

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
PROGRAMA DE ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE GAS**



**PROYECTO DE TRABAJO DE GRADO**

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL DEL  
TREN A, DE LA PLANTA EXTRACCIÓN SANTA BÁRBARA**

**AUTORA**

**KEYLA R. MORAO C**

**C.I.: 11.343.104**

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO  
PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO:  
ESPECIALISTA EN INGENIERÍA DE GAS**

**Puerto la Cruz, junio de 2009**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
PROGRAMA DE ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE GAS**



**TRABAJO DE GRADO  
EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL DEL  
TREN A, DE LA PLANTA EXTRACCIÓN SANTA BÁRBARA**

**REALIZADO POR:**

---

Ing. Químico Keyla R. Morao C.

**REVISADO Y APROBADO POR:**

---

Ing. Químico Arturo Rodolfo, M. Sc.

**Asesor Académico**

---

Ing. Esp. Lourdes

Rodolfo

**Puerto la Cruz, junio del 2009**

## **RESOLUCIÓN**

De acuerdo con el artículo 41 del reglamento de Trabajo de Grado:

“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participará al consejo universitario”.

## **DEDICATORIA**

Especialmente al Dios todopoderoso, quien representa la principal fuente de inspiración y estímulo en mi vida, sin el nada es posible.

A mis dos hermosos hijos: Nathalia y Diego con mucho amor y deseando que les sirva de estímulo y de ejemplo que para alcanzar las metas que se propongan.

A mis padres que con su gran amor de colman de bendiciones.

A mi abuelo “ Mi Pai” que Dios lo tenga en la gloria, por sus sabios consejos y amor para con sus nietos.

A mis hermanos a quienes amo de corazón: José Manuel, Jaime y Julio.

A todos mis sobrinos, deseando les sirva de fuente de inspiración.

A mis verdaderos amigos de toda la vida: María Teresa, Yenita, Jaime, Teodiris y Ramona.

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por su infinito amor, y que cada día me oriente en esta vida para ser mejor persona digna de su amor verdadero.

A la empresa quien me ofreció la oportunidad de realizar esta especialización.

A mis pequeños retoños Nathalia y Diego, fuentes de inspiración y motivación quienes han tenido que vivir a tan corta edad, las implicaciones que conlleva el estudio, el trabajo y el hogar.

Alexis, gracias por el apoyo incondicional para el logro de este objetivo.

A todas aquellas personas que de una u otra forma permitieron que se concretara esta meta, especialmente a Arturo Rodulfo, Petra Martínez, María Teresa, Anai, el Gordo Casanova.

Agradezco a mis padres por su infinito amor comprensión y tolerancia.

A Carolina por brindar siempre una atención amable y oportuna.

## ÍNDICE GENERAL

RESOLUCIÓN .....	iii
DEDICATORIA .....	iv
AGRADECIMIENTOS .....	v
ÍNDICE DE TABLAS .....	xi
ÍNDICE DE FIGURAS .....	xiii
RESUMEN .....	xv
CAPÍTULO I .....	1
EL PROBLEMA .....	1
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	1
1.2 OBJETIVOS .....	4
1.2.1 Objetivo General .....	4
1.2.2. Objetivos Específicos .....	4
1.3 UBICACIÓN DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SANTA BÁRBARA .....	4
CAPÍTULO II .....	7
MARCO TEÓRICO .....	7
2.1 ANTECEDENTES .....	7
2.2 GAS NATURAL .....	8
2.2.1 Propiedades Físicas del Gas Natural .....	10
2.2.2 Riqueza del Gas Natural .....	10
2.2.3 Producción de Líquidos del Gas Natural .....	11
2.2.4 Usos del Gas Natural .....	11
2.3 PROCESOS CRIOGÉNICOS .....	12
2.4 CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS NATURAL .....	13

2.5 HIDRATOS DEL GAS NATURAL .....	15
2.6 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL .....	16
2.6.1 Parámetros que Participan en la Deshidratación del Gas Natural ....	18
2.6.2 Importancia de la Deshidratación del Gas Natural .....	19
2.6.3 Deshidratación del Gas Natural por Absorción con Glicoles .....	21
2.6.4 Deshidratación del Gas Natural por Adsorción .....	32
2.7 EQUIPOS PERTENECIENTES A UN SISTEMA DE GLICOL.....	34
2.7.1 Filtro/Separador de Entrada.....	34
2.7.2 Contactor .....	34
2.7.3 Válvula de Expansión.....	39
2.7.4 Regenerador o Rehervidor.....	39
2.7.5 Condensador de Vapores (serpentín).....	40
2.7.6 Columna de Destilación o Torre Destiladora .....	41
2.7.7 Stripping Gas o Gas de Despojamiento .....	41
2.7.8 Separador Flash de Glicol.....	43
2.7.9 Intercambiadores de Calor Glicol Pobre- Rico.....	44
2.7.10 Tanque Acumulador .....	44
2.7.11 Filtros de Cartuchos o Partículas (“Sock”).....	45
2.7.12 Filtros de Carbón Activado.....	45
2.7.13 Bomba de Circulación de Glicol.....	45
2.7.14 Intercambiador Aire – Glicol.....	46
2.8 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS QUE DEBEN CONTROLARSE EN LA SOLUCIÓN DEL TEG .....	46
2.8.1 Pureza .....	46
2.8.2 Degradación del Glicol.....	46
2.8.3 Presencia de Sales.....	47
2.8.4 Presencia de Sólidos .....	47
2.8.5 Presencia de Hierro.....	48
2.8.6 Espuma .....	48

