales –OH, los cuales presentan muchas características afines con el agua.

La más importante es formar puentes de hidrógeno que es un tipo de enlace molecular que favorece la solubilidad del agua con otro compuesto. Existen muchas clases de glicoles, pero los más utilizados en la deshidratación del gas natural son: el etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG), sin embargo, casi un 100 % de los deshidratadores con glicol usan TEG (F, Gironi, M, Maschietti, V, Piemonte, 2007).

Los glicoles son líquidos capaces de absorber agua, debido a que son sustancias altamente higroscópicas, los cuales presentan las siguientes características:

- No se solidifican en soluciones concentradas.
- No son corrosivos.
- No se forman precipitados con hidrocarburos.
- Insolubles en hidrocarburos.

2.3.1. Propiedades físicas de los glicoles

Los glicoles son solubles en agua en varias proporciones, lo que los hace útiles en una variedad de aplicaciones, incluidos los agentes anticongelantes y los deshidratadores de gas.

La viscosidad de los glicoles también depende de su estructura y peso molecular. En general, los glicoles son líquidos viscosos a temperatura ambiente, lo que los hace útiles en aplicaciones donde se requiere una cierta viscosidad, como en fluidos hidráulicos.

Los glicoles tienen propiedades higroscópicas, lo que significa que tienen la capacidad de absorber y retener agua. Esto los hace útiles en aplicaciones de deshidratación, como en la deshidratación del gas utilizando glicol (Azevedo, L. F. A., & Rosa, D. S. F, 2016).

En la **Tabla 2.1**, se observan las propiedades físicas de algunos de los glicoles más utilizados:

Tabla 2.1. Propiedades físicas de los glicoles

	Etilenglicol MEG	Dietilenglicol DEG	Trietilenglicol TEG	Tetraetilenglicol TREG
Fórmula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅
Peso molecular g/mol	62,100	106,100	150,200	194,200
Punto de Burbujeo, a 760 mmHg, °F	387,100	472,600	545,900	597,200
Punto de Burbujeo, a 760 mmHg, °C	197,300	244,800	285,500	314,000
Presión de vapor, a 77 °F (25°C) mmHg	0,120	<0,01	<0,01	<0,01
Densidad; (g/cc) a 77 °F (25°C)	1,110	1,113	1,119	1,120
Densidad; (g/cc) a 140 °F (60°C)	1,085	1,088	1,092	1,092
Densidad; (lbs/gal) a 77 °F (25°C)	9,260	9,290	9,340	9,340
Punto de congelamiento, °C	8,000	17,000	19,000	22,000
Punto cedente, °C	-	-65,000	-73,000	-42,000
Viscosidad, de centipoise, a 77 °F (25°C)	16,500	28,200	37,300	44,600
Viscosidad, de centipoise, a 140 °F (60°C)	4,680	6,990	8,770	10,200
Tensión superficial 77°C (25°C), Dina/cm	47,000	44,000	45,000	45,000
Índice de refracción 77°F (25°C)	1,430	1,446	1,454	1,457
Calor específico a 77 °F (25°C), BTU/lb/F	0,580	0,550	0,530	0,520
Punto de flash, °C (PMCC)	240,000	255,000	350,000	400,000
Punto de Fuego, °C (C.O.C)	245,000	290,000	330,000	375,000

Nota: Estas propiedades son resultado de laboratorio de componentes puros o condiciones típicas de los productos

Fuente: GPSA Engineering Data Book

Las temperaturas aproximadas a las cuales se descompone el glicol son las siguientes:

Tabla 2.2. Temperatura de descomposición de los glicoles

Etilenglicol	165 °C (329 °F)
Dietilenglicol	164 °C (328 °F)
Trietilenglicol	207 °C (404 °F)
Tetraetilenglicol	°C (460 °F)

Fuente: GPSA Engineering Data Book, 2004

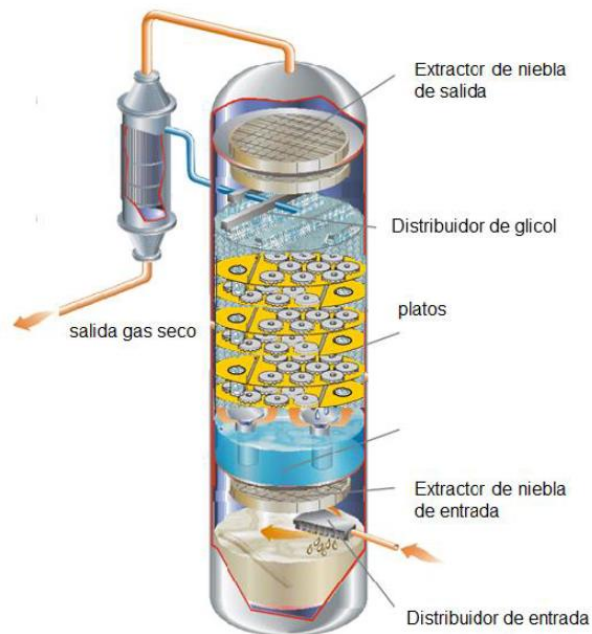
2.4. ETAPAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

El proceso de deshidratación de gas natural por absorción con Trietilenglicol consiste en la remoción de agua líquida y algo de vapor de agua logrando la reducción de la temperatura de punto de rocío del agua en el gas a través de una unidad compuesta por una etapa de absorción y una etapa de regeneración (Dialnet, 2010).

2.4.1. Etapa de absorción

Es la etapa en la que existe una transferencia de masa entre el desecante líquido (TEG) y el gas húmedo en contracorriente a través de una torre contactora, el gas que asciende se hace cada vez más pobre en vapor de agua hasta encontrar el contenido de agua requerido según el diseño, el TEG cada vez se hace más rico en agua a medida que desciende de plato a plato. Esta etapa se lleva a cabo a bajas temperaturas y altas presiones (STEWART Maurice, KEN E. Arnold, 2016).

Figura 2.5. Esquema de la torre de absorción



Fuente: Faculty of Physical – chemical Engineering, Petroleum Engineering School

2.4.2. ETAPA DE REGENERACIÓN

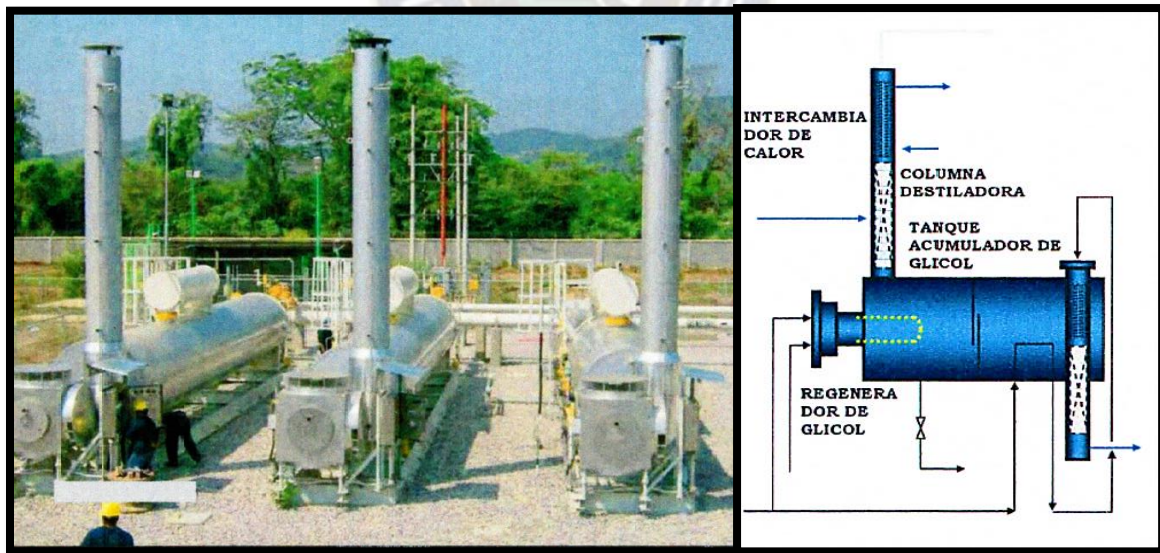
El proceso de remoción de agua del Trietilenglicol es llamado regeneración este proceso es llevado a cabo a bajas presiones y altas temperaturas.

El horno de regeneración o rehervidor de glicol, provee calor necesario para la regeneración del glicol, en donde la separación agua-glicol es relativamente fácil gracias a la gran diferencia de temperatura de ebullición que tiene el TEG y el agua.

La concentración del glicol pobre a la salida del rehervidor es determinado de acuerdo a las condiciones de operación (Presión, temperatura y caudal de gas despojador “Stripping” cuando el sistema cuenta con despojamiento).

El horno de regeneración del glicol es comúnmente calentado por varios quemadores de gas combustible en U sumergidos en el líquido. En algunos casos puede calentarse con vapor de agua, aceite o con una fuente de electricidad (Wortel, W. Huijgen, 2014).

Figura 2.6. Rehervidores del glicol



Fuente: gascat.com.br unida y apuntes de Tecnología del gas natural II

2.5. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR TEG

2.5.1. Circulación del gas

El gas húmedo circula a través de un separador donde se deben remover una gran cantidad impurezas, condensados y agua líquida antes de ingresar a la torre contactora por el plato de fondo en su punto de rocío a alta presión.

El proceso inicia con un proceso de recorrido ascendente y se pone en contacto con el TEG pobre que a su vez desciende desde el plato superior de la torre contactora , a medida que va ascendiendo el gas se seca y pasa a través de un extractor de niebla donde remueve el glicol que pudo ser arrastrado por la corriente de gas y abandona la torre por la parte superior como gas seco, pasa por un intercambiador de calor gas-glicol ubicado a un costado de la torre donde refrigera la corriente de glicol pobre para aumentar su capacidad de absorción.

En algunas instalaciones se incorpora un separador centrífugo de glicol para tratar de recuperar algunas trazas de glicol que no pudieron ser contenidas por medio del extractor de niebla. Finalmente, el gas seco sale de la unidad deshidratación para ser distribuido para el consumo interno o su exportación, usado como gas lift o reinyectado al yacimiento (Hanses, H., Chiriac, 2013).

2.5.2. Circulación del glicol

La mezcla glicol-agua es denominado glicol rico y sale por la parte inferior de la torre contactora a través de una válvula la cual es operada por un controlador de nivel de líquido descomprimiéndolo y facilitando así la liberación de los hidrocarburos que haya absorbido en la torre contactora. Posteriormente fluye a la parte superior de la columna still actuando como condensador de reflujo de glicol en forma de serpentín, aumenta su temperatura, reduce su viscosidad y favorece la entrada al separador flash donde muchos de los componentes que son volátiles (solubles) que fueron arrastrados por el glicol son vaporizados y algunos

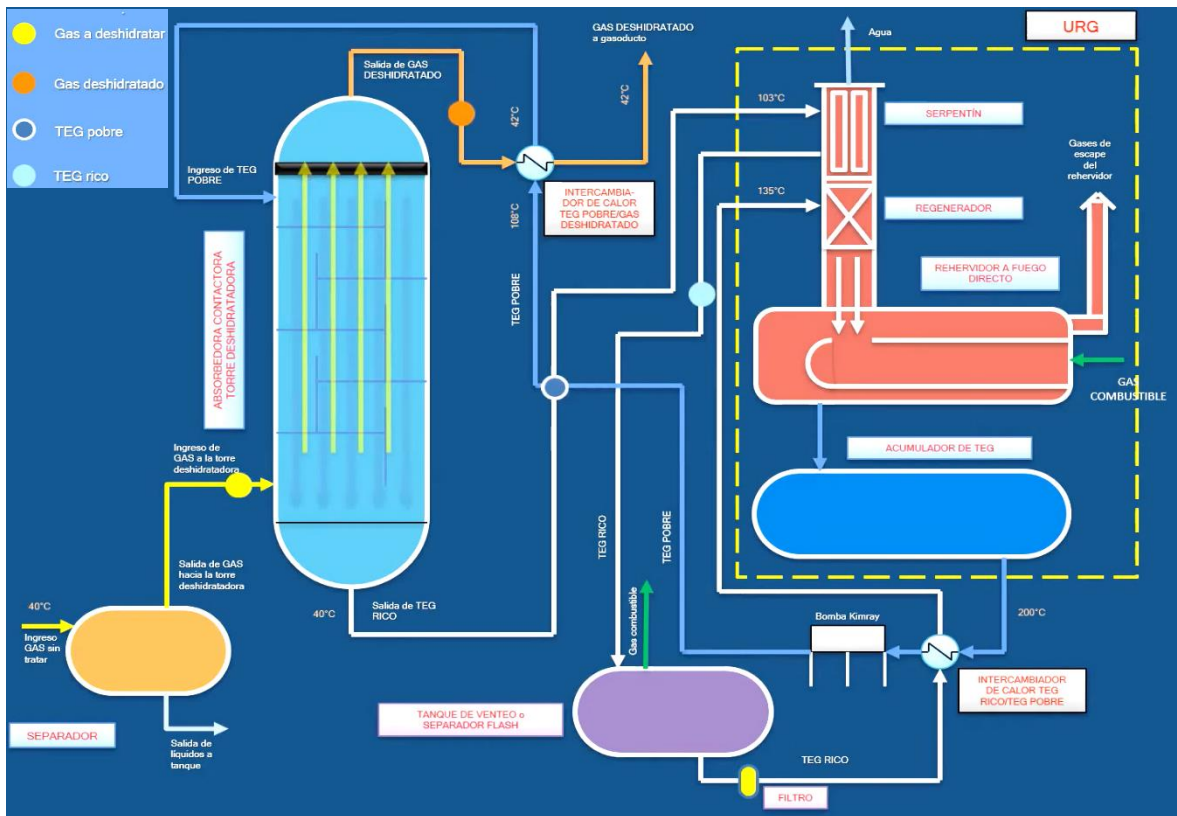
condensados hidrocarburos son removidos. La remoción de estos gases reduce sustancialmente la emisión en la columna still (Duran, M., Castillo, 2004).

Una vez que el glicol abandona el separador flash, éste fluye hacia el filtro de partículas y un filtro de carbón activado para remover sólidos, hidrocarburos disueltos y productos de la degradación del TEG respectivamente, de tal manera que se pueda prevenir la acumulación de sólidos y la formación de espuma en el rehervidor. Luego el glicol rico es precalentado en un intercambiador de calor glicol rico-glicol pobre donde intercambia calor con el TEG procedente del tanque de estabilización antes de entrar al sistema de regeneración por la parte inferior de la columna still ubicada sobre el rehervidor (GPSA, 2004).

A medida que el líquido que cae a través de los empaques se vuelve más pobre en agua llegando al rehervidor donde la temperatura aumenta para promover la separación de TEG del vapor de agua debido a la diferencia del punto de ebullición entre el glicol (546°F) y el agua (212°F). Cualquier cantidad de vapor de glicol que ascienda se condensara en la parte superior de la columna still y retornara a la sección del rehervidor (GPSA, 2004).

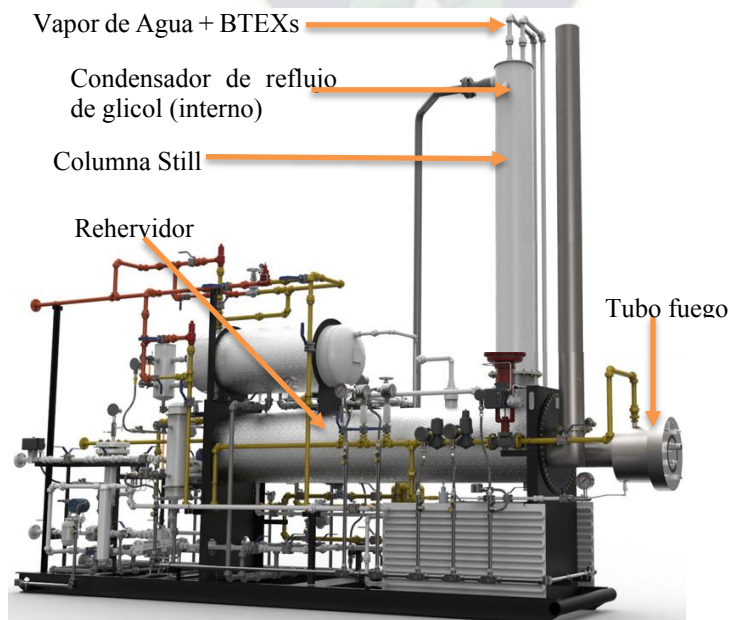
Los compuestos orgánicos volátiles que no fueron liberados en el separador flash se vaporizan con el agua en el rehervidor, mientras que el glicol pobre fluye desde el rehervidor hasta el tanque de estabilización que puede ser construido como parte integral del rehervidor para alimentar la bomba de glicol, de donde es enviado al plato superior de la torre contactora a una presión ligeramente superior, pasando previamente a través del intercambiador de calor glicol rico-glicol pobre y del intercambiador de calor glicol-gas para comenzar nuevamente un ciclo (GPSA, 2004).

Figura 2.7. Diagrama del proceso de deshidratación



Fuente: Javier Antonio Montes, <https://www.youtube.com/watch?v=Vrsu-3M9grM>

Figura 2.8. Unidad de regeneración del glicol



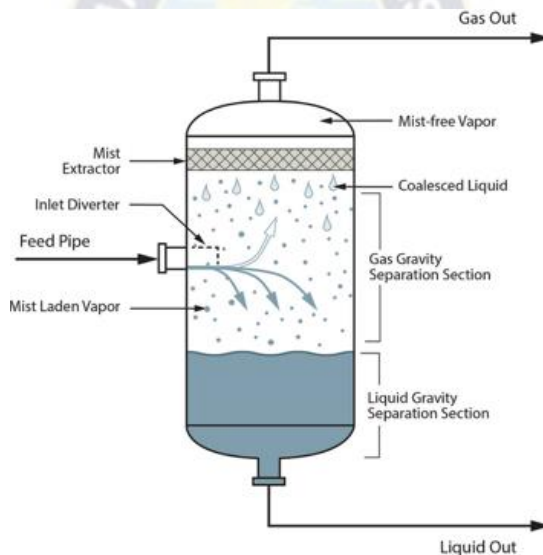
Fuente: Ventura Carlos Unidad regeneradora del glicol, <http://ventura3d.blogspot.com/2013/>

2.6. ELEMENTOS DE UN SISTEMA DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN CON TEG

2.6.1. Separador o depurador de entrada

Es un equipo indispensable ya que de no usarse un separador de entrada incrementa las pérdidas de glicol. El equipo separa los contaminantes más comunes que deterioran el rendimiento del sistema de deshidratación tales como agua libre, hidrocarburos condensados (asfáltenos, parafinas), sales, aditivos de fondo de pozo y sólidos, de tal manera que esos contaminantes no ingresen a la torre contactora (Campbell, 2014).

Figura 2.9. Separador de entrada vertical



Fuente: John Campbell

2.6.2. Torre contactora

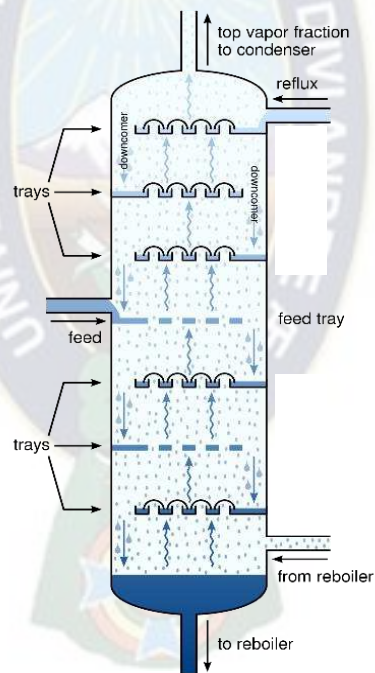
Es un equipo vertical donde se presenta una transferencia de masa del agua en el gas al glicol, para que esto ocurra es necesario que exista un área superficial de contacto y se logra mediante la configuración específica interna del equipo.

El gas natural saturado con vapor de agua asciende y fluye a través de cápsulas de burbujeo o válvulas ubicadas en cada plato que permiten mantener un nivel específico de glicol por el que el gas deberá burbujear para poder fluir hacia la parte superior de la torre.

El glicol desciende a través de las bandejas de contacto y a medida que desciende va absorbiendo el vapor de agua, este proceso se repite en cada plato de contacto y el gas natural que asciende va convirtiéndose progresivamente en gas seco (Campbell, 2014).

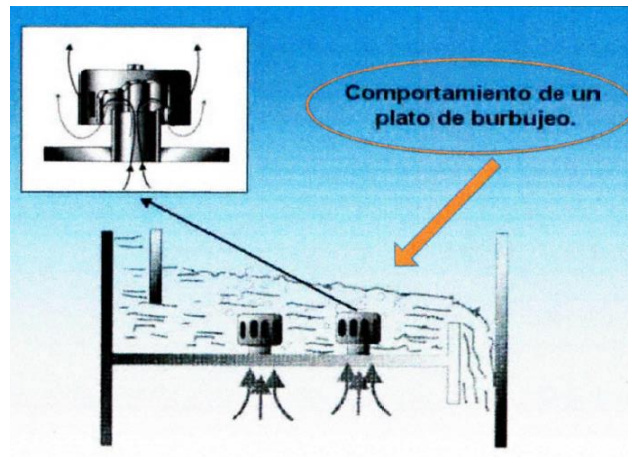
Comúnmente se usan platos de burbujeo ya que permiten bajas tasas de flujo de líquido vs flujo de gas, además las burbujas de gas proveen un área superficial necesaria para que la transferencia de masa ocurra puesto que el tiempo de contacto en cada plato es corto y nunca será alcanzado el equilibrio, varios platos son necesarios para lograr las especificaciones del gas seco (Campbell, 2014).

Figura 2.10. Torre contactora



Fuente: Columna química industrial, <https://es.wikipedia.org/>

Figura 2.11. Platos de una torre absorbedora



Fuente: Tecnología del gas natural II, Mario Daza Blanco

2.6.3. Válvula de expansión

La válvula de expansión regula la caída de presión del TEG rico que fluye hacia la etapa de regeneración la cual opera a presiones bajas y temperaturas altas además de controlar el nivel de glicol en el contactor (A.I.Y. Tok, F.Y. C. Boey and M. K. A. Khor, 1999).

2.6.4. Separador flash

Este equipo se encuentra normalmente horizontal la cual está diseñado para remover la mayor parte de los hidrocarburos gaseosos disueltos que han sido absorbidos o arrastrados por el glicol rico manteniendo libre el rehervidor de hidrocarburos volátiles.

La separación también permite remover cualquier hidrocarburo líquido evitando que lleguen al rehervidor y se forme espuma o inundación, esta será más eficiente si el glicol rico es precalentado en el tope de la columna still ya que las posibles emulsiones hidrocarburos/glicol se rompen mediante el incremento de la temperatura obtenida en el serpentín. El glicol rico que viene de la torre contactora se precalienta al ponerse en contacto con los vapores calientes que vienen del rehervidor (A. Wortel, W. Huijgen and J. Van Hal, 2014)

La presión de operación debe ser baja para promover la vaporización de los hidrocarburos más livianos. Componentes orgánicos volátiles y BTEXs (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) son muy solubles en el glicol, liberarlos reduce su concentración en la emisión de la columna still generando un menor impacto ambiental aprovechándolos como gas combustible o gas stripping.

Figura 2.12. Separador flash



Fuente: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/china-professional-design-flash-separator-flash-trap-pressure-vessel-60674096835.html>

2.6.5. Filtros

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

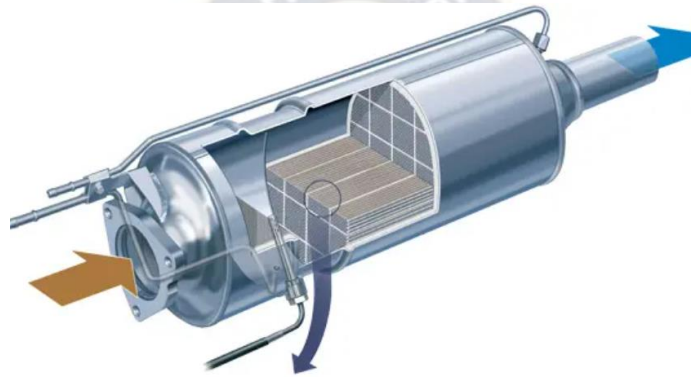
2.6.5.1. Filtro de partículas sólidas

Estos filtros son utilizados para remover hasta el 95% de impurezas, remueve sólidos en suspensión de 5-10 μm y 25-50 μm de largo manteniendo la concentración en el glicol por debajo de 0,01%(P/P) esto permite minimizar el desgaste en las bombas, obstrucción en los intercambiadores de calor, precipitación de sólidos y formación de espuma. La máxima caída

de presión debe limitarse a 25 psi un cambio del elemento filtrante será necesario si este valor es excedido.

Los filtros deben tener una capacidad de retención de 20 kg a 50 kg Para prolongar la vida útil generalmente dos filtros en serie de 50 μm y 5 μm son ubicados preferiblemente después del separador flash favoreciendo la disminución de la viscosidad y facilitando la limpieza del intercambiador de calor glicol-glicol (Campbell, 2014).

Figura 2.13. Filtro de partículas

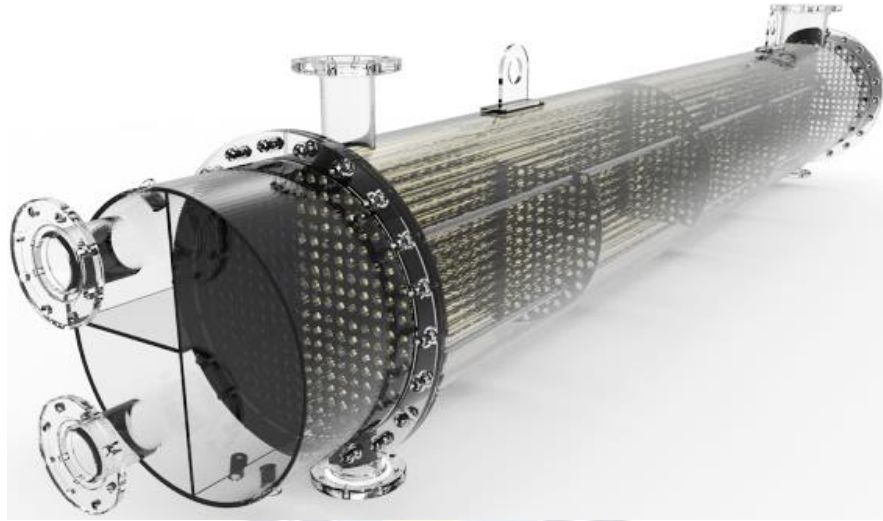


Fuente: Todo lo que debes saber sobre el filtro de partículas,
<https://www.autofacil.es/tecnologia/debes-filtro-particulas/5216.html#DqW1dVU3IUuyf9ZI>

2.6.5.1. Intercambiador glicol/glicol

Cuando el glicol pobre sale del rehervidor se encuentra a una temperatura alta, aproximadamente entre 380°F - 400°F y debe ser acondicionado antes de ingresar a la torre contactora entre 10 y 20 °F por encima de la temperatura del gas de entrada a la torre contactora. Para ello, se usa un intercambiador de calor que lo acondiciona en 2 etapas (Apuntes de Tecnología del gas natural II, Mario Daza, 2018).

Figura 2.14. Intercambiador de calor



Fuente: Fox Petrol s.a. – Carlos Ventura, 2012, <http://ventura3d.blogspot.com/2012/>

La primera etapa es el intercambiador glicol-glicol de tubo y carcasa la cual está diseñado para recuperar el máximo calor del glicol pobre que sale del rehervidor además de precalentar el glicol rico que ingresa a la columna still y disminuyendo el calor requerido en el rehervidor. El glicol rico se puede calentar hasta una temperatura de 300°F, mientras que el glicol pobre puede ser enfriado hasta 200°F (Campbell, 2014).

2.6.5.2. Intercambiador gas/glicol

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

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

punto de rocío del gas en contacto con el glicol asciende de la misma forma que asciende la temperatura del glicol pobre (Azevedo, L. F. A., & Rosa, 2016).

2.6.5.3. Columna de regeneración

Cuando el glicol rico sale de la torre contactora deber ser regenerado eliminando el contenido de agua del gas que fue absorbido y obtener nuevamente el glicol concentrado para poder ser recirculado. (GPSA, 2004)

La regeneración se lleva a cabo en un rehervidor y una columna still, estos equipos son indispensables para acondicionar el glicol rico a la mínima concentración de TEG pobre requerida en la torre contactora y así cumplir con las especificaciones de punto de rocío o contenido de agua en el gas de venta. Una alta eficiencia en la etapa de regeneración se verá reflejada en la capacidad de absorción del TEG. (GPSA, 2004)

2.6.5.4. Columna still

Es la sección vertical en donde por la parte inferior ingresa el glicol rico a la etapa de regeneración descendiendo hacia el rehervidor de donde los vapores producidos ascienden a través de la configuración interna de la columna que puede ser de platos o empacada con sillas de cerámica, anillos metálicos o plásticos dando lugar a una separación entre el agua y el glicol por destilación fraccionada. En la parte superior de la columna se encuentra un condensador (GPSA, 2004).

2.6.5.5. Rehervidor

Es un equipo que provee el calor necesario para aumentar la temperatura del glicol rico logrando su regeneración por destilación, la separación ocurre debido a la diferencia en los puntos de ebullición entre el agua y el TEG. Generalmente calor suministrado es calentado a través de un tubo de fuego en forma de “U” sumergido en el glicol e incluye una

columna para la salida de los gases de combustión. Dentro de la carcasa se encuentra un vertedero que mantiene el nivel de glicol por encima del tubo de fuego, evitando el sobrecalentamiento y previniendo la degradación térmica del glicol por exceso de calor.

El calor requerido es proporcional a la tasa de circulación de TEG y la cantidad de agua a remover, también es función de la eficiencia del intercambiador de calor glicol-glicol. El tamaño de este recipiente se determina por la velocidad de diseño máxima de circulación de glicol, y el tamaño del tubo de fuego en sí está diseñado para un límite en el flujo de calor del fuego a través del tubo de acero para el glicol en el lado de la carcasa del fuego tubo. Cuanto mayor sea el tubo de fuego, menor es la tasa de transferencia de calor por unidad de área. La llama debe ser la quema a lo largo de la mayor parte del tubo, en oposición a una llama intensa en la parte delantera del quemador (GPSA, 2004).

El tubo de fuego debe ser diseñado para una tasa de transferencia de calor por pie cuadrado no mayor que 7.000 Btu/hr, este tubo también está equipado con un regulador de temperatura que controla el suministro de gas a través de una válvula de control en la línea de suministro de gas combustible al quemador (Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, 2014).