CAPÍTULO III .....	49
DESARROLLO .....	49
3.1 IDENTIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES TÍPICAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL .....	49
3.1.1 Descripción del Proceso de Deshidratación del Tren a de la Planta de Extracción Santa Bárbara .....	49
3.1.2 Revisión de las Principales Variables del Sistema de Deshidratación del Tren a de la Planta de Extracción Santa Bárbara .....	53
3.2 VALIDACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN PLANTEADO A LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN .....	56
3.2.1 Consideraciones Utilizadas para la Simulación Caso Diseño .....	56
3.2.2 Realización de la Simulación Caso Diseño .....	58
3.2.3 Equipos Simulados según Caso Diseño .....	59
3.2.4 Parámetros Suministrados a la Simulación Caso Diseño .....	60
3.2.5 Aprobación de la Simulación Caso Diseño .....	61
3.2.6 Validación del Esquema de Simulación a las Condiciones Actuales de Operación .....	62
3.3 DETERMINACIÓN DE UNA CORRELACIÓN O ÍNDICE DE OPERACIÓN PARA LA TASA DE CIRCULACIÓN DE GLICOL EN FUNCIÓN DEL FLUJO DE GAS Y PRESIÓN DE ENTRADA, UTILIZANDO UN MODELO DE SIMULACIÓN .....	63
3.3.1 Cálculo del Contenido de Agua en el Gas de Entrada .....	63
3.3.2 Determinación Concentración Mínima Requerida de TEG .....	67
3.3.3 Estimación Flujo de Circulación de TEG .....	70
3.4. CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LA TORRE CONTACTORA Y EL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE TEG .....	71
3.4.1 Verificación de la Caída de Presión a Través de la Torre Contactora .....	71
3.4.2 Velocidad del Gas a Través de la Torre Contactora .....	72

3.4.3 Pérdidas de Glicol por Evaporación .....	75
3.4.4 Calculo de la Relación TEG - Agua Removida en el Contactador .....	76
3.4.5 Calculo del flujo másico de agua y TEG que entra en el regenerador de glicol.....	79
3.4.6 Cálculo de la Carga Térmica del Rehervidor para Calentar la Masa de Glicol + Agua y Vaporizar el Agua del Rehervidor para Reconcentrar Nuevamente El TEG .....	80
3.4.7 Verificación del Área de Transferencia de Calor .....	87
CAPÍTULO IV .....	88
ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS .....	88
4.1. IDENTIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES TÍPICAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL .....	88
4.1.1 Filtro Antes del Contactador .....	88
4.1.2 Contactador (Torre de Absorción) .....	90
4.1.3 Válvula de Expansión y Desafaltenizador de Glicol .....	95
4.1.4 Separador Flash de Glicol.....	97
4.1.5 Regenerador o Rehervidor de Glicol .....	98
4.1.6 Intercambiadores de Calor Glicol Pobre- Rico.....	100
4.1.7 Tanque Acumulador Y Bomba de Circulación de TEG.....	100
4.1.8 Filtros de Cartuchos o Partículas (Sock) .....	101
4.1.9 Filtros con Lechos de Carbón Activado .....	102
4.2 VALIDACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN PLANTEADO A LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN .....	103
4.2.1 Validación de la Simulación de Acuerdo con el Caso Diseño .....	103
4.2.2 Validación de la Simulación de Acuerdo con el Caso Actual .....	104
4.3 DETERMINACIÓN DE UNA CORRELACIÓN O ÍNDICE DE OPERACIÓN PARA LA TASA DE CIRCULACIÓN DE GLICOL EN FUNCIÓN DEL FLUJO DE GAS Y PRESIÓN DE ENTRADA, UTILIZANDO UN MODELO DE SIMULACIÓN .....	106

4.3.1 Cálculo de la Tasa de Circulación Mediante el Programa de Simulación a Condiciones de Operación Actual.....	106
4.4 CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LA TORRE CONTACTORA Y EL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE TEG .....	108
4.4.1 Cálculo de la Caída de Presión y Porcentaje de Inundación de la Torre Contactora Caso Diseño .....	108
4.4.2 Cálculo de la Caída de Presión Y Porcentaje de Inundación de la Torre Contactora Caso Actual.....	111
4.4.3 Cálculo de la Velocidad Permisible del Gas en el Contactor a Condiciones de Diseño.....	114
4.4.4 Cálculo de la Velocidad Actual del Gas en el Contactor a Condiciones de Operación Real .....	114
4.4.5 Eficiencia del Rehervidor de Glicol .....	117
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	118
CONCLUSIONES .....	118
RECOMENDACIONES .....	120
BIBLIOGRAFÍA .....	121