2.6.5.6. Condensador

Está ubicado en la parte superior de la columna still, y utiliza como fluido refrigerante glicol rico proveniente de la torre contactora. A medida que los vapores ascienden entran en contacto generando un reflujo que minimiza las pérdidas de glicol, debe tener una temperatura que permita la condensación del glicol, pero no del vapor de agua, debido a la diferencia de puntos de condensación el glicol descendiendo a través de la columna still hasta llegar al rehervidor, permitiendo que los hidrocarburos volátiles, vapor de agua y parte del

gas stripping sean despojados. Por lo general el condensador está diseñado en forma de serpentín. También, se utiliza para precalentar el glicol rico que viene de la torre contactora que posteriormente se envía al separador trifásico (GPSA, 2004).

2.6.5.7. Bomba de glicol

En la deshidratación del gas utilizando glicol, se utilizan diferentes tipos de bombas para el transporte del glicol a través del sistema. Las bombas más comúnmente utilizadas para este propósito incluyen:

Generalmente son bombas de desplazamiento positivo de tipo recíprocante y deben tener estabilizadores de pulsaciones instalados en la entrada y salida. Se recomienda conectar dos bombas en paralelo, una que proporcione el 100% de flujo y la otra como factor de seguridad para evitar tiempos de inactividad si falla una bomba.

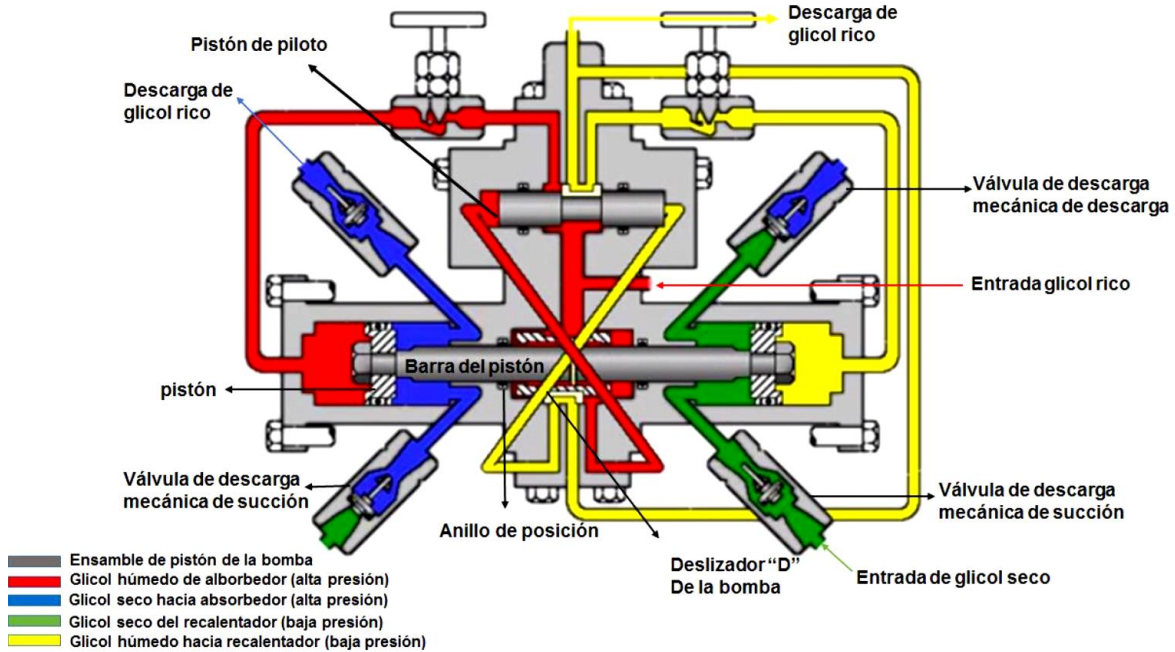
Puede estar accionada por electricidad, gas, o mediante glicol rico con la asistencia de gas a alta presión. Comúnmente se usa la bomba de gas-glicol, utilizando el glicol rico de alta presión en la torre contactora para proveer parte de la energía necesaria para su operación.

Algunas condiciones de operación son:

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

Se debe limpiar con regularidad el filtro de succión de la bomba por taponamiento y/o abrir la válvula de purga, para eliminar el aire atrapado y evitar desgaste de la bomba. La bomba es usualmente la pieza más sobrecargada y abusada en el sistema del proceso del glicol (Azevedo, L. F. A., & Rosa, 2016).

Figura 2.15. Bomba de glicol



Fuente: KIMRAY INC. Glycol pumps

2.7. FACTORES A TOMARSE EN CUENTA PARA EL DISEÑO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN

2.7.1. Diseño del proceso de deshidratación con glicol TEG

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

2.7.1.1. Factores básicos del diseño del proceso

En el dimensionamiento de la unidad de deshidratación con glicol la temperatura de punto de rocío del gas a la salida de la torre contactora es uno de los parámetros más importantes. Una vez especificada la temperatura de punto de rocío del gas seco junto con la presión y la temperatura de operación de la torre contactora, se pueden aplicar las cartas de contenido de agua similares a la **Figura 2.2** para determinar el contenido de agua en el gas húmedo que ingresa a la torre contactora y calcular la eficiencia de remoción de agua en el proceso de deshidratación (Campbell, 2014).

La concentración del Glicol pobre se relaciona de manera termodinámica al contenido de agua del gas seco, lo cual impacta los costos operacionales (OPEX), más los de capital (CAPEX). Un menor contenido de agua en el gas seco requiere una mayor concentración del TEG, este parámetro fija la mínima concentración del TEG pobre requerida introducido por el plato superior de la torre y el número de platos en la torre contactora.

Así podrá ser calculado:

- La mínima concentración de TEG pobre requerida
- La tasa de recirculación de TEG requerida
- El número de etapas requeridas (platos) en la torre contactora.

2.7.2. Parámetros a tomar en cuenta para un mejor diseño de una unidad de deshidratación con TEG

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

2.7.2.1. Eficiencia de remoción de agua (W_e)

Para poder determinar la eficiencia de remoción de agua, (W_e) se debe conocer el contenido de agua en el gas de entrada (W_{en}) (lb/MMSCF) que está relacionado con la temperatura y presión de operación de la torre contactora; se debe especificar el contenido agua deseado en el gas de salida (GPSA, 2004).

Para determinar la cantidad de agua removida usamos la siguiente ecuación:

$$W_{removida} = W_{entrada} - W_{salida} \left[\frac{Lb}{MMscf} \right] \quad (2.1)$$

Donde:

W_{entrada} : Contenido de agua de entrada

W_{salida} : Contenido de agua salida

Y para calcular la eficiencia de remoción de agua, es determinada con la siguiente ecuación:

$$E_w = \frac{W_{\text{entrada}} - W_{\text{salida}}}{W_{\text{entrada}}} \quad (2.2)$$

2.7.2.2. Concentración de TEG pobre ($w_i\%$)

Es la concentración mínima que se requiere de Trietilenglicol en la solución regenerada que debe ingresar por el plato superior de la torre contactora de tal manera que pueda cumplir con la especificación del contenido de agua en el gas. Y eso depende también de la temperatura de operación de la torre contactora y de la temperatura punto de rocío del agua deseada en el gas de salida (GPSA, 2004).

El glicol como líquido higroscópico con alta afinidad por el agua una vez entre en contacto con el gas durante el descenso a través de la torre absorberá la mayor cantidad de agua posible contenida en el gas hasta que la altura de la torre se lo permita (tiempo de contacto), la altura dependerá del número de platos, a mayor número de platos mayor acercamiento al equilibrio (Campbell, 2014).

2.7.2.3. Concentración de TEG rico

La concentración del TEG rico que sale del fondo de la torre contactora se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$TEG_{\text{RICO}} = \frac{\rho \cdot TEG_{\text{POBRE}}}{\rho + \frac{1}{L_w}} \quad (2.3)$$

Dónde:

ρ : Gravedad específica * 8.34 = Densidad de la solución TEG pobre (Lb/gal). A temperatura de operación.

L_W : Tasa de circulación de glicol por cada libra de agua a remover (gal. TEG/lb H₂O)

TEG_{GRICO}: Concentración del TEG en la solución rica saliendo de la contactora.

TEG_{POBRE}: Concentración del TEG en la solución pobre, saliendo de la contactora.

2.7.2.4. Tasa de circulación del glicol TEG

La tasa de circulación es uno de los factores que influye en el número de contactos (platos de burbujeo) Si se tuviera un número alto de contactos y una tasa de circulación infinita el acercamiento al equilibrio sería cero y el valor del punto de rocío de agua en el gas de salida solo dependería de la concentración de TEG pobre.

Esta tasa de circulación puede ser determinada basándose en la cantidad de agua a ser removida y la relación de TEG – AGUA (GPSA, 2004).

- Cantidad de agua a ser removida:

$$W_R = \frac{Q_g \cdot (W_{entrada} - W_{salida})}{24} \quad (2.4)$$

Donde:

W_r : Tasa de agua removida, Lb/hr

$W_{entrada}$: Contenido de agua en el gas de entrada, Lb/MMPCS

W_{salida} : Contenido de agua en el gas de salida, Lb/MMPCS

Q_g : Tas gas, MMPCS

- Relación TEG - AGUA

La relación puede ser determinada con la eficiencia de remoción y la mínima concentración de TEG pobre requerida. Buscando que la relación de circulación de TEG - AGUA este entre 2 y 5 gal TEG/lb H₂O.

$$Q_{TEG\min} = GWR \cdot W_R \quad (2.5)$$

Donde:

$Q_{TEG\min}$: Tasa mínima de circulación de Glicol, gal TEG/lb.

GWR: Relación Glicol/Agua, gal TEG/lb agua removida.

W_R : Tasa de agua removida, lb/hr.

Los valores altos de tasas de circulación proporcionan una pequeña deshidratación adicional. Si la tasa de circulación de TEG es baja el gas podría salirse de las especificaciones, por lo tanto, es adecuado trabajar con cierta tasa de sobre circulación, pero debe tenerse en cuenta que una excesiva tasa de circulación puede disminuir la eficiencia de regeneración (GPSA, 2004).

La tasa de circulación es directamente proporcional a la energía requerida en el rehervidor. Un incremento en exceso en la tasa de circulación puede disminuir la temperatura del rehervidor, disminuir la concentración del glicol pobre, y reducir la cantidad de agua que el glicol puede retirar del gas. Por lo tanto, debe adicionarse entre un 10 y 30% de la tasa de circulación para alcanzar una tasa de circulación óptima (Kohl, A., & Nielsen, R, 1997).

2.8. EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN

El grado de remoción de vapor de agua en el gas natural o la depresión del punto de rocío de agua en el gas depende de ciertos parámetros como: concentración de TEG pobre, tasa de circulación de TEG, número de etapas en la torre contactora, y cantidad de agua en el gas de entrada la cual depende de la temperatura y la presión de entrada del gas. Además de otras variables que pueden incidir en el proceso (Stewart, W. E, 2011).

2.8.1. Temperatura gas de entrada

Determina el contenido de agua hacia la torre contactora, bajas temperaturas del gas de entrada harán que sea menor la cantidad de agua a remover por el glicol. A presión

constante el contenido de agua en el gas saturado incrementa exponencialmente con el aumento en la temperatura. Un incremento en la temperatura del gas aumenta su volumen por lo tanto incrementara el diámetro de la torre contactora. La temperatura no debería caer por debajo de la temperatura de formación de hidratos. El rango de operación se encuentra entre 50°F -130°F (GPSA, 2004).

Tabla 2.3. Efecto de la temperatura en el gas de entrada

Temperatura gas de entrada	Efecto
$T < 50\text{ }^{\circ}\text{F}$	Incremento de la viscosidad del TEG
$60\text{ }^{\circ}\text{F} < T < 70\text{ }^{\circ}\text{F}$	Emulsión estable con los hidrocarburos líquidos en el gas causa la formación de espuma en la torre contactora
$T < 70\text{ }^{\circ}\text{F}$	Formación de hidratos
$80\text{ }^{\circ}\text{F} < T < 100\text{ }^{\circ}\text{F}$	Rango de operación óptimo
$>100\text{ }^{\circ}\text{F}$	Cantidad de agua en el gas aumenta, y la eficiencia de remoción de TEG es baja

Fuente: GPSA, 2004

Una alta temperatura en el gas de entrada requiere mayor tasa de circulación de TEG. A mayor temperatura en el gas de entrada se requerirá una mayor depresión en el punto de rocío, una alta temperatura reduce la densidad del gas dando lugar a un alto flujo volumétrico de gas. Una baja temperatura incrementa la viscosidad del glicol y reduce la eficiencia de absorción e incrementa la tendencia a la formación de espumas, por encima de las 120 °F el gas contiene mayor cantidad de agua y la capacidad de absorción del glicol es reducida debido a las pérdidas por vaporización (GPSA, 2004).

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

2.8.2. Presión gas de entrada

A bajas condiciones de presión el efecto no es muy significativo ya que a temperatura constante el contenido de agua en el gas de entrada decrece con el incremento en la presión, por lo cual una presión óptima en la torre contactora en la práctica está en el rango de 500 psig a 1500 psig, a presiones inferiores a 3000 psig la deshidratación es posible (teóricamente). A presiones por debajo de 500 psia, el gas contiene más vapor de agua y el efecto de la presión es bastante apreciable (GPSA, 2004).

2.8.3. Flujo gas de entrada

El caudal másico de entrada (lbs/h) del agua que se va a eliminar varía directamente con el caudal de gas de entrada. Normalmente los platos funcionan en modo burbujeante, es decir, hay muy poco glicol en comparación con el caudal de gas; un aumento en el caudal de gas provocará inundaciones, reduciendo así el rendimiento de la torre de contactora (Campbell, 2003).

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

2.8.4. Número de etapas en la torre contactora

El número de etapas en una torre contactora depende de varios factores, incluyendo las especificaciones del proceso y las condiciones de operación. La torre contactora es una columna de destilación utilizada en la deshidratación del gas mediante el contacto del gas húmedo con un líquido deshidratante, como el glicol, para eliminar el agua del gas (GPSA, 2004)

El número de etapas necesarias en una torre contactora se determina principalmente por el grado de separación requerido entre el gas y el líquido deshidratante. Cuantas más etapas tenga la torre, mayor será la eficiencia de la separación. Sin embargo, el número exacto

de etapas puede variar según las características específicas del proceso, como la temperatura y la presión del sistema, así como las propiedades del gas y del líquido deshidratante.

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

2.8.5. Presión en el rehervidor

En la regeneración del glicol, el rehervidor (o reboiler en inglés) es un equipo utilizado para calentar el glicol cargado con agua y otros contaminantes para separarlos y regenerar el glicol deshidratante. La presión del rehervidor en la regeneración del glicol puede variar dependiendo de varios factores, incluyendo el diseño específico del sistema y las condiciones de operación.

Generalmente, la presión del rehervidor en la regeneración del glicol suele ser más baja que la presión en la torre contactora donde se realiza la absorción del agua del gas. Esto se debe a que la presión en el rehervidor está influenciada por la temperatura requerida para evaporar el agua del glicol y regenerar el líquido deshidratante. Una presión más baja permite alcanzar la temperatura de ebullición deseada con menos energía.

La presión del rehervidor puede variar típicamente desde unas pocas psig (libras por pulgada cuadrada, gauge) hasta varios cientos de psig, dependiendo de la temperatura de operación y las propiedades del glicol utilizado. Es importante mantener un equilibrio entre la temperatura y la presión en el rehervidor para asegurar una regeneración eficiente del glicol sin comprometer la integridad del equipo y la seguridad operativa (Duran, M., Castillo, E, 2004)

2.8.6. Tasa de circulación de TEG

Se obtendrá una mayor depresión en el punto de rocío del gas con el incremento de la tasa de circulación de TEG pobre a determinado número de etapas y a una concentración de TEG pobre constante. El aumento de la tasa de circulación genera una reducción en el contenido de agua en el gas hasta cierto límite, después tendera a ser constante y se generara una carga innecesaria en el rehervidor. Un valor normal de operación en la tasa de circulación es de 2 a 5 galones de TEG por cada libra de agua removida.

La velocidad de circulación requerida se determina con la concentración de TEG pobre, el número de platos y el punto de rocío de la depresión deseada. Si la concentración de TEG pobre es insuficiente, un incremento en la tasa de circulación de glicol no necesariamente lograra la deshidratación del gas deseada. Aumentar el número de platos o la concentración de glicol son generalmente medios más eficaces para aumentar la depresión del punto de rocío (Duran, M., Castillo, E, 2004).

2.8.7. Temperatura condensador de reflujo

La temperatura del condensador de reflujo en un proceso de deshidratación del gas natural puede variar dependiendo de varios factores, incluyendo el diseño específico del sistema, las condiciones de operación y las propiedades del gas y del líquido deshidratante utilizado, como el glicol.

El condensador de reflujo es una parte crucial del sistema de deshidratación, ya que condensa el vapor de agua recuperado durante el proceso y lo devuelve a la torre de absorción para aumentar la eficiencia de la deshidratación.

La temperatura del condensador de reflujo generalmente se ajusta para garantizar que el vapor de agua se condense adecuadamente y se retire del sistema. Por lo tanto, esta temperatura suele ser más baja que la temperatura de saturación del vapor de agua a la presión

del sistema. La temperatura del condensador de reflujo puede variar en un rango típico que va desde aproximadamente 40°C hasta 80°C, pero puede ser más alta o más baja dependiendo de las condiciones específicas del proceso (Duran, M., Castillo, E, 2004).

2.8.8. Temperatura en el rehervidor

En un proceso de deshidratación del gas natural utilizando glicol, el rehervidor de reflujo es una parte crucial del sistema. Se utiliza para regenerar el glicol, es decir, eliminar el agua absorbida por el glicol durante el proceso de deshidratación para que el glicol pueda ser reutilizado (Duran, M., Castillo, E, 2004).

La temperatura del rehervidor de reflujo puede variar dependiendo del diseño específico del sistema, las propiedades del glicol y las condiciones de operación. En general, la temperatura del rehervidor de reflujo suele estar en el rango de 160°C a 204°C (320°F a 400°F). Esta temperatura es lo suficientemente alta para vaporizar el agua absorbida por el glicol y permitir su separación del glicol (Duran, M., Castillo, E, 2004).

Es importante controlar cuidadosamente la temperatura del rehervidor de reflujo para asegurar una regeneración efectiva del glicol sin causar degradación del mismo. Esto se logra mediante el ajuste de la presión y la temperatura del vapor de calentamiento en el rehervidor, así como mediante el monitoreo y control de otros parámetros del sistema de regeneración.

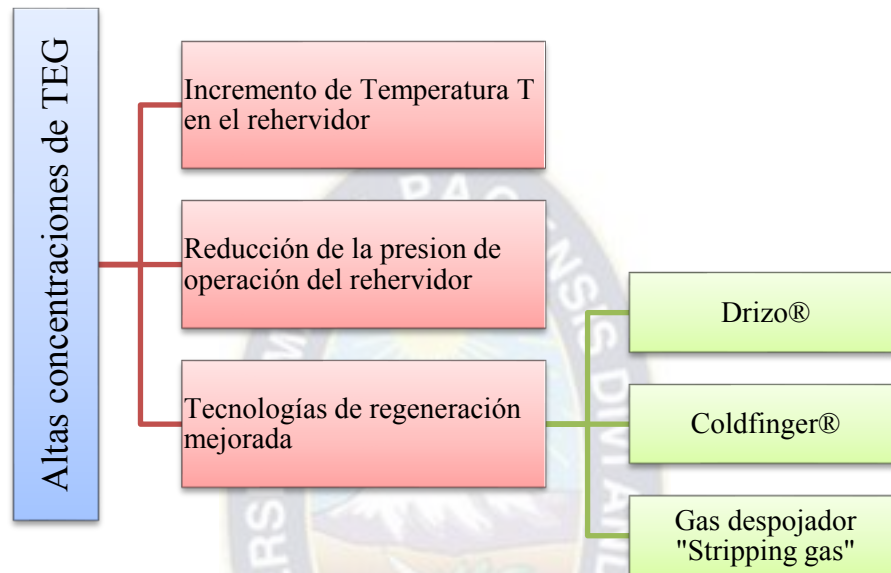
Cuando el gas de la alimentación tiene un porcentaje muy alto de componentes pesados aumenta la tendencia a producir condensación de los hidrocarburos lo cual, a su vez, facilita la formación de espuma. Como consecuencia el gas se sale de especificaciones (GPSA, 2004)

2.9. MÉTODOS PARA ELEVAR LA CONCENTRACIÓN DE GLICOL

La concentración de TEG pobre es una de las variables más importantes en el proceso de deshidratación de gas natural. Una alta concentración de TEG pobre generara una alta

depresión en el punto de rocío a determinada tasa de circulación de TEG y número de platos en la torre contactora (GHATI, M., 2013)

Figura 2.16. Métodos para incrementar la concentración de TEG



Fuente: Elaboración propia

La concentración máxima de TEG pobre alcanzable está entre 98,5 % y 98,9 % de concentración en masa a presión atmosférica y temperatura máxima de la caldera (400 °F). Si la concentración mínima de TEG pobre requerida en la columna del contactor para cumplir con la especificación de temperatura del punto de rocío del agua en el gas es mayor que esta concentración, se debe usar una alternativa en la fase de regeneración.

La temperatura del glicol pobre que ingresa por el plato superior de la torre contactora debe ser de 10°F a 20°F por encima de la temperatura del gas de entrada. Esto se lo coloca por encima de la temperatura del gas de entrada ya que favorece la condición de equilibrio entre el glicol y el vapor de agua contenido en el gas, una temperatura mayor a 20 °F de la

temperatura del gas de entrada favorecerá las pérdidas de glicol por vaporización, si el glicol entra más frío que el gas favorecerá la condensación de hidrocarburos que a su vez promueven la formación de espuma (GPSA, 2004).

2.9.1. INYECCIÓN GAS STRIPPING

Esta corriente de gas es introducida después de que el glicol ha sido regenerado parcialmente en un proceso convencional. Este gas reduce la presión parcial del agua en la solución de TEG rico generando una mayor vaporización logrando una mayor concentración de TEG pobre (Mohammad Reza Rahimpour, Seyyed Mohammad Jokar, Pouyan Feyzi, 2016).

Tabla 2.4. Condiciones de operación de una unidad de deshidratación

CONTACTOR

Presión de entrada	< 2000 PSIG
Temperatura de entrada	60 °F a 100 °F
Caída de presión de torre contactora	5 a 10 PSI
Tasa de circulación de glicol	2 a 5 Gal/lbH ₂ O
Eficiencia de bandeja	25 a 30%
Punto de rocío	> -25 °F

REGENERACION

Temperatura del Rehervidor	375 °F a 400 °F
----------------------------	-----------------

TANKE FLASH

Presión	50 a 75 PSIG
Temperatura	150 °F

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

2.10. EQUIPOS Y TECNOLOGÍAS DE REGENERACIÓN MEJORADA

La mayoría de las unidades de deshidratación con glicol son muy similares excepto en la etapa de regeneración donde varios métodos son introducidos para lograr una mayor concentración (Mohammad Reza Rahimpour, Seyyed Mohammad Jokar, Pouyan Feyzi, 2016).

La concentración máxima de TEG alcanzada fue de aproximadamente 98,5% y 98,9% en masa a presión atmosférica y una temperatura máxima de caldera de 400°F. Si la concentración mínima de TEG pobre requerida en la torre del contactor para cumplir con las especificaciones de contenido de agua del gas y/o temperatura del punto de rocío del agua es superior al 99% en peso, se debe combinar algún método en el paso de regeneración (Mohammad Reza Rahimpour, Seyyed Mohammad Jokar, Pouyan Feyzi, 2016).

Coldfinger®, Drizo® y gas stripping son tecnologías utilizadas en la regeneración mejorada del glicol en el proceso de deshidratación del gas natural. Cada una de estas tecnologías tiene sus propias características y aplicaciones específicas.

Tabla 2.5. Concentración del TEG pobre con alternativas de regeneración

PROCESOS DE REGENERACIÓN	CONCENTRACIÓN DE TEG POBRE (wt%)	DEPRESIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO (°F)
CONVENCIONAL	< 2000 PSIg	113
COLDFINGER	60 °F a 100 °F	140
DRIZO	5 a 10 PSI	212
GAS STRIPING	2 a 5 Gal/lbH ₂ O	170

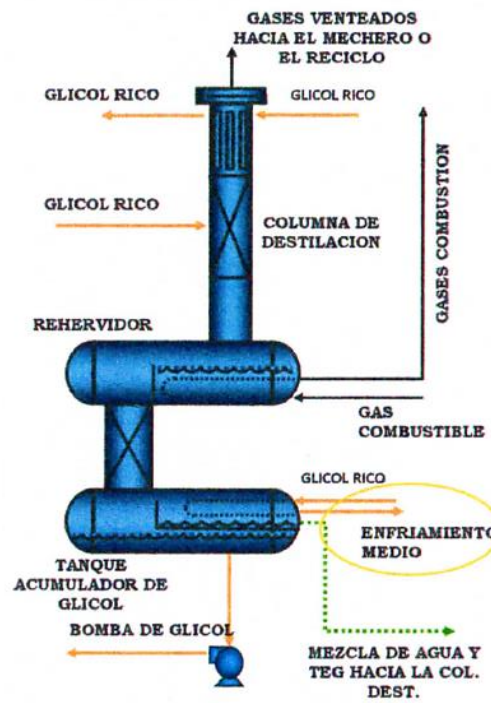
Fuente: J, ARIHUR., R, WILLIAM, Fundamentals of Natural Gas Processing.

2.10.1. Coldfinger

Esta tecnología utiliza un proceso de enfriamiento para condensar el vapor de agua del glicol regenerado. Consiste en un condensador enfriado por agua que se utiliza para condensar el vapor de agua del glicol regenerado. Coldfinger® es conocido por su eficiencia en la eliminación del agua del glicol y su capacidad para operar a temperaturas más bajas en comparación con otros métodos de regeneración.

Esta tecnología a usar no necesita el consumo de gas para despojamiento, y reduce el potencial de pérdida de TEG por vaporización y Las emulsiones de BTEX y COVS con los vapores de tope en el regenerador cuando se llega a ventear hacia el aire.

Figura 2.17. Descripción del proceso del Coldfinger®



Fuente: Apuntes Ing. Mario Daza Blanco

2.10.1.1. Descripción del proceso

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

El TEG rico que emerge del fondo de la torre del contactor fluye hacia la válvula de expansión donde la presión se reduce a la etapa de regeneración.

El TEG rico se calienta mientras actúa como un dispositivo refrigerante para el condensador de dedo frío (punto frío) y flota como condensado de retorno. La torre de destilación del aparato continúa pasando por diversos equipos (separador flash, intercambiador de calor, filtro) en el proceso tradicional de deshidratación para llegar al

fondo de la torre de destilación para su regeneración y obtener trietilenglicol concentrado del 98,5% al 98,9% en masa. Con el fin de aumentar la concentración la corriente de glicol regenerada es transportada al dispositivo Coldfinger donde una deshidratación adicional se lleva a cabo. El TEG pobre fluye horizontalmente a través de la parte inferior del dispositivo.

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

2.10.1.2. Equipos

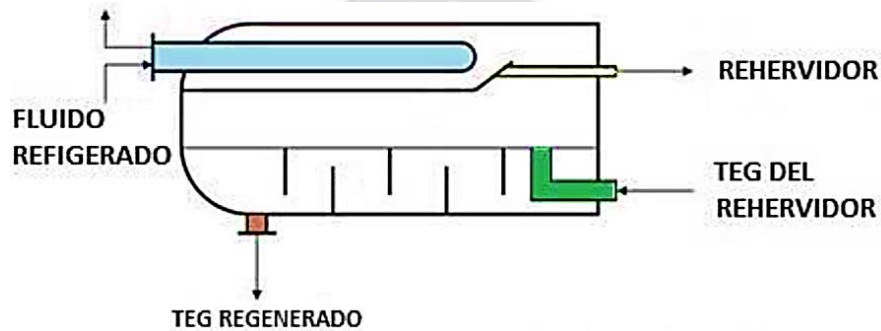
DISPOSITIVO COLDFINGER

Este dispositivo está configurado con algunos Baffles para mantener la superficie del glicol agitado y turbulento con el fin de aumentar la tasa de vaporización. En la parte superior del dispositivo un condensador horizontal ocupa una pequeña parte del espacio en la zona de vapor. Los tubos en forma de U causan una condensación local debido a la transferencia de calor por convección, el agua condensada se extrae de la parte más próxima al condensador por medio de un colector donde las gotas de líquido gravitan entorno a este permitiendo que el líquido fluya y se retire del recipiente, mientras que lo no condensado sigue en la cámara de vapor, como resultado se obtiene una deshidratación adicional del líquido que fluye por la parte inferior del dispositivo.

Como todos los sistemas buscan naturalmente las condiciones de equilibrio el agua se evaporará desde el glicol líquido para restaurar el equilibrio en la fase de vapor, obteniendo un glicol más concentrado (Mohammad Reza Rahimpour, Seyyed Mohammad Jokar, Pouyan Feyzi, 2016)..

El grado de deshidratación con el dispositivo Coldfinger básicamente dependerá de la tasa de eliminación de calor por el condensador y de la tasa de vapor caliente que sube a la proximidad de los tubos fríos. Estos parámetros dependen de la extensión de la superficie fría del condensador, la temperatura del fluido de refrigeración y la dinámica de fluidos de las dos fases dentro del dispositivo (Campbell, 2003).

Figura 2.18. Dispositivo Coldfinger



Fuente: John Campbell

BOMBA DE RECIRCULACIÓN

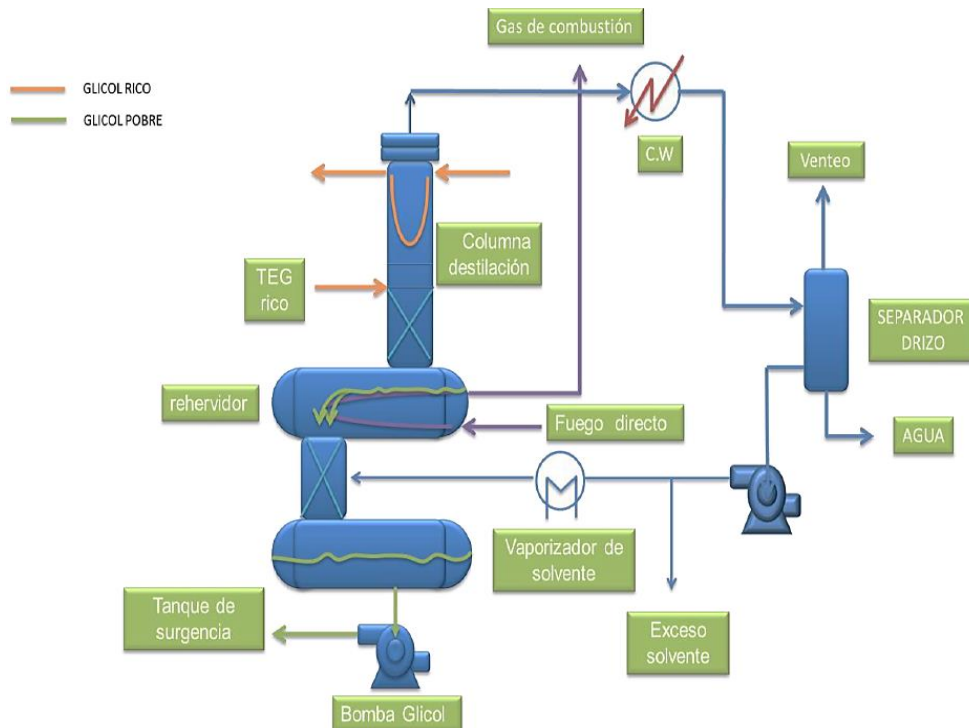
Para aplicar un proceso con Coldfinger se requiere una bomba adicional para recircular el líquido condensado desde el dispositivo hacia la columna still. La carga en la columna still y la energía requerida en el rehervidor son incrementados debido a la corriente de recirculación cuando esta proviene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

2.10.2. Drizo

Es una tecnología que utiliza membranas permeables para separar el agua del glicol regenerado. Las membranas permiten que el vapor de agua pase a través de ellas mientras retienen el glicol. Esta tecnología es particularmente útil en aplicaciones donde se requiere

una regeneración más selectiva y eficiente del glicol, ya que puede proporcionar una mayor pureza del glicol regenerado.

Figura 2.19. Descripción del proceso Drizo



Fuente: John Campbell. Conditioning Processing Volumen 2

2.10.2.1. Descripción del proceso

Los hidrocarburos venteados y el vapor de agua que salen de la columna still pasan a un enfriador y fluyen hacia un separador trifásico donde es removida el agua y algunos gases no condensados libres de BTEX, después de la separación el contenido agua sigue presente en los hidrocarburos líquidos en bajas proporciones, sin embargo opcionalmente se puede eliminar mediante un filtro de coalescencia proporcionando una eficiente y sencilla separación tanto de agua como contaminaste sólidos y así el contenido de agua residual en el disolvente este por debajo de 0,1 ppm.

Los hidrocarburos recuperados posteriormente son bombeados a un calentador de solvente para obtener la temperatura necesaria de vaporización, el disolvente vaporizado puede ser inyectado al rehervidor, dando lugar a una destilación azeotrópica en lugar de una destilación simple TEG-Agua (Mohammad Reza Rahimpour, Seyyed Mohammad Jokar, Pouyan Feyzi, 2016).

2.10.2.2. Equipos adicionales

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

FILTROS COALESCENTES

Los filtros coalescentes son dispositivos utilizados para separar partículas y gotas de líquido suspendidas en un flujo gaseoso. Estos filtros son comúnmente utilizados en una variedad de aplicaciones industriales, incluyendo la deshidratación del gas natural.

La operación de un filtro coalescente se basa en el principio de coalescencia, que es el proceso mediante el cual pequeñas gotas de líquido se unen para formar gotas más grandes. El filtro coalescente proporciona un medio poroso que permite que el flujo gaseoso pase a través de él, mientras que atrapa las partículas y las gotas de líquido. A medida que las gotas de líquido se acumulan en el medio filtrante, pueden unirse entre sí y formar gotas más grandes que eventualmente caen por gravedad y son drenadas del sistema.

En la deshidratación del gas natural, los filtros coalescentes pueden utilizarse en varias etapas del proceso para eliminar el agua y otras impurezas del gas antes de someterlo al tratamiento de deshidratación principal, como el contacto con el glicol. Esto ayuda a proteger equipos sensibles, como intercambiadores de calor y compresores, de daños causados por la

presencia de líquido en el gas (Nemati Rouzbahani, Bahmani M., Shariati J., Tohidian T. B, M.R. Rahimpour, 2014).

Figura 2.20. Filtro coalescente



Fuente: Cirratech de México, Filtros coalescentes, <https://www.cirratech.com.mx/equipos-filtracion.php>

BOMBAS PARA DISOLVENTES

Equipo para la línea de circulación de disolvente ayudando a superar la contrapresión de los calentadores de disolvente y del separador trifásico.

Figura 2.21. Bomba para disolventes

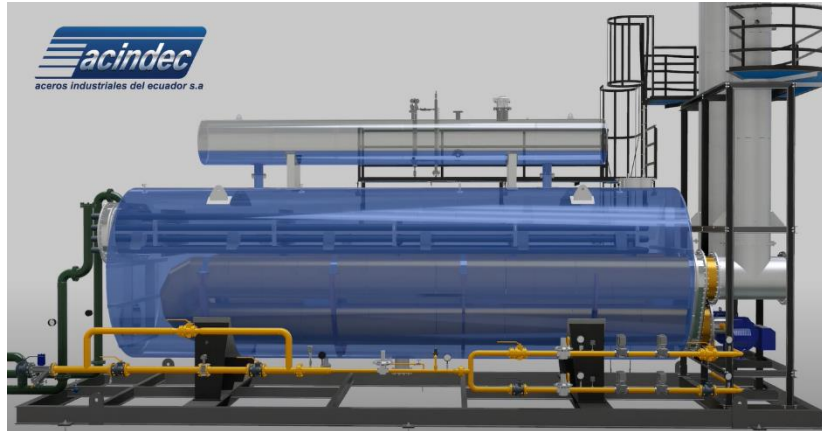


Fuente: DIRECT INDUSTRY, Bombas de accionamiento magnético, <https://www.directindustry.es/fabricante-industrial/bomba-accionamiento-magnetico-93184.html>

CALENTADOR DE SOLVENTE

Ayuda a sobrecalentar el disolvente por encima de 300 °F

Figura 2.22. Calentador de solvente



Fuente: Calentador de solventes. Acindec S.A.

El proceso DRIZO tiene una eficiencia muy alta en la deshidratación ya que logra concentraciones de Trietilenglicol superiores a 99,99% porcentaje másico, lo que permite depresiones en la temperatura de punto de rocío tan altas como 180°F y más altas en algunos casos.

2.10.3. Gas stripping

Stripping es definido como un proceso de separación física en el cual uno o más componentes son removidos de una corriente líquida por una corriente de vapor. El gas stripping disminuye la presión parcial del agua causando mayor vaporización del agua de la solución de TEG rico (Stewart, M., & Arnold, K., 2008).

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

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

El gas stripping es un método adicional para regenerar al glicol rico a niveles de concentración mayores a 98,5%, por ser económico y porque no requiere licencia.

El aumento de flujo de gas stripping removerá más agua del glicol y mejorará la concentración del glicol mucho más alta (Stewart, M., & Arnold, K., 2008)

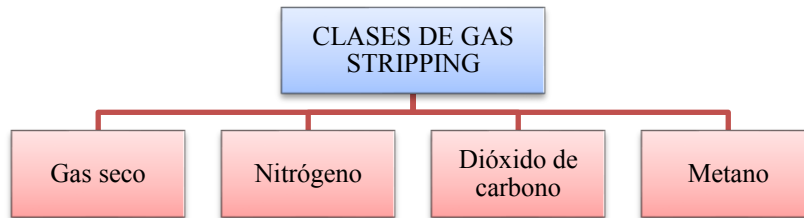
Alguna de sus características es:

- Es inyectado al sistema de regeneración una corriente de gas, que es burbujeado a través del glicol por una tubería distribuidora que es instalado en el fondo del rehervidor.
- El gas stripping sale por la cima de la columna de destilación con el agua en estado vapor.
- Puede llegarse a obtener una concentración másica mayor al 95,5% a presión atmosférica.

2.10.3.1. Clases de gas stripping

Cualquier gas que se encuentre sub saturado con respecto al agua podrá ser utilizado como gas stripping, aprovechando la alta afinidad de un gas seco caliente por el agua el gas stripping puede ser un gas inerte o una fracción del gas deshidratado (Campbell, 2014).

Figura 2.23. Clases de gas stripping



Fuente: Elaboración propia

2.10.3.2. Configuración a tener la inyección de gas stripping

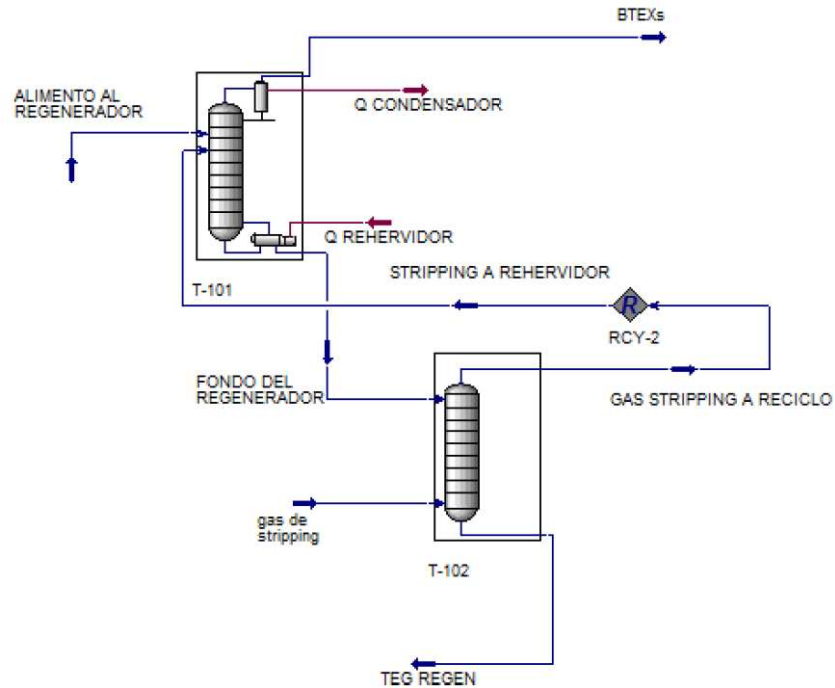
La configuración para la inyección de gas stripping en un proceso de deshidratación del gas natural puede variar dependiendo de varios factores, incluyendo el diseño específico del sistema, las propiedades del gas y del líquido deshidratante utilizado, y las condiciones de operación. Sin embargo, aquí hay una configuración general para la inyección de gas stripping.

2.10.3.3. Columna adicional

El gas seco se inyecta al tanque de almacenamiento donde se filtra a través de una columna entre el rehervidor y el tanque de almacenamiento, por lo general brinda una mayor eficiencia en el uso de gas de stripping. En esta configuración el glicol que sale del rehervidor fluye hacia abajo a través de esta sección y contacta el gas de stripping que asciende para remover el exceso de agua y continuar hacia el tanque de estabilización. El uso de esta columna implica una reducción en la cantidad de gas de stripping necesario para lograr la especificación de contenido de agua en el gas de venta para procesos en los que el gas requiere temperaturas de punto de rocío muy bajos. El rango de concentración de glicol pobre logrado es 99,99 % másico y depresiones en el punto de rocío hasta de 140 °F (Guo, B, Ghalambor., 2005).

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

Figura 2.24. Diagrama la columna adicional de gas stripping



Fuente: Simulación HYSYS

2.10.3.4. Directamente al rehervidor

El gas deshidratado que sale por la parte superior de la torre contactora es una fuente este gas sale a altas presiones alrededor de las 1000 psia parte de la corriente de este gas se debe ser acondicionado y se reduce a presiones bajas cercanas a la presión atmosférica y adicionalmente debe ser llevado a temperaturas cercanas a la temperatura de operación del rehervidor para poder ser inyectado directamente al rehervidor (Guo, B, Ghalambor., 2005).

Una tubería se extiende a lo largo en el fondo de la carcasa del rehervidor conocida como tubería de esparcimiento, el gas liberado a través de la tubería burbujea hacia la superficie para llevar a cabo su función de extracción, fluye hacia la zona de vapor en el

rehervidor y se mantiene a la presión atmosférica mientras se reduce la presión parcial del vapor de agua en la solución de TEG (Guo, B, Ghalambor., 2005)

Dos condiciones permiten la extracción, en primer lugar, cuando se calienta el gas la alta temperatura del gas stripping y debido a su condición de sub saturación permite que tenga una gran capacidad para la absorción del vapor de agua, la segunda condición se debe al contacto que ocurre con la solución de TEG para iniciar el cambio en las condiciones de equilibrio. Cuando se libera el gas desde el fondo del rehervidor y se dispersa a través del líquido, esta mezcla de gas y líquido induce a forzar un desbalance en el equilibrio presente en la solución TEG-agua y así generar una transferencia de masa del agua al gas stripping tomado como la eliminación del agua en el glicol (regeneración) (Campbell, 2014).

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

El flujo de gas stripping absorbe gran parte del agua del glicol que ha sido previamente regenerado térmicamente y fluyen hacia la columna still mientras el TEG rico fluye hacia el tanque de estabilización. El rango de concentración de glicol pobre lograda está entre 99,7% másico (Guo, B, Ghalambor., 2005).

2.10.3.5. Equipos adicionales directamente rehervidor

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

2.10.3.6. Calentador

Se deben evitar bajas temperaturas en la línea de flujo del gas hacia la etapa de regeneración, si el gas a utilizar es una fracción del gas deshidratado este proviene de una

etapa de baja temperatura y se debe asegurar que llegue a una temperatura cercana a la temperatura de operación del rehervidor. Un calentador es necesario y la energía requerida depende de la composición del gas y la temperatura ambiente.

2.10.3.7. Válvula de expansión

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

2.10.4. Variables de operación gas stripping

2.10.4.1. Tasa de flujo de gas stripping

La cantidad requerida de gas de stripping a inyectar puede variar de acuerdo a la concentración de TEG pobre deseada, método de contacto gas stripping-glicol, tasa de circulación de TEG y está en términos de relación de volumen de gas stripping/ volumen de glicol (scf/gal TEG) (Campbell, 2014).

Un aumento en la tasa de flujo de gas de stripping permite una mejor remoción de agua en el glicol rico logrando una concentración de glicol más alta. Un pequeño flujo de gas stripping de 1 scf/gal TEG marca una diferencia en el contenido de agua en el gas de venta, con este flujo de gas stripping el gas seco contendrá cerca de la mitad de agua del mismo proceso sin gas de stripping (Campbell, 2014).

El flujo de gas Stripping no debe ser tan alto para evitar que los vapores asciendan a la columna still y arrastren el glicol¹⁴ causando inundación y excesivas pérdidas de TEG. Sin embargo, es necesario proveer un mayor reflujo en el condensador para prevenir excesivas pérdidas de TEG, aunque la tasa de flujo de gas no sea lo suficientemente alta. Si la tasa de

flujo de gas stripping tiene un incremento muy alto superior a 11 scf/gal TEG se tendrá un bajo efecto en la depresión del punto de rocío.

Si la configuración de inyección es en la columna Stahl está requerirá de por lo menos cinco veces menos de la cantidad de gas stripping necesaria en la configuración de inyección directamente en el rehervidor. El flujo de este gas generalmente se regula con una válvula de aguja pequeña y se mide por medio de un rotámetro (Campbell, 2014).

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

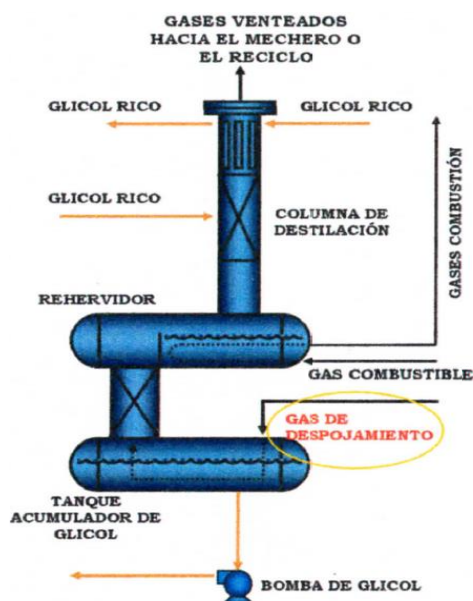
2.10.4.2. Temperatura de gas stripping de entrada al rehervidor

La temperatura del gas stripping de entrada al rehervidor tiene un gran efecto en la regeneración adicional, si la temperatura del gas es cercana a la temperatura del rehervidor este tendrá una mayor capacidad de absorción (Campbell, 2014).

2.10.4.3. Presión de gas stripping de entrada al rehervidor

La presión del gas stripping debe estar a una temperatura cercana o igual a la presión de operación del rehervidor (Campbell, 2014).

Figura 2.25. Diagrama gas stripping directamente al rehervidor.



Fuente: Apuntes Ing. Mario Daza Blanco

2.10.5. Emisión de aromáticos

Debido a que el Trietilenglicol tiene una alta afinidad por el agua también absorbe cantidades limitadas de compuestos aromáticos como benceno, tolueno, etilbenceno y xileno conocidos como BTEX junto con otros compuestos orgánicos volátiles (COVs), ya que alguno de estos compuestos es cancerígeno, se han aumentado las restricciones en la emisión de estos compuestos en las unidades de deshidratación con Glicol, siendo un desafío ambiental para la industria del gas natural. El grado de absorción se incrementa con el aumento en la concentración de Trietilenglicol y aumento en la tasa de circulación de Trietilenglicol (Kidnay, A.J., Parrish, W.R., 2006)

Algunos de estos componentes BTEXs absorbidos son liberados en el separados Flash, este gas flasheado puede ser usado como gas combustible, los componentes BTEXs restantes van a la etapa de regeneración y son liberados junto con el agua vaporizada y gas Stripping por la parte superior de la columna still (Kidnay, A.J., Parrish, W.R., 2006).

Algunos métodos para controlar la emisión son:

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

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

La ubicación de un separador flash que libera algunos componentes que han sido arrastrados por el Trietilenglicol antes de llegar a la etapa de regeneración a pesar de esto la emisión de BTEX sigue teniendo un porcentaje significativo debido a las presiones de vapor relativamente bajas que se manejan en el separador flash, debido a esto se requiere una cuidadosa atención en la fase de diseño de una unidad de deshidratación seleccionando los rangos de operación óptimos (Kidnay, A.J., Parrish, W.R., 2006).

2.10.5.1. Ventajas del uso de gas de stripping

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

2.10.5.2. Desventajas del uso del gas de stripping

- Aumenta el consumo de gas.
- Aumentan las emisiones de COV en la columna Still.
- Es difícil condensar BTEX cuando se utilizan altos flujos de gas stripping

2.11. EFECTO DE LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y TEMPERATURA DE EBULLICIÓN A ALTURAS DIFERENTES AL NIVEL DEL MAR

2.11.1. Ley de la distribución barométrica

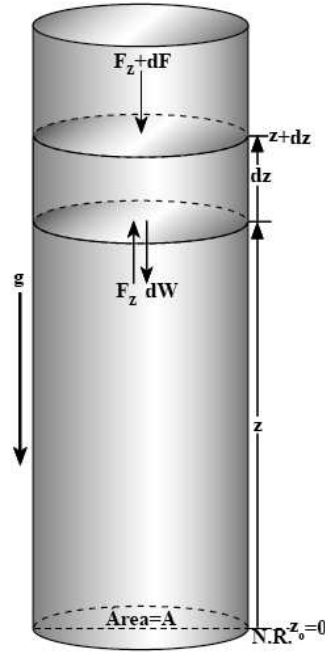
En sistemas gaseosos pequeños se supuso (con bastante certeza) que la presión es constante en cualquier parte del recipiente, esto no es evidente en un recipiente de dimensiones de altura considerables.

La ley de la distribución barométrica se refiere a la variación de la presión y la densidad con la altitud. A partir de una altura determinada en el aire, podemos calcular el cambio de presión que corresponde a un pequeño cambio de altura (Castellan, G. W., 1983).

La presión de un gas va disminuyendo a medida que aumenta la altura, la cual ésta actúa sobre las partículas gaseosas produciendo una distribución heterogénea de la densidad. En los estratos inferiores de la atmósfera, donde la influencia de la gravedad es mayor, hay una mayor compactación de las moléculas gaseosas y por lo tanto una mayor densidad. No es lo mismo la variación de la presión con la altura de un líquido como el océano que la de un gas en la atmósfera. Esto se debe a que un líquido no es compresible y por lo tanto su densidad permanecerá constante (Seinfeld, J. H., & Pandis, 2016).

Para determinar el efecto de la densidad sobre la presión podemos considerar una columna de fluido (ya sea líquido o gas) a temperatura constante, como se muestra en la **Figura 2.28**. Esta columna tiene un área A y está sometida a un campo gravitacional y la aceleración g va en sentido descendente. Debido al campo, las partículas experimentan fuerzas diferentes, y como resultado la presión varía según la altura (Seinfeld, J. H., & Pandis, 2016).

Figura 2.26. Distribución de fuerzas de un fluido en un campo gravitatorio



Fuente: Elaboración propia

De acuerdo a la segunda ley de Newton:

$$\begin{aligned} \sum F &= ma \\ F_z - (F_z + dF) - dW &= 0 \\ PA - (PA + AdP) &= gdm \\ \cancel{PA} - \cancel{PA} - AdP &= g\rho dV \\ -AdP &= g\rho Adz \\ dP &= -g\rho dz \end{aligned} \tag{2.6}$$

Como se está analizando el gas, la densidad del aire cambia con la altura y despejamos la densidad de la ecuación de estado de los gases ideales:

$$\begin{aligned} PV &= \frac{m}{M} RT \Rightarrow PM = \rho RT \\ \rho &= \frac{PM}{RT} \end{aligned} \tag{2.7}$$

Reemplazamos y ordenamos la ecuación (2.7) en (2.6)

$$\frac{dP}{P} = -\frac{Mg}{RT} dz \quad (2.8)$$

Donde:

- M es el peso molecular del aire en S.I. $M_{\text{Aire}}=28,96 \times 10^{-3} [\text{Kg/mol}]$
- g es la gravedad en S.I. $[\text{m/s}^2]$
- z_0 es la altura 0 [m] (nivel de referencia)
- H es la altura con respecto al nivel de referencia [m]
- R es la constante de los gases en S.I. $R=8,314 [\text{J/mol-K}]$
- T es la temperatura a la cual se realiza la prueba (comúnmente usado la temperatura estándar $T=25 [^{\circ}\text{C}] = 298 [\text{K}]$)
- P_f es la presión atmosférica a una altura “H”
- P_0 es la presión atmosférica a nivel del mar ($1\text{atm}=101325[\text{Pa}]=14.7 \text{ PSI}$)

Cuando la gravedad y la temperatura están en función a la altura va disminuyendo linealmente:

$$g = g_0 - b \cdot z \quad (2.9)$$

$$T = T_0 - a \cdot z \quad (2.10)$$

Como la temperatura y la gravedad disminuye linealmente; reemplazar (2.9) y (2.10) en (2.8):

$$\frac{dP}{P} = -\frac{M \cdot (g_0 - b \cdot z)}{R \cdot (T_0 - a \cdot z)} dz$$

Para la constante “b” de la gravedad disminuye en $0,01 \text{ m/s}^2$ por cada kilómetro de altura.

$$b = \frac{0,01 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{1 \text{Km}} \times \frac{1 \text{Km}}{1000 \text{m}} \Rightarrow b = 1 \times 10^{-5} \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)$$

Para la constante “a”, la temperatura disminuye en $6,5 \text{ } ^{\circ}\text{C}$ por cada 1 Km de altura:

$$a = \frac{6,5^{\circ}\text{C}}{1 \text{km}} \Rightarrow a = 6,5 \times 10^{-3} \left(\frac{^{\circ}\text{C}}{\text{m}} \right)$$

CAPÍTULO III: MARCO METODOLÓGICO

3.1. GENERALIDADES

Balestrini (2000) señala que el marco metodológico “es el conjunto de procedimientos a seguir con la finalidad de lograr los objetivos de la información de forma válida y con una alta precisión” (p44). En otras palabras, es una estructura de organización sistemática de recolección y análisis de información que permite la interpretación de resultados en función del problema en estudio.

3.2. DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

Dado que el objetivo del estudio será estudiar la evaluación al efecto de la suministración de gas stripping en la regeneración del glicol pobre, se recurrirá aún diseño no experimental el cual se aplicará de manera transversal considerando que el proyecto de grado tiene un sustento teórico suficiente con los cuales se procederá a realizar una investigación de tipo descriptiva para conocer a detalle la forma en que se estudiará la evaluación al efecto de la suministración de gas stripping en la regeneración del glicol pobre de la planta Carrasco.

De acuerdo con Hernández, Fernández y Baptista (2014) la investigación no experimental “es la que se realiza sin manipular deliberadamente las variables; lo que se hace en este tipo de investigación es observar fenómenos tal y como se dan en un contexto natural, para después analizarlos” (p.197). Estos mismos autores mencionan de acuerdo a Liu, 2008 y Tucker, 2004, que los diseños de investigación transversales “recolectan datos en un solo momento, en un tiempo único. Su propósito es describir variables y analizar su incidencia e interrelación en un momento dado” (p.186).

3.3. ENFOQUE DE LA INVESTIGACIÓN

El presente proyecto está diseñado bajo el planteamiento metodológico del enfoque cuantitativo, puesto que este es el mejor y se adapta a las características y necesidades de la investigación.

El enfoque cuantitativo utiliza la recolección y análisis de datos para contestar preguntas de investigación y confía en “la medición numérica, el conteo y frecuentemente en el uso de la estadística para establecer con exactitud patrones de comportamientos y probar teorías” (Hernández, Fernández y Baptista, 2014, p.36).

3.4. TÉCNICAS DE INVESTIGACIÓN

Las técnicas a usarse para cada objetivo son:

Para el objetivo 1, la técnica que se utilizó para realizar el diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas mediante el software Aspen HYSYS, tomando en cuenta la suministración de gas stripping para la planta Carrasco será por medio de conceptos bibliográficos obtenido por medio de análisis de sitios web, uso de bibliotecas, etc.

Para el objetivo 2, la técnica que se utilizó para variar la temperatura del rehervidor a diversos flujos molares del gas que ingresará al rehervidor como gas stripping para que la concentración del glicol TEG pobre incremente a valores superiores del 98 % de tal manera que poder de deshidratación sea más eficiente, se realizará por medio de fuentes abiertas ya que por medio de ello podré obtener datos valiosos ya que esa información es pública y gratuita.

Para el objetivo 3, la técnica que se utilizó para identificar los cambios generados en el contenido de agua que se tiene en el gas de venta al variar el flujo molar de gas stripping que se suministra al rehervidor se utilizó fuentes abiertas y conceptos bibliográficos.

Para el objetivo 4, la técnica que se utilizó para determinar las variables que afectan el grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la suministración de gas stripping se utilizó los conceptos bibliográficos.

3.5. INSTRUMENTOS DE INVESTIGACIÓN

Los instrumentos a usarse para cada objetivo son:

Para el objetivo 1, los instrumentos que se utilizó para realizar el diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas mediante el software Aspen HYSYS, tomando en cuenta la suministración de gas stripping para la planta Carrasco fue por medio de la utilización de el simulador Aspen HYSYS, plataformas de análisis de datos, agencias, revistas especializadas, entre otras.

Para el objetivo 2, los instrumentos que se requirió para variar la temperatura del rehervidor a diversos flujos molares del gas que ingresará al rehervidor como gas stripping para que la concentración del glicol TEG pobre incremente a valores superiores del 98 % de tal manera que poder de deshidratación sea más eficiente fue por medio de utilización de el simulador Aspen HYSYS, Excel, libros y páginas web tales como: Scielo, Google académico, Dialnet, entre otros, ya que son portales que recopilan y facilitan el acceso a contenidos científicos, los cuales cumplen unos ciertos criterios de calidad y apuntes de la materia de tecnología del gas natural II.

Para el objetivo 3, los instrumentos que se utilizó para identificar los cambios generados en el contenido de agua que se tiene en el gas de venta al variar el flujo molar de gas stripping que se suministra al rehervidor fue por medio de el simulador Aspen HYSYS, Excel, libros y apuntes de la materia de tecnología del gas natural II.

Para el objetivo 4, el instrumento que se va a utilizó para para determinar las variables que afectan el grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la suministración de gas stripping fue por medio de el simulador Aspen HYSYS, Excel, libros y apuntes de la materia de tecnología del gas natural II.



CAPÍTULO IV: APLICACIÓN PRÁCTICA A LA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAL DE LA PLANTA CARRASCO

4.1. UBICACIÓN

La Planta procesadora de Gas Carrasco se encuentra ubicada en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, en la región tropical del departamento a 174 Km. al Este de la ciudad de Cochabamba y a 230 Km. de la ciudad de Santa Cruz. La parte central del campo se encuentra aproximadamente a una altura de 320 m sobre el nivel del mar.

La Planta Carrasco se encuentra a 7 Km. del pueblo de Entre Ríos por donde pasa la carretera asfaltada. El acceso está habilitado todo el año, mediante un camino que se desprende de la carretera asfaltada que une el departamento de Santa Cruz con el departamento de Cochabamba.

Por otro lado, el campamento también se encuentra ubicado dentro de la misma planta, pero está distribuido adecuadamente para que el descanso de los operadores y trabajadores esté con los servicios básicos y también con sectores de recreación.

En la **Figura 4.1** se observa mediante una vista satelital la localización de la Planta Carrasco.

Tabla 4.1. Coordenadas UTM de la ubicación de la planta Carrasco

UBICACION	ZONA	ALTITUD	X	Y
Planta Carrasco	20K	320 msnm	336132,37	8092967.86

Fuente: Datos obtenidos de Google Earth Pro

La Tabla 4.1 nos muestra la ubicación exacta a la cual se encuentra la planta Carrasco en coordenadas UTM, el cual dicho lugar se encuentra en la zona 20K a una altitud de 320 msnm.

Figura 4.1. Localización de la planta Carrasco mediante Google Earth



Fuente: Google Earth Pro

4.1.1. Campo Carrasco

En el año 1991 fue descubierto el campo carrasco, mediante la perforación del pozo exploratorio CRC-X1, que llegó a la profundidad de 4770 m. Una vez comprobado la existencia de importantes volúmenes de gas y condensado, en las formaciones del Devónico, se perforaron más pozos. Inicialmente se explotó por agotamiento natural. Pero a partir del año 2002 se inyecta gas a la formación para que la presión de yacimiento incremente.

Actualmente continúan produciendo los campos CRC-7 y CRC-11. También se tiene el campo Carrasco Foot Wall, la cual cuenta con los siguientes pozos: CRC FW-1, CRC FW-2 y CRC FW-3 los cuales presentan daño a la formación. Esto se debe a varias operaciones

de reacondicionamiento (Perforación Terminación); Inyector de agua: CRC-2 y CRC-12W. La producción media actual es, petróleo: 526 BPD, Gas: 9.5 MMPCD, Agua: 491 BPD.

4.1.2. Campo Bulu Bulu

El campo Bulu Bulu es operado por la empresa YPFB Chaco S.A. y fue descubierto en el año 1993. Se encuentra ubicado en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba a 140 km al Noroeste de Santa Cruz.

En el Campo Bulu Bulu se explota por agotamiento natural; este campo se encuentra a unos 45 Km. de la Planta Carrasco, de donde el pozo a mayor distancia es el Pozo BBL-8; que está situado a 47 km de la Planta Procesadora de Gas.

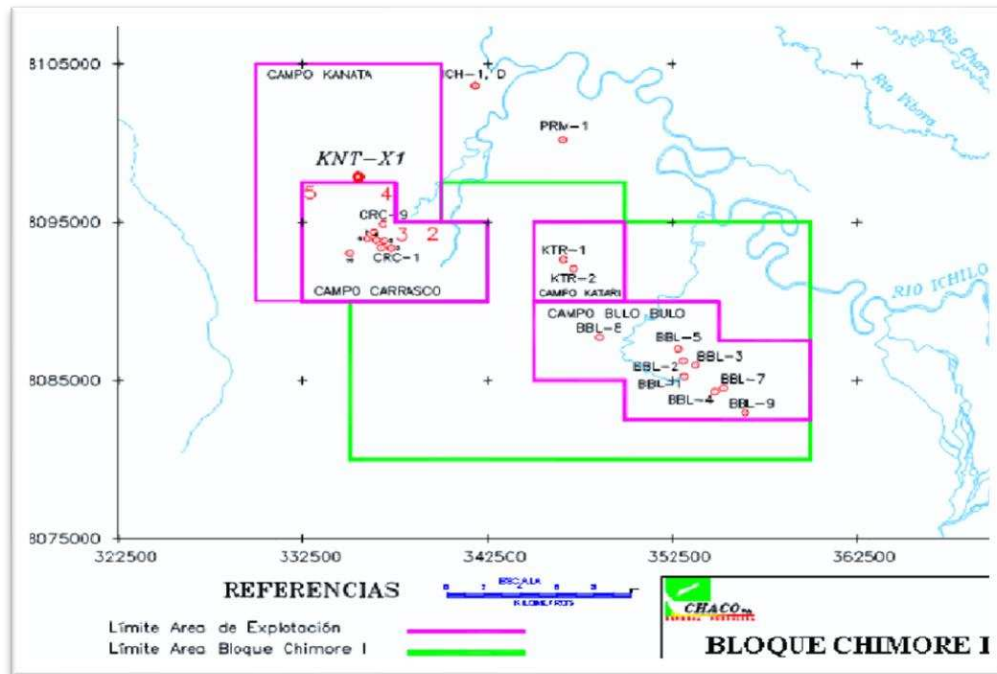
4.1.3. Campo Kanata

El Campo Kanata fue descubierto el año 2002 con la perforación del pozo Kanata - X1 y está ubicado a 160 km al Noroeste de la ciudad de Santa Cruz en la Provincia Carrasco del Departamento de Cochabamba.

Actualmente al campo Kanata cuenta con la siguiente distribución: Kanata Norte, con 3 pozos; Kanata Sur, con 2 pozos; Kanata este con un pozo y el Kanata Foot Wall, con 2 pozos.

La producción media actual es, Petróleo: 326 BPD, Gas: 8.5 MMPCD, Agua: 83 BPD, GLP: 64.3 MCD, Gasolina: 78 BPD.

Figura 4.2. Mapa de los pozos de gas que deshidrata la planta Carrasco



Fuente: YPFB Chaco

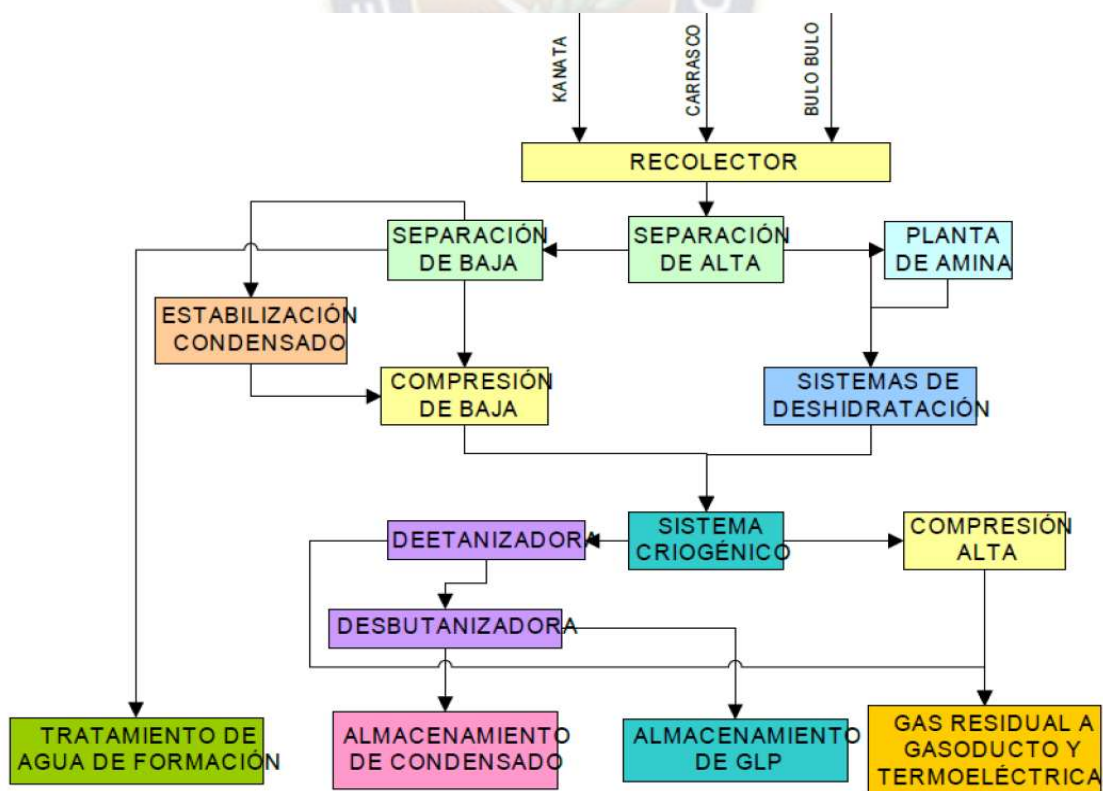
4.2. SISTEMAS DE LA PLANTA CARRASCO

La planta procesadora de gas natural Carrasco tiene una capacidad máxima de 70 MMSCFD, la cual cuenta con los siguientes Sistemas de producción:

- Sistema de Separación
- Sistema de Estabilización de Condensado
- Sistema de endulzamiento de gas
- Sistema de deshidratación por Glicol
- Sistema de Remoción de CO₂ (Planta de Amina)
- Sistema de regeneración de amina
- Sistema de regeneración de glicol
- Sistema de Deshidratación por Cribas Moleculares.
- Sistema de Fraccionamiento Planta Criogénica (Turbo Expansor)

- Sistema de recuperación de GLP
- Sistema de compresión de gas residual para venta
- Sistema de agua contra incendios
- Sistema de calentamiento
- Sistema de aire para instrumentos
- Separación transporte
- Sistema de Almacenamiento y Entrega de Productos
- Sistema de Inyección de Agua
- Sistema de Inyección de Gas
- Sistemas de Recolección

Figura 4.3. Esquema del procesamiento de la Planta Carrasco



Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH)

4.2.1. Análisis del sistema

Actualmente la Planta Carrasco se encuentra operando con un ingreso de 55 - 60 MMSCFD de gas y un contenido de ingreso de agua a la torre contactora de 57 lb H₂O por MMSCF. Para disminuir el contenido de agua a valores menores a 7 libras agua por MMSCF, se debe circular el glicol TEG con una tasa de circulación típica de 3 galones de glicol por libras de agua removida.

4.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON TEG MEDIANTE EL SOFTWARE Aspen HYSYS v14

4.3.1. Simulación unidad de deshidratación convencional

El diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas natural convencional realizado en el software Aspen HYSYS v14 el líquido absorbente utilizado es el Trietilenglicol (TEG) ya que la planta Carrasco utiliza dicho absorbente líquido para eliminar el contenido de agua que tiene el gas natural. La etapa de regeneración está representada por medio de una columna absorbedora, un rehervidor y un condensador.

4.3.2. Cromatografía del gas natural que ingresa a la planta carrasco

Tabla 4.2. Cromatografía del gas natural de la planta Carrasco

COMPONENTE	PORCENTAJE MOLAR %
C1	93.326576
C2	6.175946
C3	0.117162
iC4	0.000821
nC4	0.003283
iC5	0.000821
nC5	0.000923
C6	0.004617
C7+	0.004412
N2	0.365439
TOTAL	100.0

Fuente: Datos obtenidos de apuntes de Tecnología del Gas Natural II, Ing. Mario Daza, 2018

La **Tabla 4.2** ilustra la cromatografía del gas natural de la Planta Carrasco sin tomar en cuenta el contenido de agua que ingresa juntamente con el gas.

Figura 4.4. Lista de los componentes que forman parte de la simulación

The screenshot shows the Aspen HYSYS Component List View. The 'Source Databank' is set to 'HYSYS'. The 'Select' dropdown is set to 'Pure Components', and the 'Filter' dropdown is set to 'All Families'. The 'Search by' dropdown is set to 'Full Name/Synonym'. The component list is as follows:

Component	Type	Group
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
C7+*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Nitrogen	Pure Component	
H2O	Pure Component	
TEGlycol	Pure Component	
Toluene	Pure Component	
Benzene	Pure Component	
p-Xylene	Pure Component	
m-Xylene	Pure Component	
o-Xylene	Pure Component	

The right-hand table shows the simulation name, full name/synonym, and formula for each component:

Simulation Name	Full Name / Synonym	Formula
n-Heptane	C7	C7H16
n-Octane	C8	C8H18
n-Nonane	C9	C9H20
n-Decane	C10	C10H22
n-C11	C11	C11H24
n-C12	C12	C12H26
n-C13	C13	C13H28
n-C14	C14	C14H30
n-C15	C15	C15H32
n-C16	C16	C16H34
n-C17	C17	C17H36
n-C18	C18	C18H38
n-C19	C19	C19H40
n-C20	C20	C20H42
n-C21	C21	C21H44
n-C22	C22	C22H46
n-C23	C23	C23H48
n-C24	C24	C24H50
n-C25	C25	C25H52
n-C26	C26	C26H54
n-C27	C27	C27H56
n-C28	C28	C28H58
n-C29	C29	C29H60
n-C30	C30	C30H62
22-Mpropane	22-MC3	C5H12

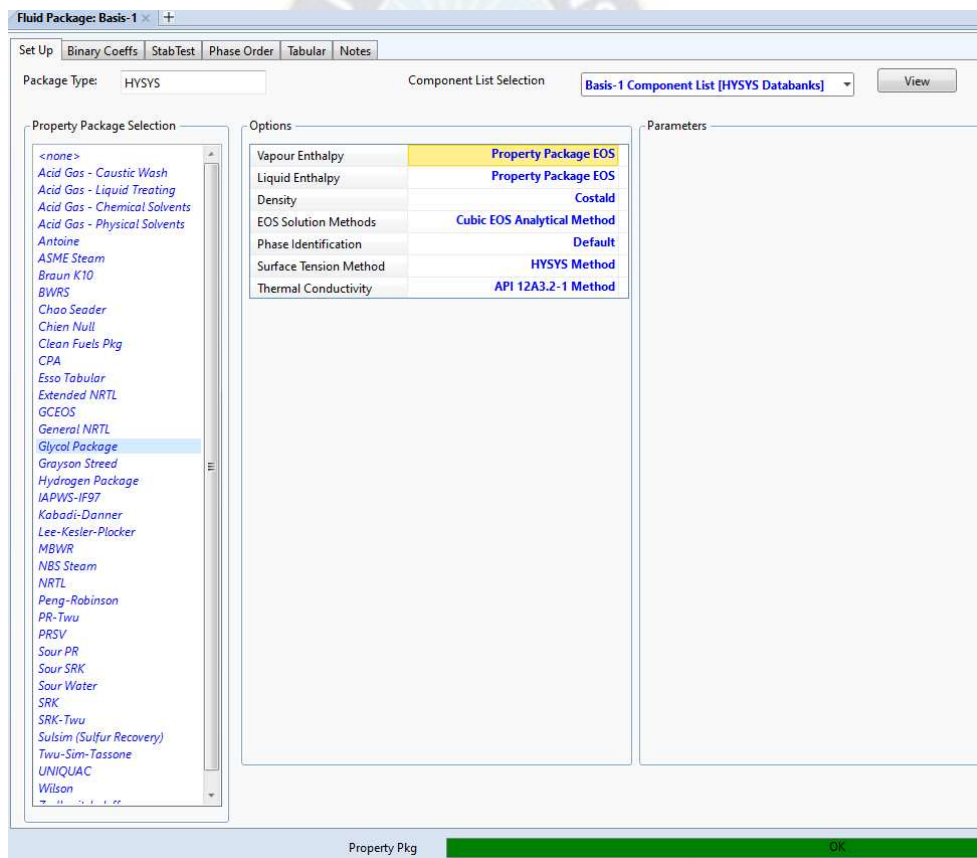
Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

En la **Figura 4.4** se seleccionó los componentes que formarán parte de la simulación los cuales poseen propiedades fisicoquímicas ya definidas a condiciones del nivel del mar. Pero debido a que la planta Carrasco se encuentra aproximadamente a una altura de 320 m sobre el nivel del mar, el componente agua es el único que se debe verificar cuál es su punto de ebullición. El Glicol no es necesario verificar su punto de ebullición a dicha altura ya que las condiciones de operación de la simulación en temperatura solamente llegan aproximadamente a la mitad de la temperatura de ebullición, por lo que no fue necesario realizar cálculos.

4.3.3. Modelo termodinámico

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

Figura 4.5. Flujo de paquete Glycol Package



Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

En la **Figura 4.5** se muestra el tipo de paquete utilizado para la simulación ya que es el paquete que mejor se adecúa al proceso de deshidratación del gas natural. La otra ecuación que también se adecúa es el paquete de Peng Robinson, pero el inconveniente de dicho

paquete es que ese paquete se adecúa mucho mejor cuando solo se analice procesos de separación de solamente gases. Pero en el caso nuestro, se tiene la presencia de un líquido el cual es el Glicol TEG el cual acompaña en todo el proceso de deshidratación del gas natural para la eliminación del agua.

4.3.4. Condiciones de entrada del gas

Como la Planta Carrasco se encuentra operando con un ingreso de 55 - 60 MMSCFD de gas, tomamos la capacidad de operación, el cual es 60 MMSCFD y un contenido de ingreso de agua a la torre contactora de 57 lb H₂O por MMSCF.

El contenido de agua a ser removido es:

$$60 \frac{\text{MMscf}}{\text{dia}} \times \frac{57 \text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} = 3420 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{dia}} \right]$$

La relación de la taza de circulación de TEG - AGUA está entre 2 y 5 gal TEG/lb H₂O. En la planta Carrasco la relación que se usa es de 3 galones de glicol TEG por libras de agua removida. Por lo que la cantidad requerida de TEG en galones por minuto es:

$$3420 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{dia}} \times \frac{3 \text{Gal glicol}}{1 \text{lbH}_2\text{O}} \times \frac{1 \text{dia}}{24 \text{hr}} \times \frac{1 \text{hr}}{60 \text{min}} = 7.125 \left[\frac{\text{Gal glicol}}{\text{min}} \right]$$

Para tener una mejor eficiencia debe adicionarse entre un 10 y 30% de la tasa de circulación para alcanzar una tasa de circulación óptima. Para nuestro caso se tomó una adición de un 20%.

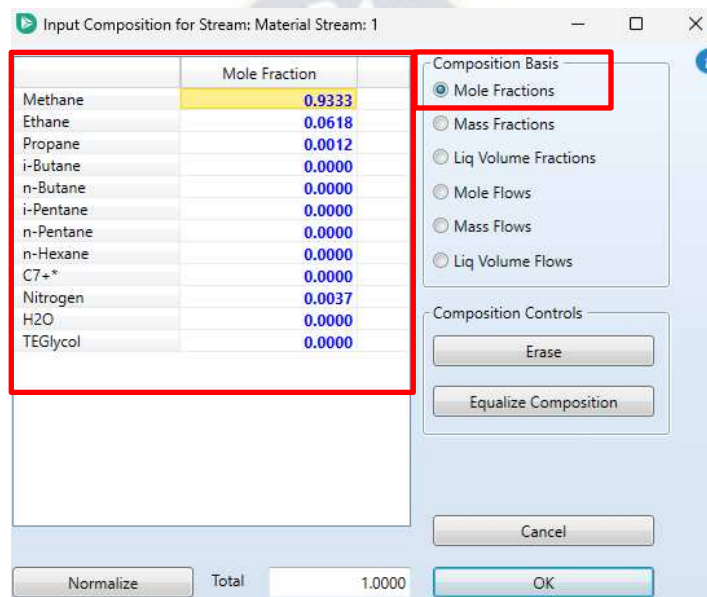
$$\frac{7.125 \text{Gal glicol}}{\text{min}} \times 1.2 = 8.55 \left[\text{GPM} \right]$$

4.3.5. Simulación del proceso de deshidratación

Como en la **Tabla 4.2**, no estaba tomado en cuenta el contenido de agua, la composición de entrada del gas se tuvo que realizar una corrección a la cromatografía para que el contenido de agua pueda ser tomado en cuenta realizando el siguiente procedimiento:

1. Mediante el simulador se realizó la conversión de la cromatografía del gas de la **Tabla 4.1** de fracción molar a flujo molar.

Figura 4.6. Cromatografía del natural en fracción molar



Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

En la **Figura 4.6** se tiene la cromatografía en fracción molar, pero para poder vincular con el contenido de agua que también ingresa en el gas de entrada, la **Figura 4.6** se tuvo que cambiar a una composición en flujo másico tal como se muestra en la **Figura 4.7**.

Figura 4.7. Cromatografía del natural en flujo másico

Component	Comp Mass Flow
Methane	98646.3066
Ethane	12243.2622
Propane	348.6318
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
C7+*	0.0000
Nitrogen	682.8700
H2O	0.0000
TEGlycol	0.0000

Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

- Se procedió a añadir el contenido de agua de 3420 lb de agua que ingresa con los 60 MMSCFD.

Figura 4.8. Adición del contenido de agua al flujo molar del gas natural

Component	Mass Flows	Vapour Phase	Aqueous Phase
Methane	98646.3066	98615.1850	31.1217
Ethane	12243.2622	12241.1078	2.1544
Propane	348.6318	348.5993	0.0325
i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	682.8700	682.8569	0.0131
H2O	3420.0000	147.1382	3272.8618
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

En la **Figura 4.8** se muestra la adición del contenido de agua de 3420 lb de agua a los flujos másicos del gas natural, ya que esa es el agua que debe ser removido en el proceso de deshidratación.

- Posterior a ello los flujos másicos se lo cambió a fracciones molares tal como se muestran en la **Figura 4.9**:

Figura 4.9. Cromatografía final del gas natural

	Mole Fractions	Vapour Phase	Aqueous Phase
Methane	0.9072	0.9321	0.0106
Ethane	0.0601	0.0617	0.0004
Propane	0.0012	0.0012	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0036	0.0037	0.0000
H2O	0.0280	0.0012	0.9890
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

4. Con la cromatografía final del gas natural de la **Figura 4.9**, ya estuvo listo para proseguir con la simulación tomando en cuenta las siguientes propiedades:

Tabla 4.3. Especificaciones del gas de entrada

ENTRADA DEL GAS	VALOR	UNIDADES
Flujo de gas	60	MMscf/día
Presión	1000	Psia
Temperatura	100	°F

Fuente: Valores obtenidos de YPF CHACO

La **Tabla 4.2** nos muestra los datos iniciales de la entrada del gas, ya que para que converja la simulación se requiere por lo menos tres condiciones de entrada del gas.

Figura 4.10. Condiciones de entrada del gas

Stream Name	Vapour Phase	Aqueous Phase
Gas de entrada	0.9729	0.9729
Vapour / Phase Fraction	0.9729	0.9729
Temperature [F]	100.0	100.0
Pressure [psia]	1000	1000
Molar Flow [MMSCFD]	61.73	60.06
Mass Flow [lb/hr]	1.153e+005	1.120e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	736.7	729.9
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.521e+004	-3.281e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35.21	35.80
Heat Flow [Btu/hr]	-2.387e+008	-2.164e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	3.191e+005	3.104e+005
Fluid Package	Basis-1	

Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

En la **Figura 4.10** se muestra las condiciones de entrada del gas, con una modificación en el flujo molar. Esto se debe a que hubo una modificación del flujo molar por la adición del agua en la cromatografía del gas, y la manera de realizar dicha corrección se usó el flujo másico de cada gas, para que de esa manera pueda ser añadido el agua, tal como se muestra en la **Figura 4.8**, el cual con esas condiciones ingresa a la columna de separación para que los gases salgan por la parte superior y los líquidos salgan por la parte inferior de la torre de separación.

5. Posteriormente el gas ingresa a la torre contactora bajo las siguientes condiciones de operación tal como se muestra en la **Tabla 4.4**.

Tabla 4.4. Especificaciones de la torre contactora

TORRE CONTACTORA	VALOR	UNIDADES
Presión	1000	PSIa
Temperatura del gas de entrada	100	°F
Temperatura del glicol TEG	110	°F
Número de platos	10	

Fuente: Valores obtenidos de YPF CHACO y de apuntes de Tecnología del gas natural II, Ing. Mario Daza

Además, que ingresa el Glicol TEG pobre a la torre contactora de acuerdo a ciertas especificaciones que se muestran en la **Tabla 4.5**:

Tabla 4.5. Condiciones de entrada del glicol TEG en la entrada de la torre contactora

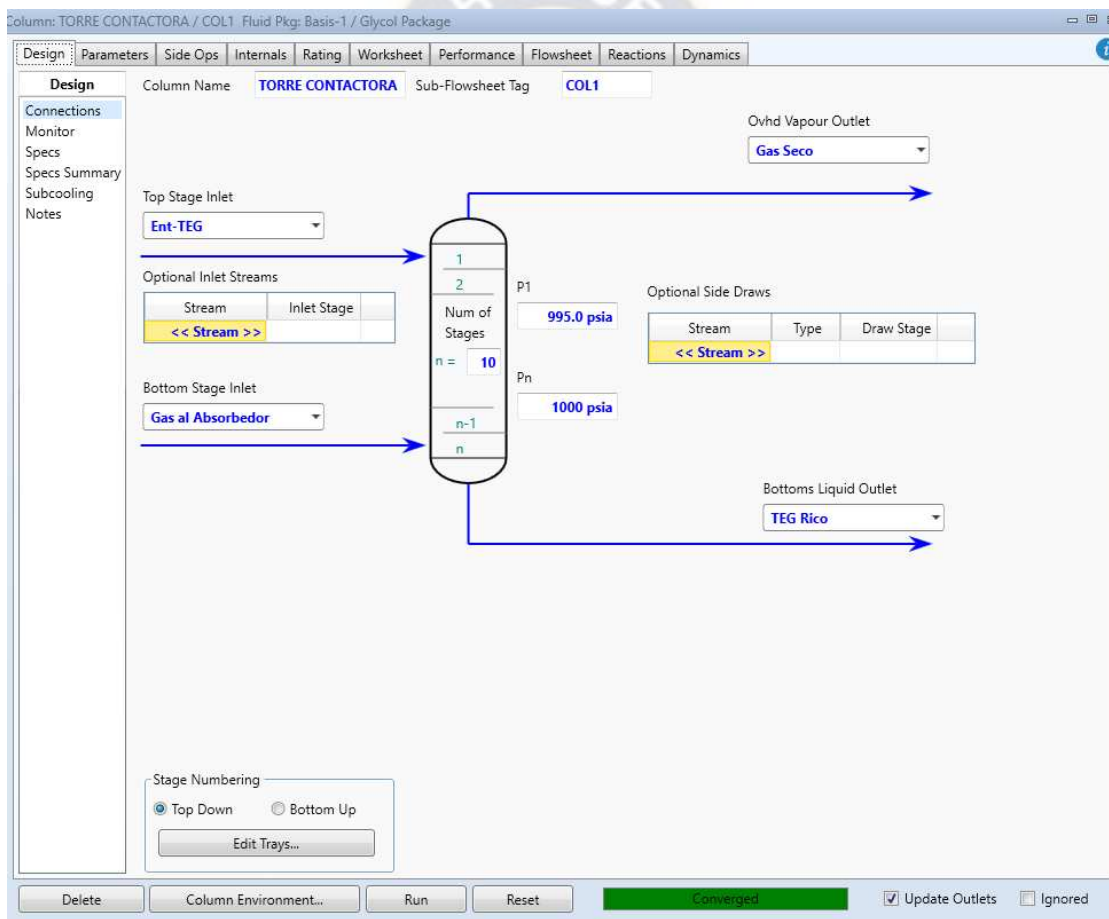
TEG DE ENTRADA	VALOR	UNIDADES
Temperatura TEG pobre	110 °F	°F
Presión TEG pobre	995	PSIa
Concentración TEG	98	% masico
Caudal TEG	8.55	Gal/min

Fuente: Valores obtenidos de YPF CHACO y valores calculados anteriormente

Las condiciones de la torre contactora con platos de casquete de burbujeo que se muestran en la **Tabla 4.4** y **Tabla 4.5**, son las condiciones a las que opera la planta Carrasco para la deshidratación del gas natural.

En la **Figura 4.11** se muestra los datos ya ingresados en la torre contactora el cual tiene 10 platos, con una presión tope de entrada a 990 PSia y una presión de fondo de entrada a 1000 PSia.

Figura 4.11. Datos ingresados en la torre contactora

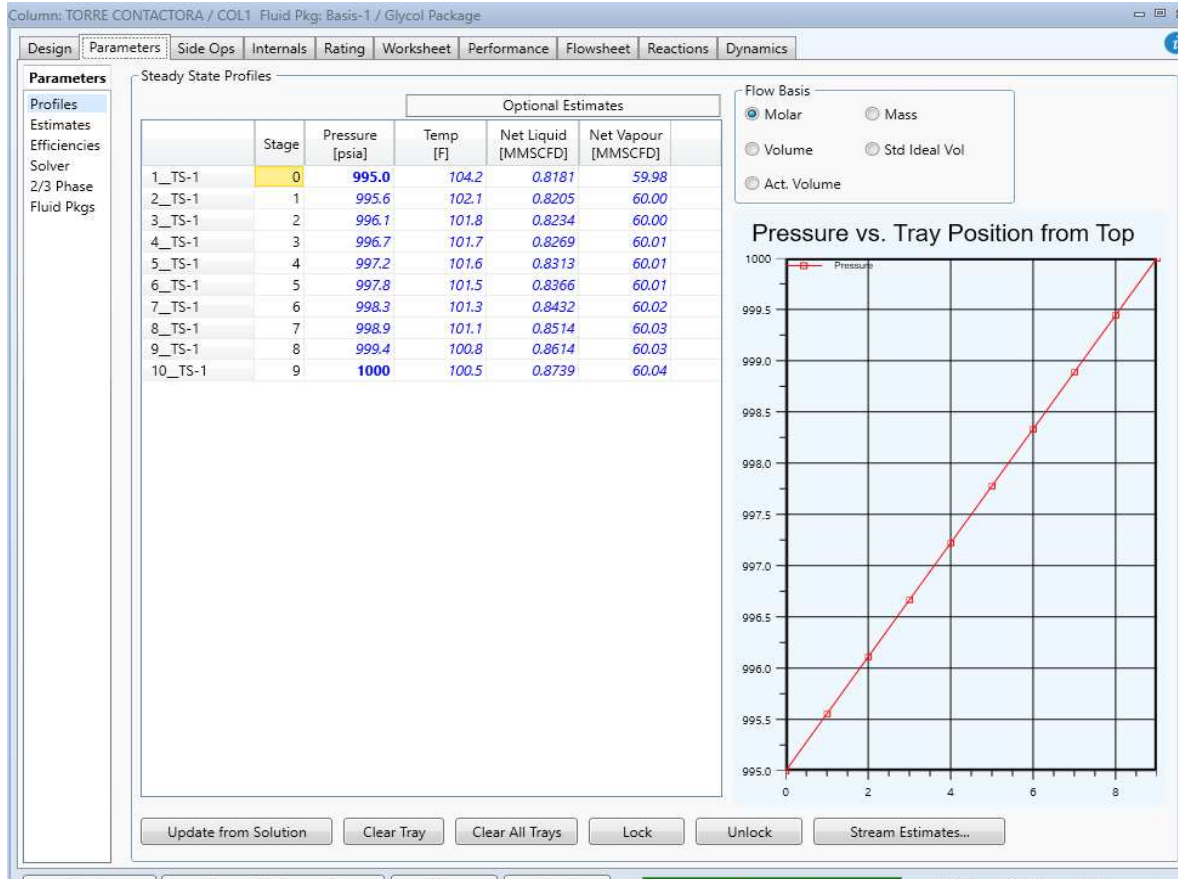


Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS v14

En la **Figura 4.12** se muestra cómo va disminuyendo la presión de fondo de entrada a 1000 PSia a medida que se llega a la presión de tope de entrada a 995 PSia. Esto se debe a que ambas condiciones de entrada ingresan a la torre contactora por diferentes lugares, los cuales

son valores calculados de acuerdo a las caídas de presión que existen en las torres contactora que normalmente son de 5 hasta 10 PSIA.

Figura 4.12. Variación de la presión de acuerdo a la caída de presión de la torre contactora



Fuente: Elaboración propia en base a los parámetros de ingreso a la torre en Aspen HYSYS v14

6. El glicol abandona la torre contactora el cual se denomina glicol rico para que posteriormente vaya a un calentador para que incremente un poco la temperatura de 115 °F, pero que la presión disminuya hasta los 30 PSIA. Luego el glicol rico ingresa al separador el cual sirve para venteo del gas para que parte del agua que aun pueda encontrarse en estado gaseoso abandone el flujo del glicol en forma de vapor.

Tabla 4.6. Valores estándares del separador flash en un proceso de deshidratación

TEG RICO	VALOR	UNIDADES
Presión de operación	30	PSIa
Temperatura de operación	115	°F

Fuente: Optimizing Glycol Dehydration System for Maximum Efficiency

4.3.6. Convergencia en la columna de regeneración

Para asegurar la convergencia, Aspen HYSYS requiere el ingreso de dos parámetros tales como la relación de reflujo, temperaturas del rehervidor, temperaturas del condensador, caudal de vapor, presión del regenerador, presión del condensador, etc. Para nuestro caso se tiene los siguientes datos de operación de la planta Carrasco y datos estándares de operación tales como la presión del generador y condensador.

Tabla 4.7. Especificaciones de la columna de regeneración

ESPECIFICACIONES	VALOR	UNIDADES
Presión Regenerador	14.7	PSIa
Presión Condensador	14.4	PSIa
Temperatura Rehervidor	390	°F
Temperatura Condensador	212	°F
Numero de Platos	1	

Fuente: Handbook of Natural Gas Transmission and Processing

Para el caso de la simulación de la planta Carrasco se optó inicialmente con los parámetros de temperatura del rehervidor y condensador los cuales se ilustran en la **Tabla 4.7**, pero dichas especificaciones en la presión de operación para condiciones a nivel del mar. Es por ello que se decidió hacer el cálculo de la presión atmosférica del lugar dónde se encuentra la Planta Carrasco mediante la ecuación de la ley de distribución barométrica.

4.3.7. Convergencia en la columna de regeneración bajo condiciones de presión y temperatura de la Planta Carrasco

Para trabajar con las condiciones de presión atmosférica, operación, temperatura de operación, ebullición del glicol y agua, se hizo los siguientes procedimientos:

- De la ecuación de la ley barométrica:

$$\frac{dP}{P} = -\frac{Mg}{RT} dz \quad (1)$$

Cuando la gravedad y la temperatura están en función a la altura:

- Cuando la gravedad y temperatura va disminuyendo linealmente:

$$g = g_0 - b \cdot z \quad (2) \quad \wedge \quad T = T_0 - a \cdot z \quad (3)$$

Donde a y b son constantes y pendiente de disminución respecto la altura.

- Como la temperatura y la gravedad disminuye linealmente; reemplazar (2) y (3) en (1):

$$\frac{dP}{P} = -\frac{M \cdot (g_0 - b \cdot z)}{R \cdot (T_0 - a \cdot z)} dz$$

Integrando:

$$\int_{P_0}^{P_f} \frac{dP}{P} = -\frac{M \cdot (g_0 - b \cdot z)}{R \cdot (T_0 - a \cdot z)} dz = -\frac{M}{R} \cdot \int_{z_0=0}^H \frac{g_0 - b \cdot z}{T_0 - a \cdot z} dz$$

$$C.V. \quad u = T_0 - a \cdot z \quad \Rightarrow \quad z = \frac{T_0 - u}{a}$$

$$du = -adz \quad \Rightarrow \quad \frac{du}{-a} = dz$$

Reemplazando por el cambio de variable, la integral se tiene:

$$\int_{P_0}^{P_f} \frac{dP}{P} = -\frac{M}{R} \cdot \left[g_0 \cdot \int \frac{du}{u} - b \int \frac{T_0 - u}{u} \cdot \frac{du}{-a} \right]$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{R} \cdot \left[-\frac{g_0}{a} \int \frac{du}{u} + \frac{b}{a^2} \int \frac{(T_0 - u) du}{u} \right] = -\frac{M}{R} \cdot \left[-\frac{g_0}{a} \int \frac{du}{u} + \frac{b}{a^2} \int \frac{T_0 du}{u} - \frac{b}{a^2} \int \frac{u du}{u} \right]$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{R} \cdot \left[-\frac{g_0}{a} \cdot \ln(u) + \frac{bT_0}{a^2} \cdot \ln(u) - \frac{b}{a^2} u \right]$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{R} \cdot \left[-\frac{g_0}{a} \cdot \ln(T_0 - a \cdot z) + \frac{bT_0}{a^2} \cdot \ln(T_0 - a \cdot z) - \frac{b}{a^2} \cdot (T_0 - a \cdot z) \right] \Bigg|_{z_0=0}^H$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{R} \cdot \left[-\frac{g_0}{a} \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) + \frac{bT_0}{a^2} \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) - \frac{b}{a^2} \cdot ((T_0 - a \cdot H) - (T_0 - a \cdot 0)) \right]$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{aR} \cdot \left[-g_0 \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) + \frac{bT_0}{a} \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) - \frac{b}{a} \cdot (T_0 - a \cdot H - T_0) \right]$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{aR} \cdot \left[\left(\frac{bT_0}{a} - g_0\right) \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) + bH \right]$$

Dónde:

M es el peso molecular del aire en S.I. $M_{\text{Aire}} = 28,96 \times 10^{-3} [\text{Kg/mol}]$

g₀ es la gravedad a nivel del mar en S.I. $g_0 = 9.81 [\text{m/s}^2]$

z₀ es la altura 0 [m] (nivel de referencia)

H es la altura con respecto al nivel de referencia [m]

R es la constante de los gases en S.I. $R = 8,314 [\text{J/mol-K}]$

T₀ es la temperatura estándar $T = 25 [^\circ\text{C}] = 298 [\text{K}]$

P_f es la presión atmosférica a una altura “H”

P₀ es la presión atmosférica a nivel del mar ($1\text{atm} = 101325 [\text{Pa}] = 14.7 \text{PSI}$)

- Para la constante “**b**” de la gravedad disminuye en 0,01 m/s² por cada kilómetro de altura.

$$b = \frac{0,01 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{1\text{Km}} \times \frac{1\text{Km}}{1000\text{m}} \Rightarrow b = 1 \times 10^{-5} \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)$$

- Para la constante “**a**”, la temperatura disminuye en 6,5 °C por cada 1 Km de altura:

$$a = \frac{6,5^\circ\text{C}}{1\text{km}} \Rightarrow a = 6,5 \times 10^{-3} \left(\frac{^\circ\text{C}}{\text{m}} \right)$$

- Reemplazando datos ($P_0 = 14.7 \text{ PSI}$; $T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$; $a = 6,5 \times 10^{-3} \text{ }^\circ\text{C}/\text{m}$; $b = 1 \times 10^{-5} \text{ m}/\text{s}^2$; $M_{\text{Aire}} = 28,96 \times 10^{-3} \text{ [Kg/mol]}$; $R = 8,314 \text{ J/mol} - \text{K}$; $g_0 = 9,81 \text{ m}/\text{s}^2$), para la hallar la presión atmosférica del lugar a la que se encuentra la planta Carrasco:

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{aR} \cdot \left[\left(\frac{bT_0}{a} - g_0 \right) \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) + bH \right]$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{14,7 \text{ PSI}}\right) = -\frac{28,96 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{mol}}}{6,5 \times 10^{-3} \frac{^\circ\text{C}}{\text{m}} \cdot 8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol-K}}} \cdot \left[\left\{ \left(\frac{10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 298 \text{ K}}{6,5 \times 10^{-3} \frac{^\circ\text{C}}{\text{m}}} - 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \cdot \ln\left(\frac{298 \text{ K} - 6,5 \times 10^{-3} \frac{^\circ\text{C}}{\text{m}} \cdot 320 \text{ m}}{298 \text{ K}}\right) + 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 320 \text{ m} \right\} \right]$$

$$P_f = 14,17 \text{ [PSI]}$$

En la temperatura del condensador y el rehedidor se verificó si necesitaría modificación ya que las condiciones de ebullición del glicol TEG está a una temperatura de 545,9 °F, por lo que si a condiciones del lugar de la planta Carrasco, la temperatura de ebullición del glicol disminuya no afecta en gran magnitud tal como se muestra a continuación.

- Para conocer cualquier la temperatura de ebullición de un líquido, a cualquier altura, usamos la ecuación de distribución barométrica y la ecuación de Clausius Clapeyrón:

$$dP = -\frac{Mg}{RT} dz$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{M}{aR} \cdot \left[\left(\frac{bT_0}{a} - g_0 \right) \cdot \ln\left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0}\right) + bH \right] \quad (1)$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_0}\right) = -\frac{\Delta H_v}{R} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_0} \right) \quad (2)$$

Dónde:

M es el peso molecular del aire en S.I. $M_{\text{Aire}}=28,96 \times 10^{-3} [\text{Kg/mol}]$

g_0 es la gravedad a nivel del mar en S.I. $g_0 = 9.81 [\text{m/s}^2]$

H= Altura con respecto al Nivel de referencia (nivel del mar)

R= Constante de los gases en S.I.

T= Temperatura estándar (25 °C= 298 K)

ΔH_v = Entalpía de vaporización del glicol en S.I. es 390 kJ/kg = 390 J/g

M es el peso molecular del glicol en S.I. $M_{\text{Glicol}}=150,2 \times 10^{-3} [\text{Kg/mol}]$

T_f = Temperatura de ebullición de una altura "H" (H=320 m)

T_0 = Temperatura de ebullición a nivel del mar (545,9 °F= 558,5 K)

P_f = Presión atmosférica a una altura "H"

P_0 = Presión atmosférica a nivel del mar (1atm=760mmHg=101325Pa=14,7PSI)

- Igualamos las ecuaciones (1) y (2), para hallar T_f

$$\cancel{\frac{M}{aR}} \cdot \left[\left(\frac{bT_0}{a} - g_0 \right) \cdot \ln \left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0} \right) + bH \right] = \cancel{\frac{\Delta H_v}{R}} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_0} \right)$$

$$\cancel{\frac{M}{aR}} \cdot \left[\left(\frac{bT_0}{a} - g_0 \right) \cdot \ln \left(\frac{T_0 - a \cdot H}{T_0} \right) + bH \right] = \cancel{\frac{\Delta H_v}{R}} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_0} \right)$$

$$\frac{28,96 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{mol}}}{6,5 \times 10^{-3} \frac{\text{°C}}{\text{m}}} \cdot \left[\left[\left(\frac{10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 298\text{K}}{6,5 \times 10^{-3} \frac{\text{°C}}{\text{m}}} - 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \cdot \ln \left(\frac{298\text{K} - 6,5 \times 10^{-3} \frac{\text{°C}}{\text{m}} \cdot 320\text{m}}{298\text{K}} \right) \right] + 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 320\text{m} \right] = 390 \frac{\text{J}}{\cancel{\text{g}}} \cdot 150,2 \frac{\cancel{\text{g}}}{\text{mol}} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{545,9\text{K}} \right)$$

$$T_f = 544,35 [K]$$

$$\frac{T - 273}{5} = \frac{F - 32}{9} \Rightarrow \frac{544.35 - 273}{5} = \frac{F - 32}{9}$$

$$T_f = 520,42 [^{\circ}F]$$

De acuerdo a condiciones de operación en la columna de regeneración, a condiciones del mar el glicol TEG se descompone antes de llegar a su temperatura de ebullición el cual, bajo datos típicos de deshidratación, la temperatura a la cual el glicol comienza a descomponerse a los 404 °F, pero dicho valor es bajo condiciones del mar. Como la planta Carrasco se encuentra a 320 msnm, la temperatura a la cual comienza a descomponerse fue menor y fue calculado de la siguiente manera:

- Primero se evaluó el porcentaje de calentamiento a la cual el glicol comienza a descomponerse tomando como datos de partida los valores de descomposición y ebullición a nivel del mar:

$$\%Calentamiento = \frac{T_{descomposición}}{T_{ebullición}} \times 100\%$$

$$\%Calentamiento = \frac{404 [^{\circ}F]}{545,9 [^{\circ}F]} \times 100\%$$

$$\%Calentamiento = 74,01\%$$

- Como el porcentaje a la cual el glicol llega a descomponerse es cuando se llega a calentar en un 74,01 %, fue ese valor que se multiplicó a la nueva temperatura de ebullición del glicol que tiene bajo condiciones de la planta Carrasco.

$$T_{descomposición} = \frac{74,01\%}{100\%} \times 520,42^{\circ}F$$

$$T_{descomposición} = 385,14 [^{\circ}F]$$

Debido al nuevo valor de la temperatura de descomposición del glicol, la temperatura del rehervidor cambia de 390 °F a 385 °F, modificación que se observa en la **Tabla 4.8**.

La temperatura del condensador también se hizo una modificación debido a que el valor de 212 °F es la temperatura a la cual ebulle el agua, pero a condiciones a la que se encuentra la planta, la temperatura de ebullición del agua es diferente, tal como se muestra a continuación:

$$dP = -\frac{Mg}{RT} dz$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_o}\right) = -\frac{M}{aR} \cdot \left[\left(\frac{bT_o}{a} - g_o \right) \cdot \ln\left(\frac{T_o - a \cdot H}{T_o}\right) + bH \right] \quad (1)$$

$$\ln\left(\frac{P_f}{P_o}\right) = -\frac{\Delta H_v}{R} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_o} \right) \quad (2)$$

Dónde:

M es el peso molecular del aire en S.I. $M_{\text{Aire}}=28,96 \times 10^{-3}$ [Kg/mol]

g_o es la gravedad a nivel del mar en S.I. $g_o = 9.81$ [m/s²]

H= Altura con respecto al Nivel de referencia (nivel del mar)

R= Constante de los gases en S.I.

T= Temperatura estándar (25 °C= 298 K)

ΔH_v = Entalpía de vaporización del agua en S.I. es 540 cal/g

M es el peso molecular del agua en S.I. $M_{\text{agua}}=18 \times 10^{-3}$ [Kg/mol]

T_f = Temperatura de ebullición de una altura “H” (H=320 m)

T_o = Temperatura de ebullición a nivel del mar (212 °F= 373 K)

P_f = Presión atmosférica a una altura “H”

P_o = Presión atmosférica a nivel del mar (1atm=760mmHg=101325Pa=14,7PSI)

$$\cancel{\frac{M}{aR}} \cdot \left[\left(\frac{bT_o}{a} - g_o \right) \cdot \ln \left(\frac{T_o - a \cdot H}{T_o} \right) + bH \right] = \cancel{\frac{\Delta H_v}{R}} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_o} \right)$$

$$\cancel{\frac{M}{aR}} \cdot \left[\left(\frac{bT_o}{a} - g_o \right) \cdot \ln \left(\frac{T_o - a \cdot H}{T_o} \right) + bH \right] = \cancel{\frac{\Delta H_v}{R}} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{T_o} \right)$$

$$\frac{28,96 \times 10^{-3} \frac{Kg}{mol}}{6,5 \times 10^{-3} \frac{°C}{m}} \cdot \left[\left(\left(\frac{10^{-5} \frac{m/s^2}{m} \times 298K}{6,5 \times 10^{-3} \frac{°C}{m}} - 9,81 \frac{m}{s^2} \right) \cdot \ln \left(\frac{298K - 6,5 \times 10^{-3} \frac{°C}{m} \cdot 320m}{298K} \right) \right) \right]$$

$$+ 10^{-5} \frac{m/s^2}{m} \cdot 320m \Big] = 540 \frac{\cancel{Cal}}{\cancel{J}} \cdot \frac{4,184J}{1\cancel{Cal}} \cdot 18 \frac{\cancel{g}}{mol} \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{373K} \right)$$

$$T_f = 371,96 [K]$$

$$\frac{T - 273}{5} = \frac{F - 32}{9} \Rightarrow \frac{371,96 - 273}{5} = \frac{F - 32}{9}$$

$$T_f = 210,12 [°F]$$

Realizando los cálculos, el agua ebulle a 371,96 K (98,9 °C), haciendo que la temperatura del condensador opere a los 211 °F.

Al realizar los cálculos correspondientes se hizo una modificación a la **Tabla 4.6** en las condiciones de operación de presión y temperatura, dándonos como resultado la **Tabla 4.7**.

Tabla 4.8. Especificaciones de la columna de regeneración para la planta Carrasco

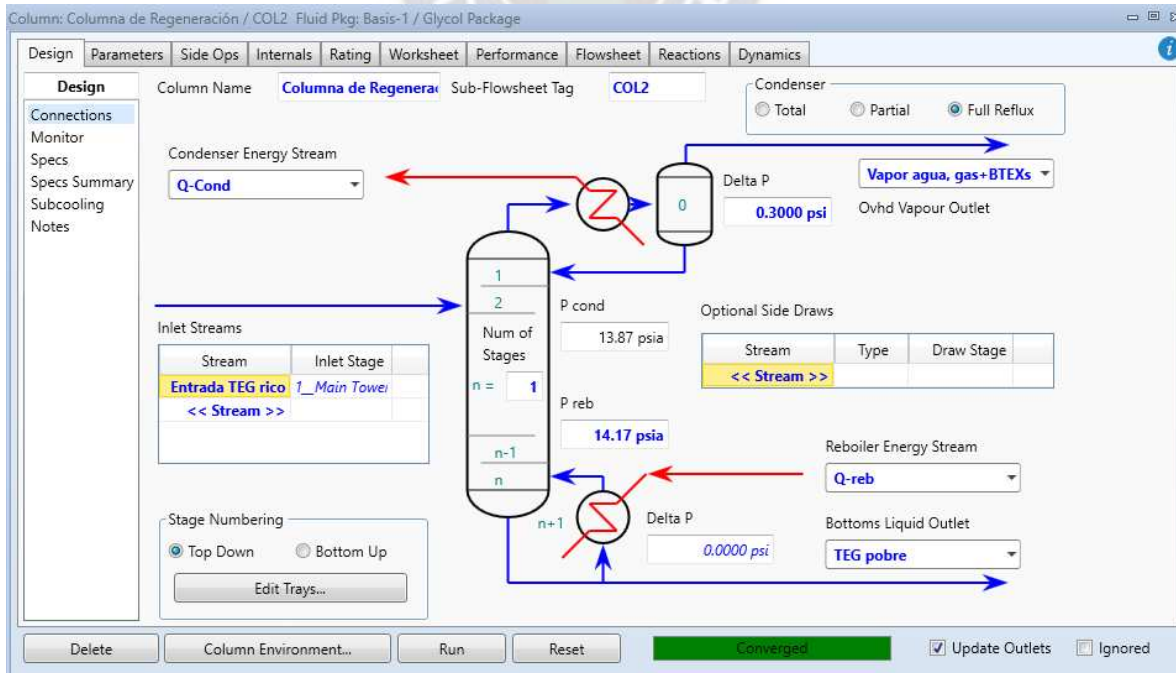
ESPECIFICACIONES	VALOR	UNIDADES
Presión Regenerador	14.17	PSIa
Presión Condensador	13.87	PSIa
Temperatura Rehervidor	380	°F
Temperatura Condensador	211	°F
Numero de Platos	1	

Fuente: Elaboración propia en base a la modificación de las condiciones de 320 msnm

En la **Tabla 4.8** se puede evidenciar que la presión atmosférica del lugar donde se encuentra la planta Carrasco disminuye a 14,17 PSI, por lo que se tomaron en cuenta una caída de presión de 0,3 PSI en la presión del condensador. El valor de la caída de presión se tomó como base de la **Tabla 4.7**, ya que en esas especificaciones la caída de presión era de 0,3 PSI. Las especificaciones de temperatura en la columna de regeneración no se hizo ninguna corrección ya que se pudo evidenciar que la temperatura de ebullición del glicol TEG, a condiciones a las que se encuentra la planta Carrasco, no tiene un gran cambio, ya que baja de 545,9 °F a 520,42 °F.

Pero debido a ello las condiciones de operación en temperatura en el rehervidor de la columna de regeneración cambió debido a la temperatura de descomposición (385,14 °F), la temperatura a la cual debe operar el rehervidor es a una temperatura inferior a ello, en este caso se colocó 380 °F.

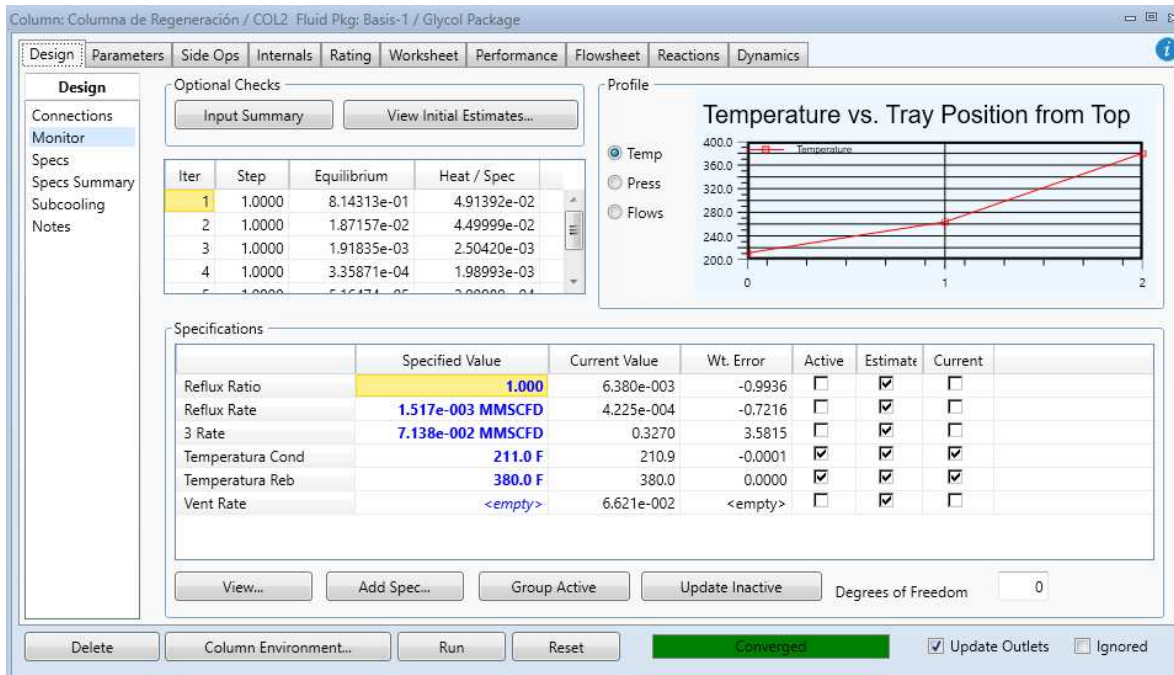
Figura 4.13. Condiciones de presión en el rehervidor y condensador



Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS V14

En la **Figura 4.13** se muestra las condiciones modificadas de presión a la que se encuentra la columna de regeneración acorde a las condiciones normales a las que se encuentra la planta Carrasco.

Figura 4.14. Parámetros de convergencia en la columna de regeneración

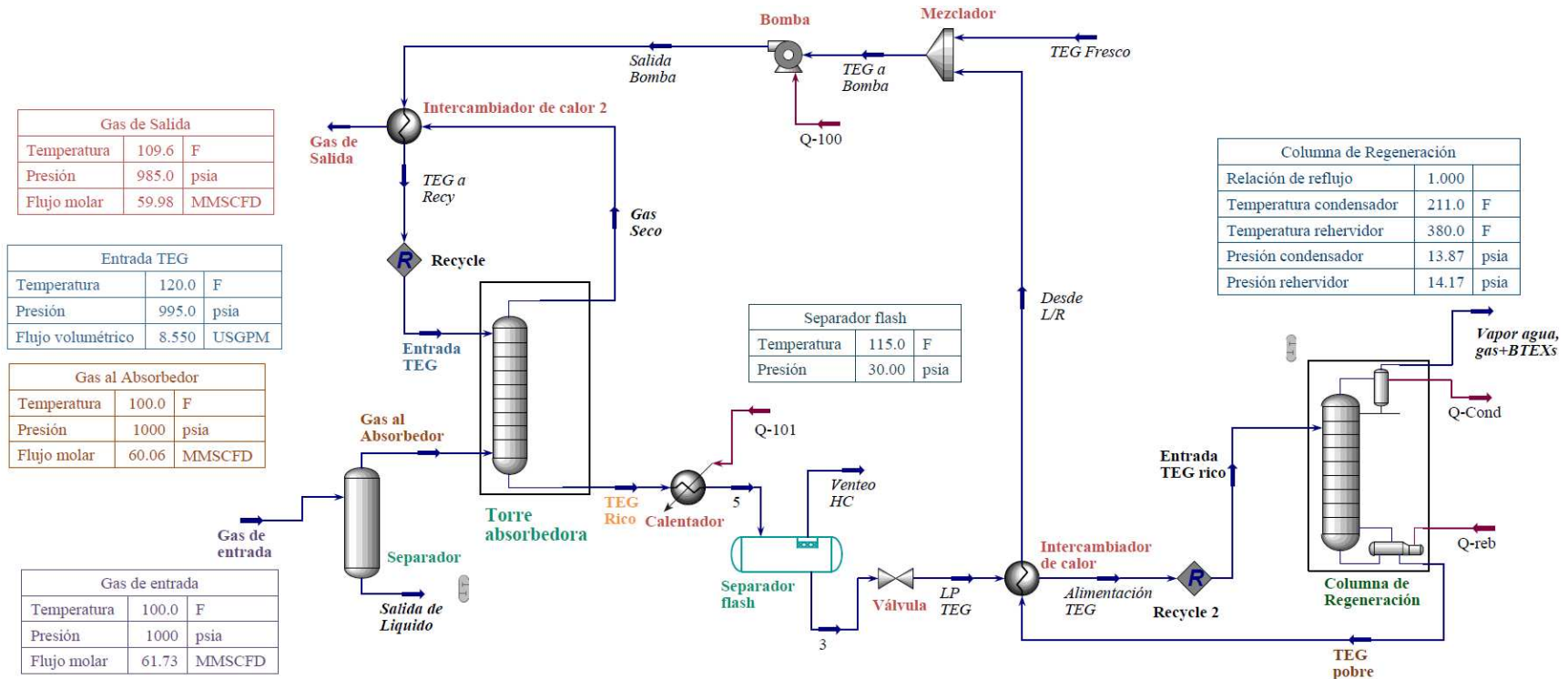


Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS V14

En la **Figura 4.14.** se observa los parámetros de convergencia en la columna de regeneración en la cual, las especificaciones de entrada se colocó la temperatura del condensador, temperatura del rehervidor y la relación de reflujo.

En la **Figura 4.15** se observa la simulación completa del funcionamiento de la planta Carrasco, en la cual para que la simulación converja las condiciones con las que se trabajó la columna de regeneración fueron con las temperaturas del condensador y de rehervidor. Esto debido a que dichas condiciones son fijas para que el glicol TEG no se llegue a descomponer $T=380^{\circ}\text{F}$ y que el agua se llegue a evaporar a los 211°F .

Figura 4.15. Diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas convencional de la planta Carrasco



Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS V14

La **Figura 4.15** muestra el diagrama de flujo del todo el proceso de deshidratación del gas convencional de la planta Carrasco en la cual el gas ingresa a un separador para eliminar los líquidos que acompañarían al gas bajo dichas condiciones de entrada, posterior a el gas ingresa a una torre absorbedora, en el cual el glicol TEG ingresa por la parte superior a 120 °F, 995 PSia y con un flujo volumétrico de 8,55 GMP. Es ahí donde se realiza la eliminación del agua que contiene el gas (deshidratación del gas).

El glicol TEG absorbe el agua y sale de la torre absorbidora denominado como glicol rico, el cual pasa por un calentador para que las condiciones de presión y temperatura se vayan adecuando para que ingrese a la torre contactora. En este caso en calentador incrementa su temperatura a 115 °F y disminuye la presión hasta que, en el separador flash, el cual adecúa el glicol a una temperatura de 15°F y una presión de 30 PSIA. Una vez que sale el glicol rico sale del separador flash, pasa por una válvula, el cual reduce su presión a los 26 PSI. Luego el glicol rico ingresa a un intercambiador de calor para que la temperatura incremente hasta los 220 °F y la presión disminuya hasta los 16 PSI. Posteriormente el glicol rico pasa por un Recycle, el cual sirve para modelar con precisión y en algunos casos puede llegar a ajustar o adicionar alguna especificación antes de que el glicol rico ingrese a la columna de regeneración.

Como la columna de regeneración está a dos temperaturas hace que el agua llegue a evaporarse y salir por la parte superior con algunos gases BTEX que se forman en la columna de regeneración, producto de las altas temperaturas, y como el regenerador está ajustado para que el glicol permanezca en estado líquido sale por la parte inferior el cual es denominado TEG pobre con un porcentaje de pureza el cual se detalla en la Tabla 4.8.

El glicol TEG pobre pasa por el intercambiador de calor, para ceder su calor y de esa manera incrementar su temperatura al TEG rico, para luego mezclarse con un glicol TEG puro en caso de existir pérdidas por evaporación o algún producto BTEX que se haya formado en la columna de regeneración. El TEG pasa por una bomba para poder incrementar su presión para continuar su camino e ingresar a un intercambiador de calor de tal manera que se pueda adecuar la temperatura a la cual debe ingresar a la torre absorbidora. Este proceso del glicol TEG es cíclico para poder deshidratar el gas.

4.4. VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA DEL REHERVIDOR A DIVERSOS FLUJOS MOLARES DE GAS STRIPPING PARA UN INCREMENTO DE CONCENTRACIÓN DE GLICOL TEG

4.4.1. Efecto de la concentración del glicol TEG al cambio temperatura en el rehervidor.

Se hizo cambios a la temperatura del rehervidor para conocer los cambios que tiene el porcentaje de concentración másica del glicol TEG a medida que cambia la temperatura de operación del rehervidor.

Tabla 4.9. Variación de la concentración del glicol TEG pobre a cambios de temperatura del rehervidor

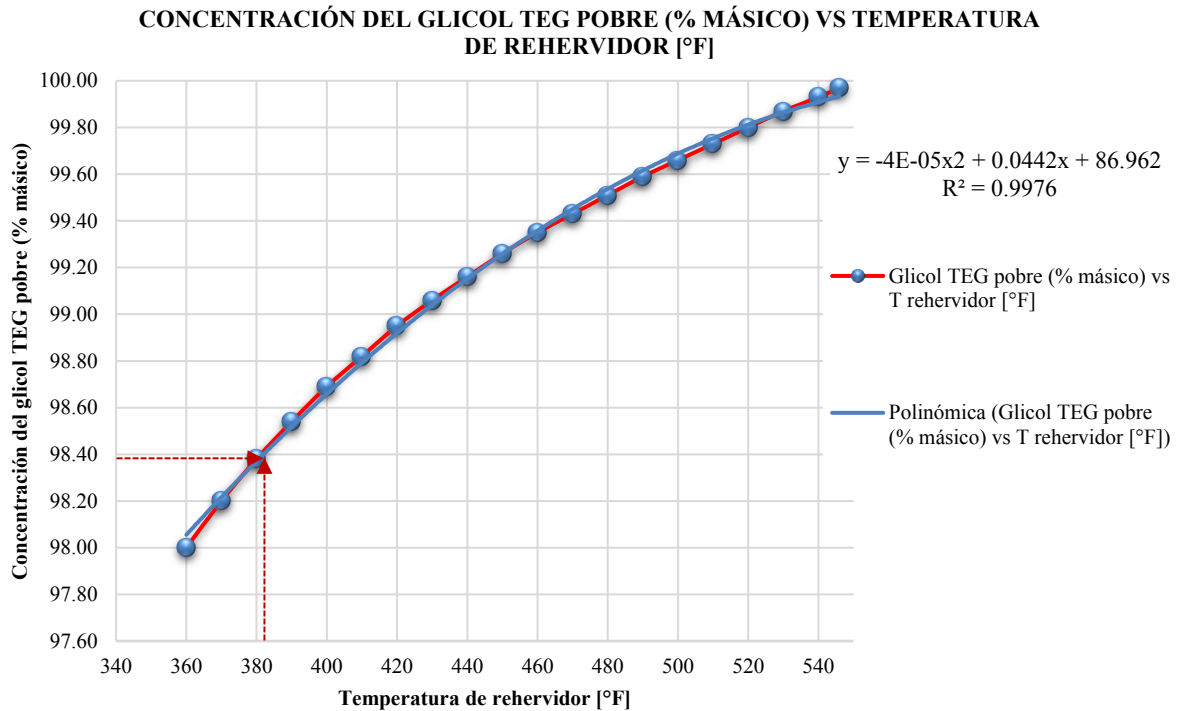
Temperatura de rehervidor [°F]	Concentración del glicol TEG pobre (% másico)
360	98.00
370	98.20
380	98.38
390	98.54
400	98.69
410	98.82
420	98.95
430	99.06
440	99.16
450	99.26
460	99.35
470	99.43
480	99.51
490	99.59
500	99.66
510	99.73
520	99.80
530	99.87
540	99.93
545.9	99.97

Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

En la **Tabla 4.9** se muestra cómo va aumentando el porcentaje de concentración del glicol TEG pobre a medida que va incrementando la temperatura del rehervidor. Esto se debe a que

el glicol que ingresó al regenerador tenía un alto contenido de agua, pero a medida que se incrementa la temperatura, el agua se llega a evaporar y salir por la parte superior.

Figura 4.16. Variación de la concentración del glicol TEG pobre a cambios de temperatura del rehervidor



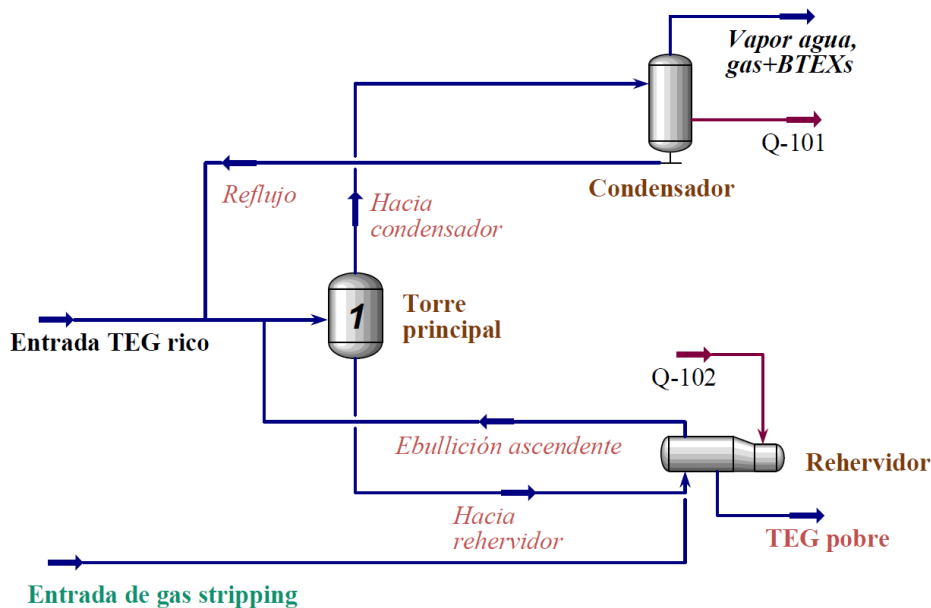
Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenidos en Aspen HYSYS V14

La **Figura 4.16** se muestra cómo cambia la concentración del glicol TEG pobre a medida que se incrementa la temperatura y se tiene una tendencia a ser una curva polinómica, en la cual, como la temperatura a la que se descompone el glicol bajo condiciones a la que se encuentra la planta Carrasco es a los $385,14^\circ\text{F}$ y por márgenes de seguridad se redujo 5°F , a 380°F la máxima concentración a la que se puede llegar es a los $98,38\%$.

4.4.2. Efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor e inyección de gas stripping

Se realizó la inyección del gas stripping al rehervidor el cual se tomó una fracción de gas y se acondicionó bajo las mismas condiciones de presión y temperatura del glicol TEG rico por medio de una válvula y un calentador tal como se observa en la **Figura 4.14**.

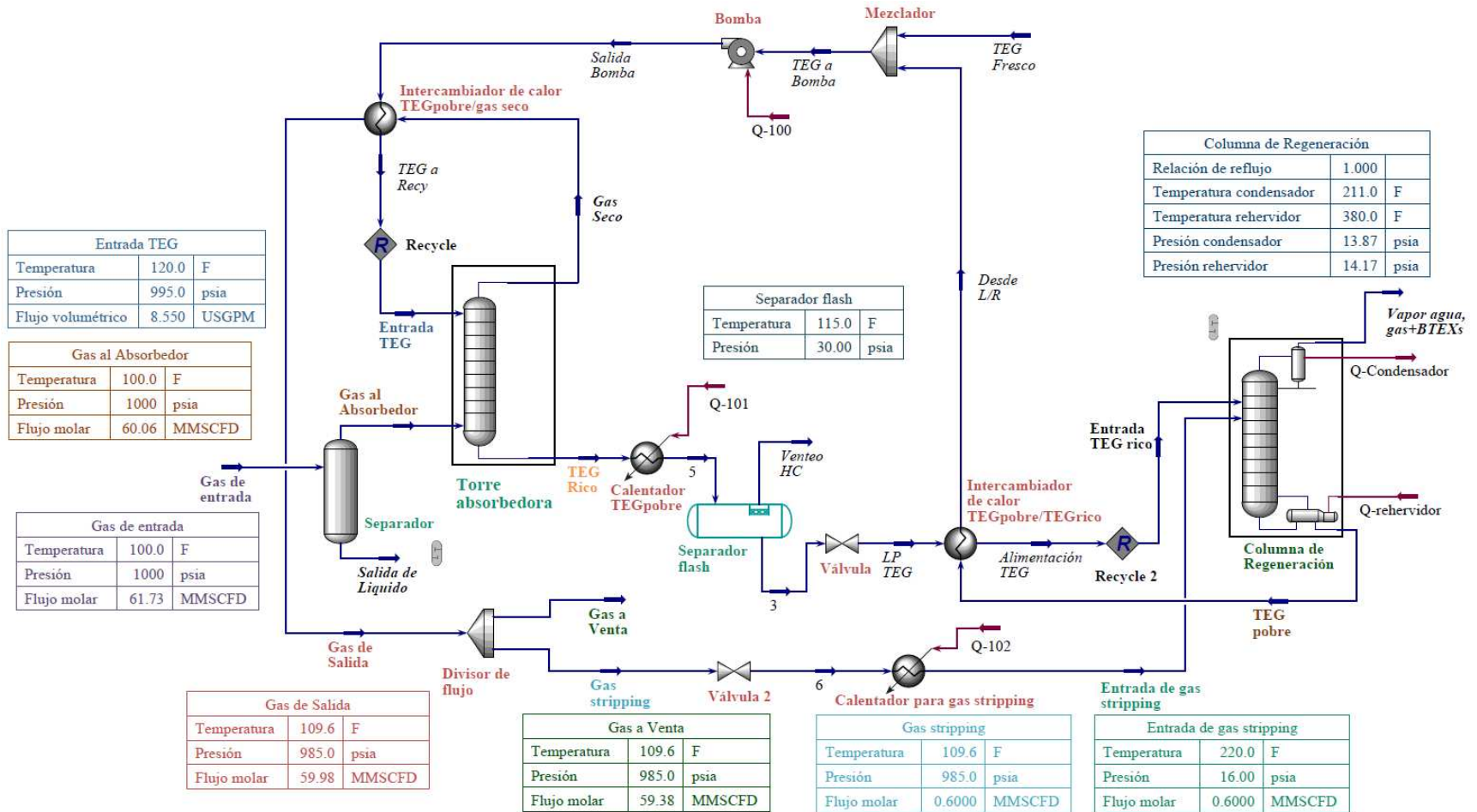
Figura 4.17. Inyección de gas stripping al rehervidor



Fuente: Elaboración propia en base a valores ingresados en Aspen HYSYS V14

Los detalles de cómo funciona una torre de regeneración es tal como se muestra en la **Figura 4.17**, el cual el glicol TEG rico ingresa a la torre principal, mientras que el gas stripping ingresa por el rehervidor, ambos a las mismas condiciones de presión y temperatura una vez que el glicol TEG rico sale de la torre principal, pasa por el rehervidor en el cual una parte del glicol que se pueda evaporar ingresa nuevamente a la torre principal por medio de un reflujo denominado ebullición ascendente y el glicol líquido abandona el rehervidor denominado como glicol TEG pobre. También en la parte superior se cuenta un reflujo que sale del condensador en caso que el glicol evaporado TEG se condense e ingrese nuevamente a la torre principal.

Figura 4.18. Diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas con suministro de gas stripping en la planta Carrasco



Fuente: Elaboración propia en Aspen HYSYS V14

La **Figura 4.18** muestra el diagrama de flujo completo del proceso de deshidratación del gas con administración de gas stripping en la planta Carrasco el cual para poder usar el gas de salida se tuvo que separar por medio de un divisor de flujo del cual se tomó una fracción de gas y se acondicionó bajo las mismas condiciones de presión y temperatura del glicol TEG rico por medio de una válvula que disminuyó la presión y temperatura hasta los 18 PSia y 50°F respectivamente y un calentador que incrementó la temperatura del gas stripping hasta los 220 °F para posteriormente ingresar al rehervidor el cual la parte interna de la torre de regeneración se detalla en la **Figura 4.17**.

Una vez concluido con el diagrama de flujo completo del proceso de deshidratación del gas, se procedió a observar el efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor y diferentes fracciones de gas para la administración de gas stripping.

El gas stripping es altamente efectivo para remover contaminantes volátiles o componentes no deseados de líquidos. Al suministrar este gas a la torre regeneración se crea una interfaz entre el líquido y el gas que facilita la transferencia de los contaminantes volátiles del líquido al gas.

Tabla 4.10. Efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor y diferentes fracciones de gas para la suministración de gas stripping.

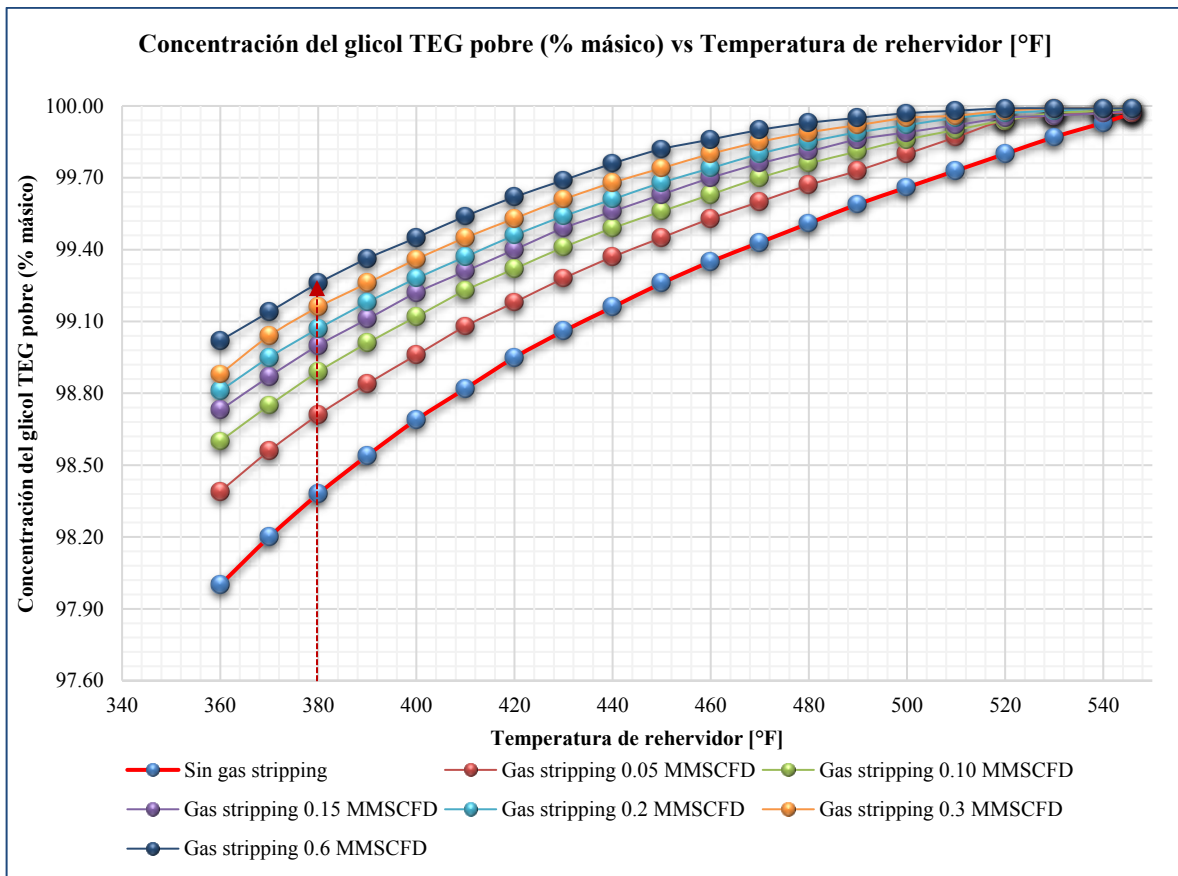
Temperatura de rehervidor	Concentración del glicol TEG pobre (% másico)						
	%gas stripping = 0%	%gas stripping = 0.08%	%gas stripping = 0.17%	%gas stripping = 0.25%	%gas stripping = 0.33%	%gas stripping = 0.5%	%gas stripping = 1%
°F	Convencional	0.05 MMscfd	0.10 MMscfd	0.15 MMscfd	0.20 MMscfd	0.30 MMscfd	0.6 MMscfd
360	98.00	98.39	98.60	98.73	98.81	98.88	99.02
370	98.20	98.56	98.75	98.87	98.95	99.04	99.14
380	98.38	98.71	98.89	99.00	99.07	99.16	99.26
390	98.54	98.84	99.01	99.11	99.18	99.26	99.36
400	98.69	98.96	99.12	99.22	99.28	99.36	99.45
410	98.82	99.08	99.23	99.31	99.37	99.45	99.54
420	98.95	99.18	99.32	99.40	99.46	99.53	99.62
430	99.06	99.28	99.41	99.49	99.54	99.61	99.69
440	99.16	99.37	99.49	99.56	99.61	99.68	99.76
450	99.26	99.45	99.56	99.63	99.68	99.74	99.82
460	99.35	99.53	99.63	99.70	99.74	99.80	99.86
470	99.43	99.60	99.70	99.76	99.80	99.85	99.90
480	99.51	99.67	99.76	99.81	99.85	99.89	99.93
490	99.59	99.73	99.81	99.86	99.89	99.92	99.95
500	99.66	99.80	99.86	99.89	99.92	99.95	99.97
510	99.73	99.87	99.90	99.92	99.95	99.96	99.98
520	99.80	99.94	99.94	99.95	99.97	99.98	99.99
530	99.87	99.96	99.97	99.96	99.98	99.99	99.99
540	99.93	99.97	99.98	99.97	99.99	99.99	99.99
545.9	99.97	99.97	99.99	99.98	99.99	99.99	99.99

Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

En la **Tabla 4.10** se muestra los resultados obtenidos al cambio en la concentración del glicol TEG pobre cuando se varía la temperatura del rehervidor y además incrementando el flujo de gas que es usado como gas stripping. Si bien la tabla muestra que a temperaturas superiores a 380°F la pureza del glicol es superior a 99%, que incluso llegan a ser 99.99%, no significa que son más efectivos, ya que el glicol bajo condiciones de temperatura de operación de la planta Carrasco, a temperaturas superiores a 385 °F el glicol TEG se llega a

descomponer, haciendo que la eficiencia en el proceso de deshidratación disminuya. Además, que los glicoles descompuestos necesitan tratamientos de destilación especial de tal manera que se pueda reactivar su capacidad de absorción al agua.

Figura 4.19. Efecto de la concentración del glicol TEG pobre al cambio temperatura en el rehervidor y diferentes fracciones de gas para la suministración de gas stripping



Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

La **Figura 4.19** es el resultado de los valores obtenidos a medida que se variaba la temperatura del rehervidor, haciendo que la concentración del glicol TEG pobre aumente. Este aumento de concentración mejora mucho más a medida que el suministro de gas stripping sea mucho mayor. La desventaja del incremento de gas stripping es que ese gas usado se libera hacia la atmosfera debido a que ese gas tiene un alto contenido de vapor de agua y contaminantes aromáticos denominados BTEXs.

4.5. IDENTIFICACIÓN SOBRE LOS CAMBIOS GENERADOS EN EL CONTENIDO DE AGUA QUE SE TIENE EN EL GAS DE VENTA VARIANDO EL FLUJO MOLAR DE GAS STRIPPING QUE SE SUMINISTRA AL REHERVIDOR

Como la temperatura de operación del rehervidor es a los 380 °F, el contenido de agua que tiene el gas de venta disminuye dependiendo de la cantidad de flujo molar que se suministra al rehervidor, el cual está identificada en la siguiente tabla y figura.

Tabla 4.11. Flujo de gas stripping, contenido de agua y concentración TEG pobre (% másico) a una temperatura de operación del rehervidor T = 380°F

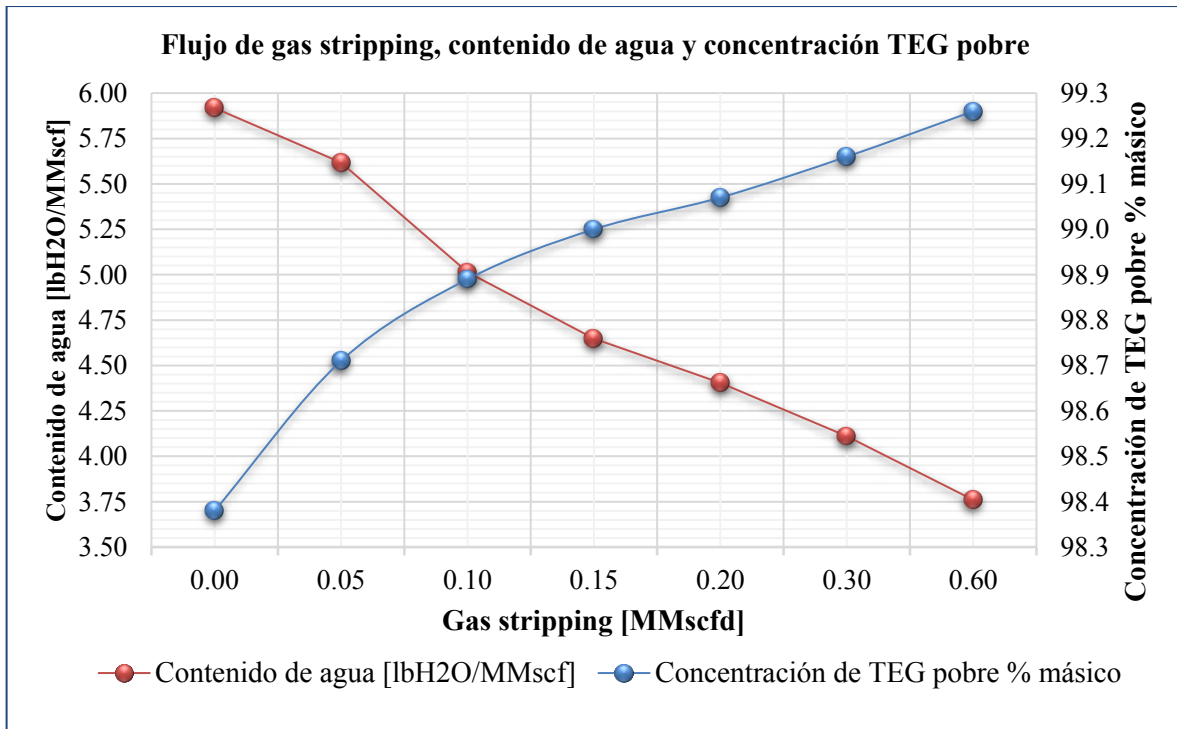
Gas stripping [MMscfd]	Concentración de TEG pobre % másico	Contenido de agua [lbH2O/MMscf]
0.00	98.38	5.918
0.05	98.71	5.617
0.10	98.89	5.014
0.15	99.00	4.648
0.20	99.07	4.405
0.30	99.16	4.111
0.60	99.26	3.760

Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

En la **Figura 4.11** muestra los resultados obtenidos a la suministración del gas stripping a diferentes flujos molares, bajo la temperatura de operación de 380 °F en el rehervidor. La suministración del gas stripping genera cambios en la concentración del glicol TEG pobre, haciendo que a medida que el flujo de gas stripping aumenta, la concentración del TEG pobre también incrementa, haciendo que el porcentaje de pureza másica llegue hasta un 99.26%.

Debido al incremento de la concentración del glicol TEG, aumentando el suministro de gas stripping, el contenido de agua que tiene el gas de venta también llega a disminuir desde 5.918 lbH2O/MMscf hasta 3.760 lbH2O/MMscf. Con esta reducción del contenido de agua, se disminuye en gran porcentaje la formación de hidratos en las redes de gas.

Figura 4.20. Variación del Flujo de gas stripping, contenido de agua y concentración TEG pobre (% másico) a una temperatura de operación del rehervidor T=380°F



Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

La **Figura 4.20** ilustra la disminución del contenido de agua que tiene el gas de la planta Carrasco a medida que la concentración del glicol TEG pobre incrementa su porcentaje másico debido a un aumento de flujo molar de gas stripping. Esto es deseable en aplicaciones de deshidratación, ya que el gas que se está tratando debe tener un contenido de agua muy bajo para su uso en aplicaciones industriales o de consumo.

La figura muestra claramente que a medida que el suministro de gas stripping aumenta, concentración del glicol TEG pobre superará por valores superiores al 99.5%. Pero eso no significa que conviene suministrar mucho gas stripping ya que ese gas usado saldrá de la torre de regeneración, juntamente con el vapor de agua y los componentes aromáticos BTEXs, los cuales son producto de una reacción interna en la columna de regeneración. Estos compuestos aromáticos BTEXs fueron analizados en el siguiente objetivo del proyecto.

4.6. DETERMINACIÓN DEL GRADO DE EMISIÓN DE COMPONENTES AROMÁTICOS BTEXS DEBIDO A LA SUMINISTRACIÓN DE GAS STRIPPING

Durante el proceso de deshidratación del gas, pueden ocurrir reacciones químicas entre los componentes del gas y el glicol, formando compuestos BTEXs como subproductos. Si bien alguno de los compuestos orgánicos volátiles y BTEXs son liberados mediante el separador flash por el venteo HC, alguno de estos permanece en la corriente del glicol TEG y son arrastrados hacia la etapa de regeneración, en donde una vez que ingresan una fracción de ellos será emitida a la atmosfera estas emisiones deben ser monitoreadas y mitigadas para reducir el impacto ambiental de la planta Carrasco.

A altas temperaturas, el glicol puede degradarse y formar compuestos más simples, incluyendo benceno y otros hidrocarburos aromáticos. Esto puede ocurrir si la columna de regeneración opera a temperaturas elevadas. Es por ello que se evaluó el efecto de la inyección de gas stripping en el grado de emisión de dichos gases y se obtuvo la composición de flujo másico del vapor de agua, benceno, tolueno, p-xileno, m-xileno y o-xileno.

Tabla 4.12. Composición de flujo másico del vapor de agua, benceno, tolueno, p-xileno, m-xileno y o-xileno en la salida de la columna de regeneración a una temperatura de operación

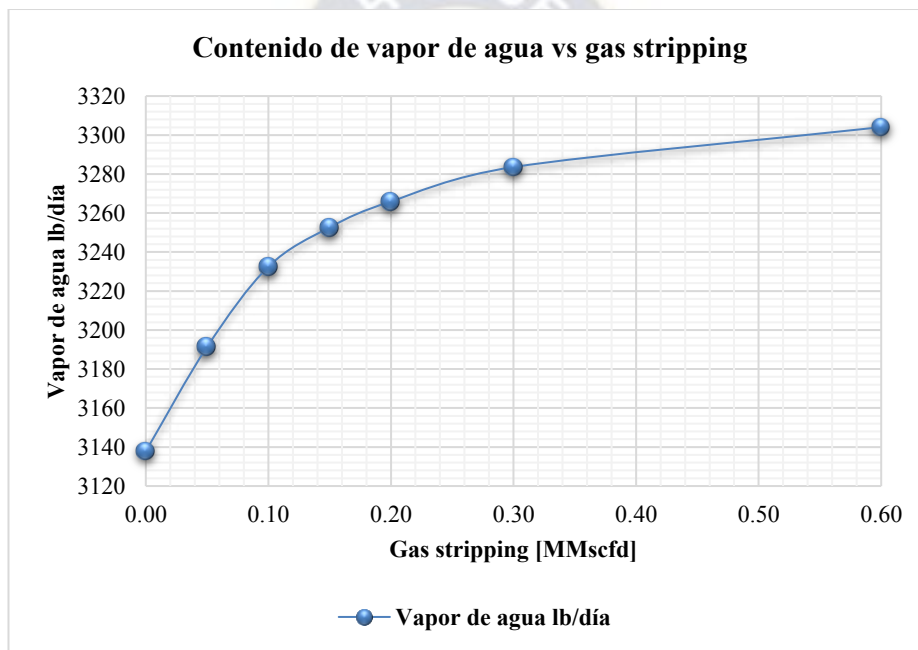
$$T_{\text{rehervidor}}=380^{\circ}\text{F} \text{ y } T_{\text{condensador}}=211^{\circ}\text{F}$$

Gas stripping [MMscfd]	Vapor de agua lb/día	Benceno lb/día	Tolueno lb/día	p-Xileno lb/día	m-Xileno lb/día	o-Xileno lb/día
0.00	3137.88	75.52	153.24	10.22	11.02	97.01
0.05	3191.36	78.61	159.43	11.00	11.70	106.81
0.10	3232.49	80.10	161.31	11.04	11.72	107.60
0.15	3252.66	81.27	162.69	11.05	11.72	107.95
0.20	3265.93	82.26	163.80	11.06	11.73	108.18
0.30	3283.59	83.94	165.61	11.09	11.75	108.51
0.60	3304.06	88.23	170.01	11.19	11.83	109.28

Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

La **Tabla 4.12** nos muestra cómo el contenido de vapor de agua y BTEXs tienden a incrementar a medida que se va incrementando el suministro de gas stripping a la columna de regeneración. De acuerdo a los resultados mostrados, los flujos másicos de los componentes BTEXs, no son productos obtenidos en gran cantidad, pero a medida que se incrementa el flujo molar de gas stripping estaríamos emitiendo mayor cantidad de gases nocivos hacia la atmósfera.

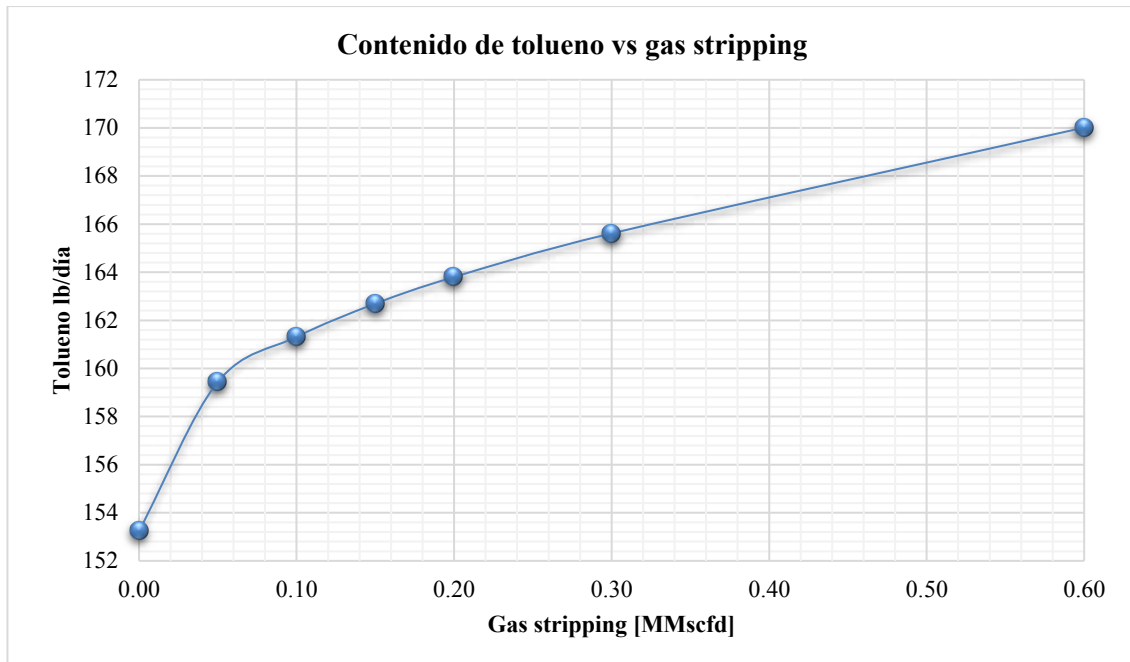
Figura 4.21. Vapor de agua saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping



Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

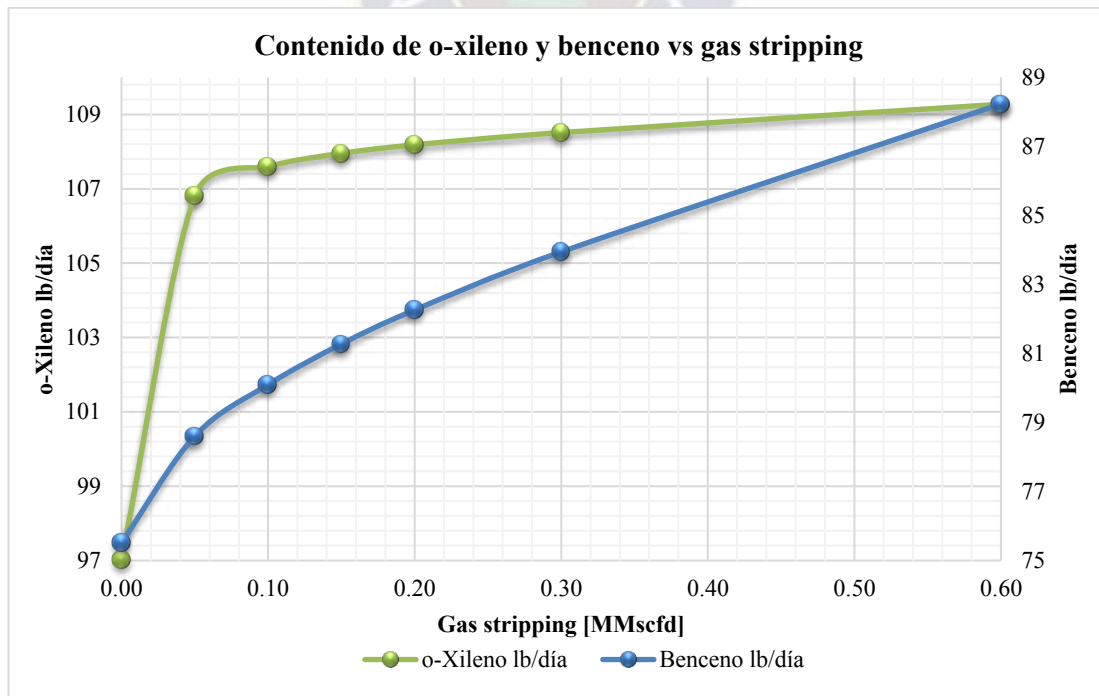
La **Figura 4.21** muestra cómo el contenido de agua va incrementando a la salida de la columna de regeneración, haciendo que la eliminación del agua que tenía el gas sea más eficiente el proceso de deshidratación. Esto se debe a que el gas stripping purificó mucho más al glicol TEG haciendo que el glicol absorba con más eficiencia y lo arrastre hasta la columna de regeneración. Y por efecto de la temperatura de operación del condensador, el agua abandona la columna de regeneración en forma de vapor.

Figura 4.22. Vapor de tolueno saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping



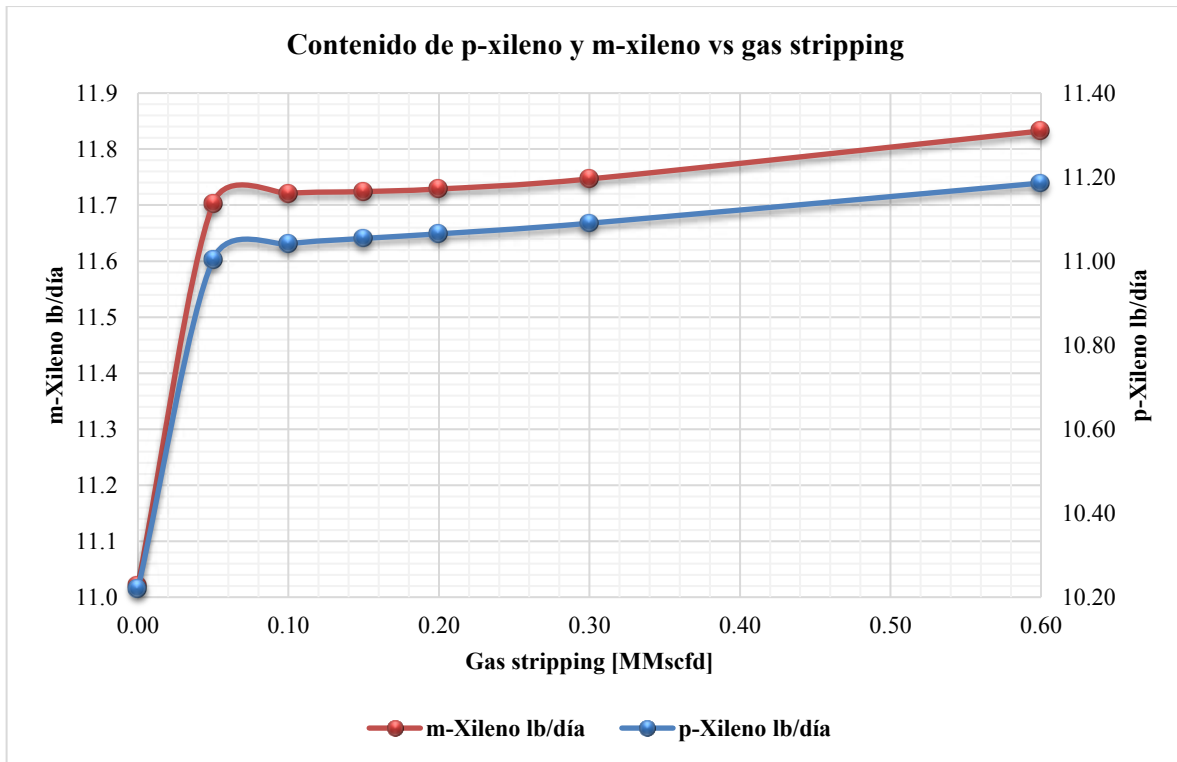
Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

Figura 4.23. Vapor de o-xileno y benceno saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping



Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

Figura 4.24. Vapor de m-xileno y p-xileno saliente de la columna de regeneración con suministro de gas stripping



Fuente: Elaboración propia en base a valores obtenido en Aspen HYSYS V14

La **Figura 4.22**, **Figura 4.23** y **Figura 4.24** es el resultado a la suministración del gas stripping. Y como se observa en las figuras, si bien el aumento a la suministración de gas stripping es beneficioso para la deshidratación del gas, el contenido de benceno, tolueno, p-xileno, m-xileno y o-xileno que son producto de la reacción química entre el gas y el glicol, llega a aumentar dichos flujos másicos haciendo que se emita más gases nocivos hacia la atmósfera. Y al incremento de los gases BTEXs, los compuestos se liberan al aire, contribuyendo a la contaminación del aire y la formación de smog (formación de humo y niebla). Pero como las cantidades emitidas de BTEXs a consecuencia de la suministración de gas stripping a la planta Carrasco no son alarmantes ya que el contenido de emisión de dichos gases nocivos no son altos.

CAPÍTULO V: ESTIMACIÓN DE COSTOS

5.1. MATERIALES

El costo total de producción (TCOP) se expresa como:

$$TCOP = COP + ACC \quad (5.1)$$

donde COP y ACC representan el costo de producción y el costo de capital anual ACC, respectivamente. Notablemente, el ACC se convirtió de la inversión de capital fijo (FCI) de la planta a una serie constante de pago por cada año de vida de la planta, dado como:

$$ACC = FCI \cdot \frac{(i(1+i)^n)}{((1+i)^n - 1)} \quad (5.2)$$

Donde i es la tasa de interés y n es la vida útil del proyecto. El FCI se da como:

$$FCI = ISBL + OSBL + EC + CO \quad (5.3)$$

Donde ISBL representa la inversión de los límites internos de la batería que incluye el costo directo del campo (por ejemplo, costos de equipos importantes, artículos a granel y obras civiles) y el costo indirecto de campo (por ejemplo, gastos temporales, costos de construcción, gastos de campo y gastos generales diversos), OSBL es el costo fuera del sitio, EC es el costo de ingeniería (por ejemplo, cargos del contratista) y CO es la suma de contingencia. La ISBL en el presente estudio incluye solo el costo directo de campo y se redujo al costo de capital fijo (FCC). El FCC se estima principalmente en función del costo de compra del equipo principal requerido para el proceso. Otros costos asociados al equipo principal, como cimientos y trabajos de estructuras que se estiman en base a factores del costo de cada equipo. El factor Mano de obra propone una fórmula para la estimación FCC de una planta, dada como:

$$FCC = \sum_{i=1}^i (F \cdot Ce) \quad (5.4)$$

Donde Ce es el costo de cada equipo principal y F es el factor de instalación de mano de obra para cada tipo de equipo principal como se especifica en la **Tabla 5.6**.

El costo de cada equipo mayor (Ce) se puede estimar como:

$$Ce = a + b \cdot S^n \quad (5.5)$$

donde a y b son constantes de costo, S es el parámetro de tamaño del equipo y n es el exponente para ese tipo de equipo. El costo de equipos pesados (Ce) estimados aquí se basan en acero al carbono. Los equipos fabricados con otros materiales deben correlacionarse con el factor de material apropiado. Además, cabe señalar que estos costos de compra se calculan con base en el Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI) de enero de 2006 de 478,6. Este CEPCI debe actualizarse con el último valor disponible utilizando la siguiente ecuación:

$$\text{Costo en el año } A = \text{Costo en el año } B \cdot \frac{\text{Índice de costo en el año } A}{\text{Índice de costo en el año } B} \quad (5.6)$$

El costo en el año A representa el costo para el cual está disponible el último CEPCI (es decir, 2017), el costo en el año B es el costo para el año 2006. El último CEPCI es 567,5 a partir de 2017 y todos los valores monetarios se realizan en dólares estadounidenses.

El costo de producción (COP) se puede estimar como:

$$COP = VCOP + FCOP \quad (5.7)$$

Donde VCOP y FCOP son costos de producción variables y fijos, respectivamente. Los VCOP son la suma de todos los costos variables de producción que son proporcionales a la producción o tasa de operación de la planta. Los FCOP son la suma de todos los costos fijos

de producción que se cubren independientemente de la operación de la planta. El VCOP y el FCOP son cálculos directos que se estiman a partir de los datos de la planta operativa o como factores, como se muestra en la **Tabla 5.1**. Se supuso que la planta funcionará 8500 horas al año.

Tabla 5.1. Componentes para la estimación de VCOP y FCOP

Costo variable de producción (VCOP)	VALOR	UNIDADES
Costo TEG	2513.28	\$ ton-1 TEG
Costo de electricidad	0.1	\$ kWh-1
Varios (por ejemplo, tratamiento de aguas residuales)	2	% de VCOP
Costo fijo de producción (FCOP)		
Mano de obra operativa (OL)	25,000	\$ año-1 para cada operador
Supervisión (S)	25	% of OL
Gastos salariales directos (DSO)	50	% de (OL + S)
Mantenimiento (M)	3	% de ISBL
Impuestos sobre la propiedad y seguros	2	% de ISBL
Gastos generales de planta	65	% de (OL+S+DSO+M)
Cargos ambientales	1	% de ISBL + OSBL

Fuente: Elaboración propia en base a estándares internacionales

5.1.1. Datos para la estimación de costos

Tabla 5.2. Costos de equipos

N°	Tipo de equipo	Parámetros acordes al tamaño		Constante y exponente en la ecuación 5.5			Costo del equipo Ce, \$
		S	Valor	a	b	n	
1	Absorbedor	Masa de caparazón, kg	17919.18	-10000	600	0.6	203866.19
2	Tapa de burbuja de bandejas	Diámetro, m	1.52	200	240	2	754.50
3	Regenerador	Masa de caparazón, kg	423.4	-10000	600	0.6	12604.86
4	304 anillos rasching	Volumen, m ³	0.196	0	3700	1	725.20
5	Separador flash	Masa de caparazón, kg	616.9	-10000	600	0.6	18332.19

Fuente: Elaboración propia en base a costos de equipos en el año 2016

Tabla 5.3. Costo de los intercambiadores de calor

N°	Tipo de equipo	Parámetros acordes al tamaño		Constante y exponente en la ecuación 5.5			Costo del equipo Ce, \$
		S	Valor	a	b	n	
1	Intercambiador de calor TEGpobre/TEGrico	Área, m ²	10.4	10000	88	1	10915.20
2	Intercambiador de calor TEGpobre/gas seco	Área, m ²	16	10000	88	1.2	12451.47
3	Rehervidor	Área, m ²	10.3	14000	83	1	14854.90
4	Condensador	Área, m ²	1.6	500	1100	1	2260.00

Fuente: Elaboración propia en base a costos de equipos en el año 2016, Journal of Materials Engineering and Performance

Tabla 5.4. Costo de bombas y otros artículos

N°	Tipo de equipo	Parámetros acordes al tamaño		Constante y exponente en la ecuación 5.5			Costo del equipo Ce, \$
		S	Valor	a	b	n	
1	Mezclador	Flujo, 1s-1	5.5325	780	62	0.8	1023.63
2	Bomba	Flujo, 1s-1	1.325	3300	48	1.2	3367.28
3	Motores eléctricos para bomba.	Fuerza, kW	4.65	920	600	0.7	2679.42

Fuente: Elaboración propia en base a costos de equipos en el año 2016, Journal of Materials Engineering and Performance.

Tabla 5.5. Factores F de instalación por mano de obra

Tipo de equipo	Factor de instalación F
Absorbedora y regenerador	4
Separador flash	4
Todos los intercambiadores de calor, incluidos el condensador y el hervidor.	3.5
Bomba	4
Varios (por ejemplo, mezclador, divisor de flujo)	2.5

Fuente: J. Mahabir, N. Koylass, N. Samaroo, K. Narine and K. Ward, Energy Conversion and Management

La **Tabla 5.6** muestra la comparación del costo de capital fijo entre los tres procesos de deshidratación. En el proceso de deshidratación convencional, los principales equipos que se incluyeron en los cálculos de costos de la planta son el absorbente, el regenerador, el

separador flash, dos intercambiadores de calor, un mezclador estático y una bomba centrífuga con un motor eléctrico. También se incluyó en el FCC de la planta una bomba centrífuga de repuesto con su motor eléctrico que se conserva en el almacén. Para el absorbente y el regenerador, la ecuación 5.5 se aplicó por separado para el casco de la columna y para los platos internos o empaque. Para el proceso de deshidratación del gas de extracción utilizando una porción del gas de venta, dos equipos adicionales que se incluyeron en la FCC son un calentador y un divisor de flujo.

El FCI general para los 2 procesos de deshidratación se muestra en la **Tabla 5.7**. El FCI se calculó como la suma del costo de ISBL, OSBL, EC y CO (ecuación 5.3). Se supuso que el costo de OSBL era el 30% del ISBL, mientras que el CO era el 10% de la suma de ISBL y OSBL. Vale la pena señalar que la estimación del FCI para la ecuación 5.3 a la ecuación 5.5 se estimó con base en el CEPCI de 2006. Por lo tanto, la estimación del FCI se actualizó al CEPIC de 2018 utilizando la Ecuación 5.6.

De la **Tabla 5.7**, se observó que el FCI para desmonte, el proceso de deshidratación de gas que emplea una porción del gas de venta es aproximadamente un 1% más alto que el proceso de deshidratación convencional. Este incremento menor en el FCI se atribuyó obviamente a los dos equipos suplementarios (es decir, un calentador y un divisor de flujo) necesarios.

Tabla 5.6. Comparación de costos de capital fijo entre los tres procesos de deshidratación

N°	Tipo de equipo	Proceso de deshidratación convencional		Proceso de deshidratación con gas stripping	
		Costo de equipo unitario	Inversión capital fijo	Costo de equipo unitario	Inversión capital fijo
1	Absorbedor	203866.19	815464.754	203866.19	815464.754
2	Regenerador	12604.86	50419.4277	12604.86	50419.4277
3	Separador flash	18332.19	73328.7514	18332.19	73328.7514
4	Intercambiador de calor TEGpobre/TEGrico	10915.20	38203.2	10915.20	38203.2
5	Intercambiador de calor TEGpobre/gas seco	12451.47	43580.1464	12451.47	43580.1464
6	Rehervidor	14854.90	51992.15	14854.90	51992.15
7	Condensador	2260.00	7910	2260.00	7910
8	Mezclador	1023.63	2559.07228	1023.63	2559.07228
9	Bomba con motor	3367.28	13469.1289	3367.28	13469.1289
10	Divisor de flujo			2279	5697.5
11	Calentador			3090	7725
TOTAL			1096926.6		1110349.1

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.7. Inversión de capital fijo (ICF) para los dos procesos de deshidratación

Costo, \$	Proceso de deshidratación convencional	Proceso de deshidratación con gas stripping
ISBL	\$1,096,926.63	\$1,110,349.13
OSBL	\$329,077.99	\$333,104.74
EC	\$427,801.39	\$433,036.16
CO	\$142,600.46	\$144,345.39
FCI (precios de 2006)	\$1,996,406.47	\$2,020,835.42
FCI (precios de 2018)	\$2,595,328.41	\$2,627,086.04

Fuente: Elaboración propia

Para el costo anual estimado de producción (COP) para los tres procesos de deshidratación poco estudiados se presenta en la Tabla S8. El componente individual del costo de producción variable y fijo, es decir, VCOP y FCOP, los cuales se estimaron en función de su correlación respectiva obtenida de la literatura, que se muestra en la **Tabla 5.1**.

En los dos procesos de deshidratación tienen FCOP similares principalmente porque la mayor parte del componente FCOP depende de ISBL y/u OSBL y los dos procesos de deshidratación tienen ISBL y/u OSBL marginales.

Tabla 5.8. Estimación del costo anual de producción (COP) para los dos procesos de deshidratación

Costo variable de producción (VCOP)	Proceso de deshidratación convencional	Proceso de deshidratación con gas stripping
Costo TEG (incluyendo pérdida de TEG)	\$18,739	\$4,973
Costo de electricidad	\$800,000	\$800,000
Varios (por ejemplo, tratamiento de aguas residuales)	\$17,093.00	\$16,881.00
Anual VCOP	\$835,832.00	\$821,854.00
Costo fijo de producción (FCOP)	Proceso de deshidratación convencional	Proceso de deshidratación con gas stripping
Mano de obra operativa (OL)	\$600,000	\$600,000
Supervisión (S)	\$150,000	\$150,000
Gastos salariales directos (DSO)	\$375,000	\$375,000
Mantenimiento (M)	\$32,907.8	\$33,310.47
Impuestos sobre la propiedad y seguros	\$21,938.53	\$22,206.98
Gastos generales de planta	\$752,640.07	\$752,901.81
Cargos ambientales	\$14,260.05	\$14,434.54
Anual FCOP	\$1,946,746	\$1,947,854
Costo anual de producción (COP)	\$2,782,578.45	\$2,769,707.80

Para conocer el costo total de producción (TCOP) sumamos el costo anual de producción y el costo de capital anual ACC usando la ecuación 5.2.

$$TCOP = COP + ACC$$

Para el costo de capital anual ACC, se tomó en cuenta la inversión de capital fijo (FCI=595328.41\$) de la planta, una tasa de interés anual de 3.05% y una vida útil de 60 años:

$$ACC = FCI \cdot \frac{(i(1+i)^n)}{((1+i)^n - 1)} = 25953228.41 \cdot \frac{\left(3.05 \left(1 + \frac{3.05}{100}\right)^{60}\right)}{\left(\left(1 + \frac{3.05}{100}\right)^{60} - 1\right)}$$

$$ACC = 77691.59[\$]$$

Reemplazando dicho valor a la ecuación 5.1 tenemos:

$$TCOP_{Convencional} = 2,782,578.45 + 77691.59$$

$$TCOP_{Convencional} = 2,860,270.04 \$$$

$$TCOP_{Convencional} = 2,769,707.80 + 77691.59$$

$$TCOP_{Gas stripping} = 2,847,399.39 \$$$

5.2. ESTIMACIÓN DE BENEFICIOS

El beneficio bruto se estima en función del mayor poder calorífico HHV:

$$Beneficio\ bruto = HHV \times Costo\ de\ venta\ de\ gas \quad (5.8)$$

El valor del HHV anual se puede obtener de Aspen HYSYS. El poder calorífico HHV anual para el proceso de deshidratación convencional a 200°C (392°F) es de 12446124 MMBTU por año, pero como en nuestro caso la temperatura de operación es a 380°F, el poder calorífico anual es de 12065120 MMBTU por año. El costo de la venta de gas se toma como \$5,232 por MMBTU.

$$Beneficio\ bruto = 12065120 \text{ MMBTU/año} \times \$5,232/1\text{MMBTU.}$$

$$Beneficio\ bruto_{Convencional} = 63124707,84 \$$$

Cuando se hace uso de la suministración de gas stripping, a temperatura de operación de 380°F, el poder calorífico anual es de 12306422 MMBTU por año. El costo de la venta de gas se toma como \$5,232 por MMBTU.

$$\text{Beneficio bruto} = 12306422 \text{ MMBTU/año} \times \$5,232/1\text{MMBTU.}$$

$$\text{Beneficio bruto}_{\text{Gas stripping}} = 64387199,90 \$$$

Por lo tanto, utilizando la ecuación 5.8, se encontró que la ganancia bruta era de \$63124707,84 por año cuando la deshidratación es convencional y una ganancia bruta de 64387199.90 \$ cuando se suministra gas stripping.

5.3. GANANCIA NETA

Para estimar la ganancia neta restamos el beneficio bruto con el costo total de producción (TCOP):

$$\text{Ganancia neta}_{\text{Convencional}} = \text{beneficio bruto}_{\text{convencional}} - \text{TCOP}_{\text{convencional}}$$

$$\text{Ganancia neta}_{\text{Convencional}} = 63124707.84 - 2860270.04$$

$$\text{Ganancia neta}_{\text{Convencional}} = 60,264,437.8[\$]$$

$$\text{Ganancia neta}_{\text{Gas stripping}} = \text{beneficio bruto}_{\text{Gas stripping}} - \text{TCOP}_{\text{Gas stripping}}$$

$$\text{Ganancia neta}_{\text{Gas stripping}} = 64387199.90 - 2847399.39$$

$$\text{Ganancia neta}_{\text{Gas stripping}} = 61,539,800.51[\$]$$

$$\text{Diferencia} = \text{Ganancia neta}_{\text{Gas stripping}} - \text{Ganancia neta}_{\text{Convencional}}$$

$$\text{Diferencia} = 61,539,800.51[\$] - 60,264,437.8[\$]$$

$$\text{Diferencia} = 1,275,362.71[\$]$$

A pesar que en ambas condiciones se genera una ganancia neta, en la deshidratación del gas con la suministración de gas stripping se tiene mayor ganancia neta, haciendo una diferencia de 1,275,362.71 \$ en comparación de la deshidratación convencional. Por lo tanto, es factible suministrar gas stripping a la planta Carrasco.

CAPÍTULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

Se realizó satisfactoriamente el diagrama de flujo del proceso de deshidratación de gas mediante el software Aspen HYSYS v14, el cual se tuvo inconvenientes con algunas variables ya que la información que se tuvo sobre la planta carrasco no fue en su 100%, por lo que en algunas etapas se usaron algunas variables de presión y temperatura para los equipos, tales como el separador flash, recycle, el calor que debe suministrar los calentadores para incrementar la temperatura, la energía que necesita una bomba para incrementar la presión del glicol, entre otros.

El diagrama de flujo del proceso de deshidratación de gas mediante el software Aspen HYSYS v14 se tuvo que hacer ciertas modificaciones, ya que el programa está diseñado para que el proceso ocurra a condiciones normales del mar, pero como la planta Carrasco se encuentra a 320 msnm, se tuvo que hacer nuevos cálculos para saber las temperaturas de ebullición tanto del glicol TEG como del agua y la presión atmosférica del lugar.

Al realizar los cambios mencionados anteriormente se observó que se tuvo que modificar los valores de temperatura de ebullición y presión atmosférica en las propiedades fisicoquímicas del agua y el glicol. Aunque al comparar con las condiciones normales a nivel del mar, no hubo muchos cambios en los resultados. Pero si se tuvo que tener cuidado con la temperatura a la que el glicol se llegaría a descomponerse a 320 msnm ya que ahí si hubo una diferencia con las condiciones del mar, ya que normalmente el glicol se llega a descomponerse a una temperatura de 404 °F, pero a 320 msnm la temperatura a la que llega a descomponer es a 385,14 °F, haciendo que si se hubiese usado como temperatura de

operación en el rehervidor $T = 400\text{ }^{\circ}\text{F}$, se estaría descomponiendo el glicol a consecuencia de no tomar en cuenta las condiciones del lugar haciendo que el glicol ya no sea eficiente en la deshidratación del gas.

Una vez concluida el diagrama de flujo del proceso de deshidratación de gas mediante el software Aspen HYSYS v14 se tuvo que trabajar con dos diagramas, uno cuando no se cuenta con una suministración de gas stripping, y otro diagrama que si tenga el diagrama completo para que se pueda suministrar el gas stripping al rehervidor. Esto se debió a que cuando no se tiene el gas stripping, la columna de regeneración converge correctamente el ajuste, tomando en cuenta la temperatura del condensador y la temperatura del rehervidor. Pero una vez que se tiene la inyección de gas stripping, se alteró las condiciones de entrada, por lo que para el ajuste de convergencia se trabajó con la relación de reflujo y la temperatura del rehervidor. Esto debido a que en el condensador la temperatura ya no se mantiene constante a consecuencia de que el gas se va a expandir en toda la columna de regeneración, además del incremento de la formación de compuestos BTEXs, haciendo que la temperatura del condensador ya no sea uniforme.

Se logró satisfactoriamente la obtención de tablas y gráficas que muestren cómo cambia la concentración del glicol TEG pobre al variar las condiciones de temperatura del rehervidor, suministrando a la vez distintos flujos molares de gas stripping para que la deshidratación sea más eficiente.

La ventaja de la suministración del gas stripping fue que al añadir un flujo de 0.05, 0.1, 0.15, 0.20 y 0.30 MMscfd, se logra incrementar el porcentaje de pureza en masa del glicol haciendo que se pueda trabajar con temperaturas de operación del rehervidor menores a 380

°F, haciendo que estaríamos cuidando que el glicol TEG no se llegue a descomponer con temperaturas próximas a su descomposición.

Mientras mayor se suministraba de gas stripping, proveniente del gas de salida, mayor fue la concentración del glicol TEG, pero la desventaja es que el gas suministrado a la columna de regeneración, ya no se recupera, haciendo que salga juntamente con el agua evaporada hacia la atmósfera.

Se identificó los cambios que tiene el contenido de agua del gas de venta al suministrar gas stripping, variando el flujo molar que ingresa al rehervidor. Esto genera que a mayor administración de gas stripping, mayor concentración de glicol TEG pobre y menor contenido de agua tendrá el gas a venta.

Se determinó la variable que afecta el grado de emisión de los componentes aromáticos BTEXs en la etapa de regeneración del glicol debido a la administración de gas stripping y resultó que a medida que se incrementaba la administración del flujo de gas stripping al rehervidor, hacia que los componentes BTEXs tendieran a incrementar, haciendo que se emita más gases nocivos hacia la atmósfera. Si bien a mayor administración de gas stripping, la deshidratación del gas de la planta Carrasco es más eficiente debido a una alta concentración de pureza el glicol TEG pobre, por consecuencias de la reacción interna en la columna de regeneración del glicol se forman más compuestos BTEXs.

Otra variable que también afecta al incremento de la formación de los componentes BTEXs es la temperatura de operación del rehervidor, haciendo que si se incrementa la temperatura el glicol TEG se descompone y llega a formar más gases BTEXs.

6.2. RECOMENDACIONES

Para el diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas mediante el software Aspen HYSYS se recomienda tener el número exacto de equipos, tales como válvulas que ayudan a disminuir la presión, número de bombas que ayudan a incrementar la presión ya que en el diagrama de flujo presentado no se está tomando en cuenta dichas cantidades.

Se recomienda hacer pruebas experimentales sobre la temperatura de ebullición de los líquidos involucrados a las condiciones que se encuentra la planta Carrasco, ya que los valores usados en los cálculos, fue por medio de ecuaciones, las cuales solo arrojan valores ideales.

Trabajar con valores actuales, ya que la cromatografía y algunas variables que se usaron para realizar el diagrama de flujo del proceso son de hace 10 años atrás aproximadamente. Pero normalmente dichos valores son usados de manera constante y la cromatografía del gas no llega a cambiar en gran manera, a no ser que se suministre gas de otro pozo en el cual tuviera diferente cromatografía.

Analizar la cantidad de poder calorífico que se necesitará para adecuar el flujo de gas stripping para que ingrese al rehervidor a las mismas condiciones de presión y temperatura del glicol TEG rico.

Evaluar la cantidad de formación de hidratos que se llegaría a evitar formar a consecuencia de la disminución del contenido de agua en el gas a venta.

Buscar alternativas de recuperar el gas stripping que sale juntamente con el vapor de agua y los componentes BTEXs.

Generar propuestas sobre tratamientos de eliminación de los componentes aromáticos BTEXs para que se disminuya la emisión de sustancias peligrosas al medio ambiente.

Complementar el estudio realizado con un análisis económico donde se pueda estudiar la viabilidad del uso de gas stripping.

Evaluar qué efectos y ventajas se tendría en caso de usar otro gas inerte diferente al gas tratado, tales como hacer el uso de Nitrógeno, dióxido de carbono y metano puro como gas stripping.

Probar si se puede usar el dióxido de carbono que proviene la planta de amina de la planta Carrasco, como alternativa de gas stripping.

Evaluar el efecto que tiene la relación de reflujo de la columna de regeneración del glicol cuando se inyecta el gas stripping.

Realizar un análisis económico más detallado, tomando en cuenta los tipos de tuberías a usarse, el tiempo de utilidad de para equipo, el número exacto de mantenimiento anual, etc., ya que eso alteraría el tiempo de operación de la planta.

BIBLIOGRAFÍA

- CAMPBELL, J., Technical Assistance Service for the Design, Operation and Maintenance of Gas Plants, John Campbell and Company, 2003, Capítulo 9.
- DURAN, M., CASTILLO, E., Aplicación de Esquemas de control Avanzados en el Proceso de Deshidratación del Gas Natural, 2004.
- GHATI, M., Study on Selection and Design of Natural Gas Dehydration Technology, 2013.
- HANSES, H., CHIRIAC, A., INCOOM, N., OLSEN, A., Design of a TEG dehydration train model using the glycol property package in HYSYS, Denmark, 2013.
- GPSA Engineering Data Book, 12 Edición, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capítulo 20.
- Fichas de técnicas de las plantas que operan en Bolivia (ANH)
YPFB Chaco, Campo Carrasco, 2015
- F, Gironi., M, Maschietti, V, Piemonte., Triethylene Glycol Regeneration in Natural Gas Dehydration Plants: A study on the Coldfinger Process, Italy, 2007.
- MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, Gulf Publishing, 2006.
- Campbell, J. M. Gas Conditioning and Processing, Volume 2: The Equipment Modules. 9th Edition. Campbell Petroleum Series, 2014.
- MARIO DAZA, Tecnología del gas natural, 2019

Kohl, A., & Nielsen, R. Gas Purification. 5th Edition. Gulf Professional Publishing, 1997.

Stewart, W. E. Gas Dehydration Field Manual. Gulf Professional Publishing, 2011.

McKetta Jr, J. J. (Ed.). Encyclopedia of Chemical Processing and Design: Volume 19 - Glycol Dehydration to Hydrazine. CRC Press, 1982.

Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Gulf Professional Publishing, 2015.

Azevedo, L. F. A., & Rosa, D. S. F. (Eds.). Gas Dehydration with Glycol. IntechOpen, 2016.
<https://www.intechopen.com/books/gas-dehydration-with-glycol>

Speight, J. G. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Gulf Professional Publishing, 2006. (Capítulo 6: "Gas Dehydration")

Kohl, A., & Nielsen, R. Gas Purification. 5th Edition. Gulf Professional Publishing, 1997.

Stewart, W. E. Gas Dehydration Field Manual. Gulf Professional Publishing, 2011.

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

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

MOKHATAB Saeid, POE William A., MAK John Y., Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 3rd edition. Elsevier. Kidlington. Febrero, 2015. 599p.

- MOHAMMAD Reza Rahimpour, SEYYED Mohammad Jokar, POUYAN Feyzi, RAHELEH Asgh. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Investigating the performance of dehydration unit with Coldfinger technology in gas processing plant. Elsevier. Oxford. 2016. 12p.
- NEMATI Rouzbahani, BAHMANI M., SHARIATI J., TOHIDIAN T. b, M.R. Rahimpour. Simulation, optimization, and sensitivity analysis of a natural gas dehydration unit. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Elsevier. Oxford. Diciembre, 2014.
- NETUSIL Michal, PAVEL Ditl. Comparison of three methods for natural gas dehydration. Department of Process Engineering. Czech Technical University, Prague. Czech Republic. Septiembre, 2011. 6p.
- STEWART Maurice, KEN E. Arnold, Gas Dehydration Field Manual, Gulf Professional Publishing, GPG. Elsevier. Oxford. Agosto, 2011. 260p.
- A. I. Y. Tok, F. Y. C. Boey and M. K. A. Khor, Journal of Materials Engineering and Performance, 1999, 8, 469-472.
- S. Szepessy and P. Thorwid, Chemical Engineering & Technology, 2018, 41, 2375-2384.
- P. K. Sappati, B. Nayak and G. P. VanWalsum, International Journal of Food Properties, 2019, 22, 1966-1984.
- A. Wortel, W. Huijgen and J. Van Hal, Storing and Refining Seaweed, 2014. 6. R. Turton, J. Shaeiwitz, D. Bhattacharyya and W. Whiting, in Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Prentice Hall, Boston, 5th edition.

Seinfeld, J. H., & Pandis, 2016. Atmospheric Chemistry and Physics: From Air Pollution to Climate Change. John Wiley & Sons

Castellan, G. W. (1983). Physical Chemistry. Addison-Wesley.

Levine, I. N. (2009). Quantum Chemistry. Pearson Education.

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

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

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

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

ANEXOS

ANEXO A. Variación de la temperatura del rehervidor a diversos flujos molares de gas stripping para un incremento de concentración de glicol TEG

Suministración de gas stripping 0.00 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0162	0.0162
TEGlycol	0.9838	0.9838
Total	1.00000	

Suministración de gas stripping 0.05 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0129	0.0129
TEGlycol	0.9871	0.9871
Total	1.00000	

Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active
1.000	1.000	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
1.517e-003 MMSCFD	0.1173	76.3319	<input type="checkbox"/>
7.138e-002 MMSCFD	0.3201	3.4854	<input type="checkbox"/>
211.0 F	182.3	-0.0319	<input type="checkbox"/>
380.0 F	380.0	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
<empty>	0.1173	<empty>	<input type="checkbox"/>

Stream Name	Gas stripping	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	109.6	109.6
Pressure [psia]	985.0	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	5.000e-002	5.000e-002

Suministración de gas stripping 0.10 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

The screenshot displays the Aspen Plus interface for a glycol package simulation. The main window shows the composition of the liquid phase (TEG glycol) and the gas stripping stream. The gas stripping stream is specified at 0.1000 MMSCFD and 380.0 F. The simulation has converged, as indicated by the 'Converged' button in the bottom right.

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0111	0.0111
TEGlycol	0.9889	0.9889
Total	1.0000	

Stream Name	Gas stripping	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	109.6	109.6
Pressure [psia]	985.0	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.1000	0.1000
Mass Flow [lb/hr]	186.5	186.5

Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active
1.000	1.000	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
1.517e-003 MMSCFD	0.1683	109.8959	<input type="checkbox"/>
7.138e-002 MMSCFD	0.3163	3.4319	<input type="checkbox"/>
211.0 F	166.9	-0.0490	<input type="checkbox"/>
380.0 F	380.0	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
<empty>	0.1683	<empty>	<input type="checkbox"/>

Suministración de gas stripping 0.15 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

The screenshot displays the Aspen Plus interface for a glycol package simulation with a higher gas stripping rate. The gas stripping stream is specified at 0.1500 MMSCFD and 380.0 F. The simulation has converged.

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0100	0.0100
TEGlycol	0.9900	0.9900
Total	1.0000	

Stream Name	Gas stripping	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	109.6	109.6
Pressure [psia]	985.0	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.1500	0.1500
Mass Flow [lb/hr]	279.8	279.8

Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active
1.000	1.000	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
1.517e-003 MMSCFD	0.2187	143.1246	<input type="checkbox"/>
7.138e-002 MMSCFD	0.3140	3.3998	<input type="checkbox"/>
211.0 F	156.1	-0.0610	<input type="checkbox"/>
380.0 F	380.0	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
<empty>	0.2187	<empty>	<input type="checkbox"/>

Suministración de gas stripping 0.20 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

The screenshot displays the Aspen Plus interface for a process simulation. The main window shows the composition of the liquid phase in the 'Gas stripping' stream. The 'Specified Value' table on the right indicates the operating conditions.

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0093	0.0093
TEGlycol	0.9907	0.9907
Total	1.0000	

Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active
1.000	1.000	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
1.517e-003 MMSCFD	0.2690	176.2526	<input type="checkbox"/>
7.138e-002 MMSCFD	0.3125	3.3788	<input type="checkbox"/>
211.0 F	147.8	-0.0702	<input type="checkbox"/>
380.0 F	380.0	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
<empty>	0.2690	<empty>	<input type="checkbox"/>

The 'Gas stripping' stream properties are also shown below:

Stream Name	Gas stripping	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	109.6	109.6
Pressure [psia]	985.0	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.2000	0.2000

Suministración de gas stripping 0.30 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

The screenshot displays the Aspen Plus interface for a process simulation with a higher gas stripping rate. The 'Specified Value' table and 'Gas stripping' stream properties are updated accordingly.

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0084	0.0084
TEGlycol	0.9916	0.9916
Total	1.0000	

Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active
1.000	1.000	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
1.517e-003 MMSCFD	0.3693	242.3831	<input type="checkbox"/>
7.138e-002 MMSCFD	0.3107	3.3533	<input type="checkbox"/>
211.0 F	135.6	-0.0838	<input type="checkbox"/>
380.0 F	380.0	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>
<empty>	0.3693	<empty>	<input type="checkbox"/>

The 'Gas stripping' stream properties are also shown below:

Stream Name	Gas stripping	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	109.6	109.6
Pressure [psia]	985.0	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.3000	0.3000
Mass Flow [lb/hr]	559.6	559.6

Suministración de gas stripping 0.60 MMSCFD a la temperatura de operación 380 °F

The screenshot displays the Aspen Plus interface for a 'Glycol Package'. The 'Mass Fractions' table is as follows:

Component	Mass Fractions	Liquid Phase
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
H2O	0.0074	0.0074
TEGlycol	0.9926	0.9926
Total	1.0000	

The 'Gas stripping' section shows:

Stream Name	Gas stripping	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	109.6	109.6
Pressure [psia]	985.0	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.6000	0.6000
Mass Flow [lb/hr]	1119	1119

The 'Specified Value' table shows a temperature of 380.0 F with a current value of 380.0 and a weight error of 0.0000.

ANEXO B. Identificación sobre los cambios generados en el contenido de agua que se tiene en el gas de venta variando el flujo molar de gas stripping que se suministra al rehervidor

Contenido de agua para un contenido de 0.00 MMscfd de gas stripping

The screenshot shows the 'Material Stream: Gas de Salida' worksheet. The mass flows are as follows:

Component	Mass Flows	Vapour Phase
Methane	98605.6627	98605.6627
Ethane	12238.6092	12238.6092
Propane	348.3940	348.3940
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	682.8340	682.8340
H2O	14,774.7	14,774.7
TEGlycol	0.4838	0.4838
Total	111890.75839 lb/hr	

$$\text{Contenido de agua} = 14,774.7 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 5.912 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

Contenido de agua para un contenido de 0.05 MMscfd de gas stripping

Material Stream: Gas a Venta			Material Stream: Gas stripping		
Worksheet			Worksheet		
Conditions	Methane	98523.4529	Stream Name	Gas stripping	
Properties	Ethane	12228.3872	Vapour / Phase Fraction	1.0000	
Composition	Propane	348.1033	Temperature [F]	109.6	
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000	Pressure [psia]	985.0	
Petroleum Assay	n-Butane	0.0000	Molar Flow [MMSCFD]	5.000e-002	
K Value	i-Pentane	0.0000	Mass Flow [lb/hr]	93.27	
User Variables	n-Pentane	0.0000	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	0.6081	
Notes	n-Hexane	0.0000	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.262e+004	
Cost Parameters	C7+*	0.0000	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.02	
Normalized Yields	Nitrogen	682.2650	Heat Flow [Btu/hr]	-1.791e+005	
Emissions	H2O	14,0380	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	258.5	
	TEGlycol	0.4870	Fluid Package	Basis-1	
	Total	111796.73342 lb/hr			

$$\text{Contenido de agua} = 14,038 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 5.617 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

Contenido de agua para un contenido de 0.10 MMscfd de gas stripping

Material Stream: Gas a Venta			Material Stream: Gas stripping		
Worksheet			Worksheet		
Conditions	Methane	98441.1394	Stream Name	Gas stripping	
Properties	Ethane	12218.1237	Vapour / Phase Fraction	1.0000	
Composition	Propane	347.8112	Temperature [F]	109.6	
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000	Pressure [psia]	985.0	
Petroleum Assay	n-Butane	0.0000	Molar Flow [MMSCFD]	0.1000	
K Value	i-Pentane	0.0000	Mass Flow [lb/hr]	186.5	
User Variables	n-Pentane	0.0000	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1.216	
Notes	n-Hexane	0.0000	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004	
Cost Parameters	C7+*	0.0000	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01	
Normalized Yields	Nitrogen	681.6959	Heat Flow [Btu/hr]	-3.581e+005	
Emissions	H2O	12,5318	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	516.9	
	TEGlycol	0.4943	Fluid Package	Basis-1	
	Total	111701.79630 lb/hr			

$$\text{Contenido de agua} = 12,5318 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 5.014 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

Contenido de agua para un contenido de 0.15 MMscfd de gas stripping

Material Stream: Gas a Venta			Material Stream: Gas stripping		
Worksheet			Worksheet		
		Mass Flows			Gas stripping
Conditions	Methane	98358.8686	Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000
Properties	Ethane	12207.8830	Properties	Temperature [F]	109.6
Composition	Propane	347.5198	Composition	Pressure [psia]	985.0
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000	Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	0.1500
Petroleum Assay	n-Butane	0.0000	Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	279.8
K Value	i-Pentane	0.0000	K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1.824
User Variables	n-Pentane	0.0000	User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004
Notes	n-Hexane	0.0000	Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01
Cost Parameters	C7+*	0.0000	Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-5.372e+005
Normalized Yields	Nitrogen	681.1268	Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	775.4
Emissions	H2O	11.6151	Emissions	Fluid Package	Basis-1
	TEGlycol	0.4988			
	Total				
		111607.51205 lb/hr			

$$\text{Contenido de agua} = 11,6151 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 4.648 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

Contenido de agua para un contenido de 0.20 MMscfd de gas stripping

Material Stream: Gas a Venta			Material Stream: Gas stripping		
Worksheet			Worksheet		
		Mass Flows			Gas stripping
Conditions	Methane	98276.6215	Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000
Properties	Ethane	12197.6550	Properties	Temperature [F]	109.6
Composition	Propane	347.2287	Composition	Pressure [psia]	985.0
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000	Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	0.2000
Petroleum Assay	n-Butane	0.0000	Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	373.1
K Value	i-Pentane	0.0000	K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	2.433
User Variables	n-Pentane	0.0000	User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004
Notes	n-Hexane	0.0000	Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01
Cost Parameters	C7+*	0.0000	Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-7.162e+005
Normalized Yields	Nitrogen	680.5577	Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	1034
Emissions	H2O	11.0098	Emissions	Fluid Package	Basis-1
	TEGlycol	0.5015			
	Total				
		111513.57418 lb/hr			

$$\text{Contenido de agua} = 11,0098 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 4.405 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

Contenido de agua para un contenido de 0.30 MMscfd de gas stripping

Material Stream: Gas a Venta			Material Stream: Gas stripping		
Worksheet			Worksheet		
Conditions	Methane	98112.1646	Stream Name	Gas stripping	
Properties	Ethane	12177.2190	Vapour / Phase Fraction	1.0000	
Composition	Propane	346.6470	Temperature [F]	109.6	
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000	Pressure [psia]	985.0	
Petroleum Assay	n-Butane	0.0000	Molar Flow [MMSCFD]	0.3000	
K Value	i-Pentane	0.0000	Mass Flow [lb/hr]	559.6	
User Variables	n-Pentane	0.0000	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3.649	
Notes	n-Hexane	0.0000	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004	
Cost Parameters	C7+*	0.0000	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01	
Normalized Yields	Nitrogen	679.4193	Heat Flow [Btu/hr]	-1.074e+006	
Emissions	H2O	10,2740	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	1551	
	TEGlycol	0.5045	Fluid Package	Basis-1	
	Total	111326.22841 lb/hr			

$$\text{Contenido de agua} = 10,2740 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 4.111 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

Contenido de agua para un contenido de 0.60 MMscfd de gas stripping

Material Stream: Gas a Venta			Material Stream: Gas stripping		
Worksheet			Worksheet		
Conditions	Methane	97618.9008	Stream Name	Gas stripping	
Properties	Ethane	12115.9688	Vapour / Phase Fraction	1.0000	
Composition	Propane	344.9035	Temperature [F]	109.6	
Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000	Pressure [psia]	985.0	
Petroleum Assay	n-Butane	0.0000	Molar Flow [MMSCFD]	0.6000	
K Value	i-Pentane	0.0000	Mass Flow [lb/hr]	1119	
User Variables	n-Pentane	0.0000	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	7.298	
Notes	n-Hexane	0.0000	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004	
Cost Parameters	C7+*	0.0000	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01	
Normalized Yields	Nitrogen	676.0040	Heat Flow [Btu/hr]	-2.149e+006	
Emissions	H2O	9,3969	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	3101	
	TEGlycol	0.5064	Fluid Package	Basis-1	
	Total	110765.68041 lb/hr			

$$\text{Contenido de agua} = 9,3969 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24 [\text{hrs}]}{1 [\text{día}]} \times \frac{1 [\text{día}]}{59,98 [\text{MMscf}]} = 3.760 \left[\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMscf}} \right]$$

ANEXO C. Identificación de las variables que afectan el grado de emisión de componentes aromáticos BTEXs debido a la suministración de gas stripping

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,00 MMscfd

Material Stream: Vapor agua, gas+BTEXs

	Mass Flows	Vapour Phase
Methane	0.3040	0.3040
Ethane	0.1973	0.1973
Propane	0.0517	0.0517
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
C7+*	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0003	0.0003
H2O	130.7449	130.7449
TEGlycol	0.1090	0.1090
Toluene	6.3852	6.3852
Benzene	3.1465	3.1465
p-Xylene	0.4258	0.4258
m-Xylene	0.4592	0.4592
o-Xylene	4.0422	4.0422
Total	145.86618 lb/hr	

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,05 MMscfd

Stream Name	Gas stripping
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [F]	109.6
Pressure [psia]	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	5.000e-002
Mass Flow [lb/hr]	93.32
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	0.6082
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01
Heat Flow [Btu/hr]	-1.790e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	258.5
Fluid Package	Basis-1

	Mass Flows
Methane	82.4423
Ethane	10.3992
Propane	0.3419
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
C7+*	0.0000
Nitrogen	0.5693
H2O	132.9735
TEGlycol	0.0065
Toluene	6.6431
Benzene	3.2752
p-Xylene	0.4585
m-Xylene	0.4876
o-Xylene	4.4505
Total	242.04763 lb/hr

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,10 MMscfd

Gas stripping

Attachments Dynamics

Stream Name	Gas stripping
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [F]	109.6
Pressure [psia]	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.1000
Mass Flow [lb/hr]	186.6
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1.216
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01
Heat Flow [Btu/hr]	-3.580e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	516.9
Fluid Package	Basis-1

OK

Material Stream: Vapor agua, gas+BTEXs

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Mass Flows
Conditions	
Properties	Methane 164.6015
Composition	Ethane 20.6003
Oil & Gas Feed	Propane 0.6321
Petroleum Assay	i-Butane 0.0000
K Value	n-Butane 0.0000
User Variables	i-Pentane 0.0000
Notes	n-Pentane 0.0000
Cost Parameters	n-Hexane 0.0000
Normalized Yields	C7+* 0.0000
Emissions	Nitrogen 1.1384
	H2O 134.6872
	TEGlycol 0.0028
	Toluene 6.7213
	Benzene 3.3373
	p-Xylene 0.4600
	m-Xylene 0.4884
	o-Xylene 4.4831
Total 337.15252 lb/hr	

Edit... View Properties... Basis...

OK

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,15 MMscfd

Gas stripping

Attachments Dynamics

Stream Name	Gas stripping
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [F]	109.6
Pressure [psia]	985.0
Molar Flow [MMSCFD]	0.1500
Mass Flow [lb/hr]	279.9
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1.825
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.261e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01
Heat Flow [Btu/hr]	-5.371e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	775.4
Fluid Package	Basis-1

OK

Material Stream: Vapor agua, gas+BTEXs

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Mass Flows
Conditions	
Properties	Methane 246.7719
Composition	Ethane 30.8016
Oil & Gas Feed	Propane 0.9224
Petroleum Assay	i-Butane 0.0000
K Value	n-Butane 0.0000
User Variables	i-Pentane 0.0000
Notes	n-Pentane 0.0000
Cost Parameters	n-Hexane 0.0000
Normalized Yields	C7+* 0.0000
Emissions	Nitrogen 1.7075
	H2O 135.5277
	TEGlycol 0.0014
	Toluene 6.7789
	Benzene 3.3863
	p-Xylene 0.4606
	m-Xylene 0.4885
	o-Xylene 4.4981
Total 431.34483 lb/hr	

Edit... View Properties... Basis...

OK

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,20 MMscfd

Gas stripping			Material Stream: Vapor agua, gas+BTEXs		
Attachments Dynamics			Worksheet Attachments Dynamics		
Stream Name	Gas stripping		Worksheet		
Vapour / Phase Fraction	1.0000		Conditions	Methane	328.9484
Temperature [F]	109.6		Properties	Ethane	41.0027
Pressure [psia]	985.0		Composition	Propane	1.2127
Molar Flow [MMSCFD]	0.2000		Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000
Mass Flow [lb/hr]	373.3		Petroleum Assay	n-Butane	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	2.433		K Value	i-Pentane	0.0000
Molar Enthalpy [Btu/lbmole-F]	-3.261e+004		User Variables	n-Pentane	0.0000
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01		Notes	n-Hexane	0.0000
Heat Flow [Btu/hr]	-7.161e+005		Cost Parameters	C7+*	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	1034		Normalized Yields	Nitrogen	2.2766
Fluid Package	Basis-1		Emissions	H2O	136.0806
				TEGlycol	0.0008
				Toluene	6.8250
				Benzene	3.4274
				p-Xylene	0.4610
				m-Xylene	0.4887
				o-Xylene	4.5076
				Total	525.23161 lb/hr

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,30 MMscfd

Gas stripping			Material Stream: Vapor agua, gas+BTEXs		
Attachments Dynamics			Worksheet Attachments Dynamics		
Stream Name	Gas stripping		Worksheet		
Vapour / Phase Fraction	1.0000		Conditions	Methane	493.3110
Temperature [F]	109.6		Properties	Ethane	61.4046
Pressure [psia]	985.0		Composition	Propane	1.7934
Molar Flow [MMSCFD]	0.3000		Oil & Gas Feed	i-Butane	0.0000
Mass Flow [lb/hr]	559.9		Petroleum Assay	n-Butane	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3.649		K Value	i-Pentane	0.0000
Molar Enthalpy [Btu/lbmole-F]	-3.261e+004		User Variables	n-Pentane	0.0000
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.01		Notes	n-Hexane	0.0000
Heat Flow [Btu/hr]	-1.074e+006		Cost Parameters	C7+*	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	1551		Normalized Yields	Nitrogen	3.4149
Fluid Package	Basis-1		Emissions	H2O	136.8164
				TEGlycol	0.0003
				Toluene	6.9006
				Benzene	3.4976
				p-Xylene	0.4621
				m-Xylene	0.4894
				o-Xylene	4.5214
				Total	712.61172 lb/hr

Flujo másico de salida de la columna de regeneración a 0,60 MMscfd

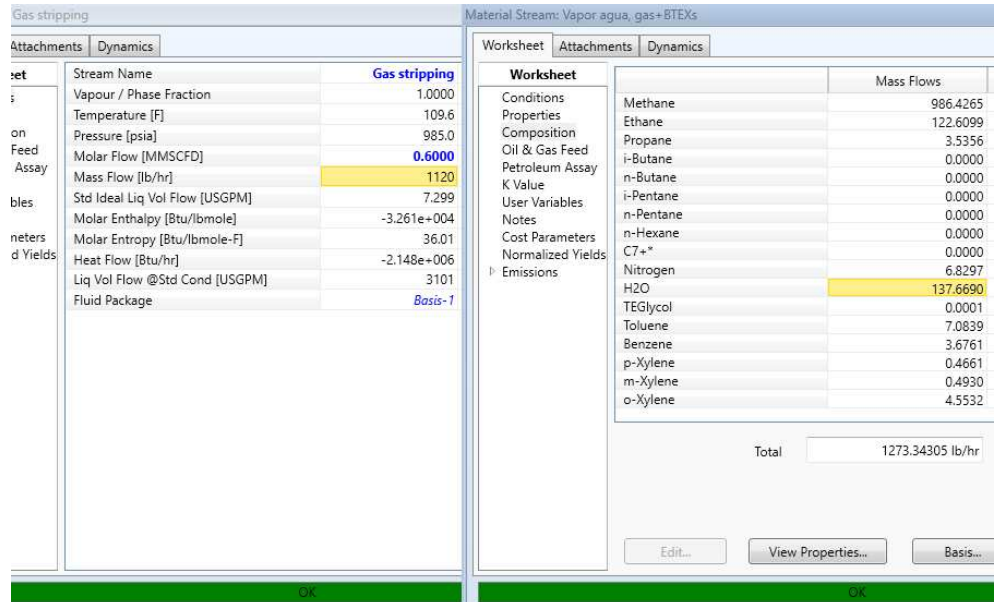


Tabla de valores obtenido a partir de Aspen HYSYS v14

Gas stripping [MMscfd]	Vapor de agua lb/hr	Benceno lb/hr	Tolueno lb/hr	p-Xileno lb/hr	m-Xileno lb/hr	o-Xileno lb/hr
0.00	130.7449	3.1465	6.3852	0.4258	0.4592	4.0422
0.05	132.9735	3.2752	6.6431	0.4585	0.4876	4.4505
0.10	134.6872	3.3373	6.7213	0.4600	0.4884	4.4831
0.15	135.5277	3.3863	6.7789	0.4606	0.4885	4.4981
0.20	136.0806	3.4274	6.8250	0.4610	0.4887	4.5076
0.30	136.8164	3.4976	6.9006	0.4621	0.4894	4.5214
0.60	137.6690	3.6761	7.0839	0.4661	0.4930	4.5532

Multiplicando por 24 (1 día = 24hr) se tiene la nueva tabla:

Gas stripping [MMscfd]	Vapor de agua lb/día	Benceno lb/día	Tolueno lb/día	p-Xileno lb/día	m-Xileno lb/día	o-Xileno lb/día
0.00	3137.88	75.52	153.24	10.22	11.02	97.01
0.05	3191.36	78.61	159.43	11.00	11.70	106.81
0.10	3232.49	80.10	161.31	11.04	11.72	107.60
0.15	3252.66	81.27	162.69	11.05	11.72	107.95
0.20	3265.93	82.26	163.80	11.06	11.73	108.18
0.30	3283.59	83.94	165.61	11.09	11.75	108.51
0.60	3304.06	88.23	170.01	11.19	11.83	109.28

Wilmer Kapa Ticona
wilmerkapat@gmail.com
75298596



DIRECCIÓN DE DERECHO DE AUTOR
Y DERECHOS CONEXOS
RESOLUCIÓN ADMINISTRATIVA NRO. 1-730/2024
La Paz, 11 de Marzo del 2024

VISTOS:

La solicitud de Inscripción de Derecho de Autor presentada en fecha 8 de Marzo del 2024, por WILMER KAPA TICONA con C.I. N° 8301208 LP, con número de trámite DA 415/2024, señala la pretensión de inscripción del Proyecto de Grado titulado: "ESTUDIO DE EVALUACIÓN AL EFECTO DE LA SUMINISTRACIÓN DE GAS STRIPPING EN LA REGENERACIÓN DEL GLICOL POBRE DE LA PLANTA CARRASCO", cuyos datos y antecedentes se encuentran adjuntos y expresados en el Formulario de Declaración Jurada.

CONSIDERANDO

Que, en observación al Artículo 4º del Decreto Supremo N° 27938 modificado parcialmente por el Decreto Supremo N° 28152 el "Servicio Nacional de Propiedad Intelectual SENAPI, administra en forma desconcentrada e integral el régimen de la Propiedad Intelectual en todos sus componentes, mediante una estricta observancia de los regímenes legales de la Propiedad Intelectual, de la vigilancia de su cumplimiento y de una efectiva protección de los derechos de exclusiva referidos a la propiedad industrial, al derecho de autor y derechos conexos; constituyéndose en la oficina nacional competente respecto de los tratados internacionales y acuerdos regionales suscritos y adheridos por el país, así como de las normas y regímenes comunes que en materia de Propiedad Intelectual se han adoptado en el marco del proceso andino de integración".

Que, el Artículo 16º del Decreto Supremo N° 27938 establece "Como núcleo técnico y operativo del SENAPI funcionan las Direcciones Técnicas que son las encargadas de la evaluación y procesamiento de las solicitudes de derechos de propiedad intelectual, de conformidad a los distintos regímenes legales aplicables a cada área de gestión". En ese marco, la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos otorga registros con carácter declarativo sobre las obras del ingenio cualquiera que sea el género o forma de expresión, sin importar el mérito literario o artístico a través de la inscripción y la difusión, en cumplimiento a la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, Ley de Derecho de Autor N° 1322, Decreto Reglamentario N° 23907 y demás normativa vigente sobre la materia.

Que, la solicitud presentada cumple con: el Artículo 6º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, el Artículo 26º inciso a) del Decreto Supremo N° 23907 Reglamento de la Ley de Derecho de Autor, y con el Artículo 4º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina.

Que, de conformidad al Artículo 18º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor en concordancia con el Artículo 18º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, referentes a la duración de los Derechos Patrimoniales, los mismos establecen que: "la duración de la protección concedida por la presente ley será para toda la vida del autor y por 50 años después de su muerte, a favor de sus herederos, legatarios y cesionarios".

Que, se deja establecido en conformidad al Artículo 4º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, y Artículo 7º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina que:



"...No son objeto de protección las ideas contenidas en las obras literarias, artísticas, o el contenido ideológico o técnico de las obras científicas ni su aprovechamiento industrial o comercial".

Que, el artículo 4, inciso e) de la ley 2341 de Procedimiento Administrativo, instituye que: "... en la relación de los particulares con la Administración Pública, se presume el principio de buena fe. La confianza, la cooperación y la lealtad en la actuación de los servidores públicos y de los ciudadanas ...", por lo que se presume la buena fe de los administrados respecto a las solicitudes de registro y la declaración jurada respecto a la originalidad de la obra.

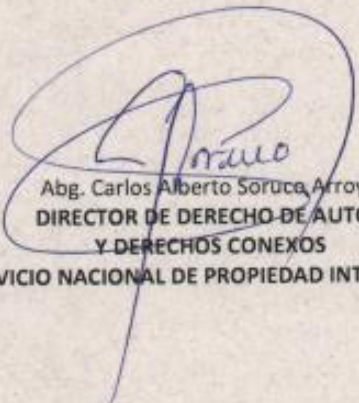
POR TANTO

El Director de Derecho de Autor y Derechos Conexos sin ingresar en mayores consideraciones de orden legal, en ejercicio de las atribuciones conferidas

RESUELVE:

INSCRIBIR en el Registro de Tesis, Proyectos de Grado, Monografías y Otras Similares de la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos, el Proyecto de Grado titulado: "**ESTUDIO DE EVALUACIÓN AL EFECTO DE LA SUMINISTRACIÓN DE GAS STRIPPING EN LA REGENERACIÓN DEL GLICOL POBRE DE LA PLANTA CARRASCO**", a favor del autor y titular: **WILMER KAPA TICONA** con C.I. N° **8301208 LP**, quedando amparado su derecho conforme a Ley, salvando el mejor derecho que terceras personas pudieren demostrar.

Regístrese, Comuníquese y Archívese.


Abg. Carlos Alberto Soruco Arroyo
DIRECTOR DE DERECHO DE AUTOR
Y DERECHOS CONEXOS
SERVICIO NACIONAL DE PROPIEDAD INTELECTUAL



CASA/Im
L.c.Arch.



Oficina Central - La Paz
Av. Morán, N° 95,
entre Eje Urquiza y
C. Batallas Simón.
Telf.: 205904
205920 - 205951

Oficina - Santa Cruz
Av. Urquiza, Calle
prolongación Cuajero,
N° 29, Edif. Bicentenario.
Telf.: 301150 - 3041935

Oficina - Cochabamba
Calle Bolivia, N° 137,
entre 16 de Julio y Antezana.
Telf.: 414445 - 3344957

Oficina - El Alto
Av. Juan Pablo II, N° 2516
Edif. Multicentro El Gallo
Cada. Pasa 1, Of. 918,
Zona 16 de Julio.
Telf.: 244061 - 2442029

Oficina - Chuquisaca
Calle Villarroel, N° 366
calle eq. Urubigaglia,
Zona Parque Bolivia.
Telf.: 2209373

Oficina - Tarija
Av. La Paz, entre
Calleles Ciro Trigo y Antonio
Edif. Santa Clara, N° 241.
Telf.: 2051886

Oficina - Oruro
Calle 6 de Octubre N° 559
entre Ipacachi y Lariñi,
Edif. Central, Of. 14.
Telf.: 6000188

Oficina - Potosí
Av. Wilfredo entre calles
Wenceslao Alva y San Alberto,
Edif. W. Salinas N° 241,
Plaza Pao, Of. 1.
Telf.: 7000010