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Capacidad Nominal de La Plantas de Extracción del Complejo Criogénico de Oriente.....	5
Tabla 2.1. Propiedades Químicas y Físicas de los Glicoles .....	23
Tabla 3.1 Condiciones Mínimas, Máximas, Promedio y de Diseño de Variables Operacionales Monitoreadas y Controladas en el Tren a de Extracción Santa Bárbara .....	55
Continuación Tabla 3.1 Condiciones mínimas, máximas, promedio y de diseño de variables operacionales monitoreadas y controladas en el tren A de extracción Santa Bárbara .....	55
Tabla 3.2 Tolerancias Sensitivas Utilizadas para la Simulación Caso Diseño [23] .....	58
Tabla 3.3 Equipos integrantes del modelo del sistema de deshidratación.....	60
Tabla 3.4 Valores de desviaciones típicas aceptadas en simulación de procesos [24].....	62
Tabla 3.5 Constantes A y B de la correlación de Bukacek.....	64
Tabla 3.6 Consumo de TEG, Tren a Santa Bárbara Año Enero – Abril 2009 .....	76
Tabla 4.1 Validación del Modelo de Simulación con Respecto al Caso Diseño .....	103
Tabla 4.2 Modelo de Simulación para Condición Actual de Operación .....	105
Tabla 4.3 Tasa de Circulación de TEG en Función de Temperatura, Presión y Flujo de Gas a Deshidratar para una Presión de Entrada de 1.190 Psig, Pureza del TEG 98,07 % Molar.....	107
Tabla 4.4 Tasa de Circulación de TEG En Función de Temperatura, Presión y Flujo de Gas a Deshidratar para una Presión de Entrada de 1.150 Psig, Pureza del TEG 98,07 % Molar.....	107

Tabla 4.5 Tasa de Circulación de TEG En Función de Temperatura, Presión y Flujo de Gas A Deshidratar para una Presión de Entrada de 1.100 Psig, Pureza del TEG 98,07 % Molar.....	108
Tabla 4.6 Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Diseño .....	109
Continuación Tabla 4.6. Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Diseño, Continuación.....	110
Tabla 4.7. Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Actual.....	112
Continuación Tabla 4.7. Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Actual, Continuación .....	113
Tabla 4.8 Velocidad del Gas en el Contactor A 400 MMPCED Y 105 °F en Función de la Presión.....	115
Tabla 4.9. Velocidad del Gas en el Contactor A 380 MMPCED Y 105 °F en Función De La Presión .....	115
Tabla 4.10. Velocidad del Gas en el Contactor a 400 MMPCED Y 110 °F en Función de la Presión.....	116

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Esquema General del Proceso de Extracción de la Planta Santa Bárbara.....	2
Figura 1.2 Esquema del Proceso de Deshidratación con TEG .....	3
Figura 1.3 Ubicación de las Plantas de Extracción y Fraccionamiento del CCO .....	5
Figura 2.1. Contenido de Agua en el Gas Natural, Según Mcketta - Webe .....	16
Figura 2.2. Temperatura a la cual se forman hidratos a una presión conocida, [10] .....	17
Figura 2.3 Viscosidad de las Mezclas Agua- TEG.....	25
Figura 2.4. Características de la mezcla Etilenglicol agua en función de la temperatura .....	28
Figura 2.5 Diagrama Binario TEG (P/P)-Agua a la Presión de 1 Atmósfera [7].....	30
Figura 3.1 Esquema de Simulación del Sistema de Deshidratación de Gas Natural Con TEG del Tren A de la Planta de Extracción Santa Bárbara. ....	59
Figura 3.2 Agua Efectiva por Contenido de CO <sub>2</sub> en el Gas Natural con Temperatura Y Presión. [12] .....	67
Figura 3.3 Contenido de Agua en el Gas Natural. [12] .....	69
Figura 3.4 Punto de Rocío en Equilibrio Vs Temperaturas para Varias Concentraciones de TEG. [12] .....	69
Figura 3.5 Tasa de Circulación de TEG, Galones de TEG/Lbh <sub>2</sub> o a Remover, platos teóricos N=2. [12].....	78
Figura 3.6 Constante de Equilibrio (Ki) para el Agua en una Mezcla con TEG .....	84
Figura 3.7 Constante de Equilibrio (Ki) para el TEG en una Mezcla con Agua.....	84

Figura 4.1 Presión Diferencial en Filtro de Gas de Entrada y Contactador de Glicol .....	89
Figura 4.2 Diferencial De Temperatura Gas y TEG en el Contactador .....	90
Figura 4.3 Tendencia del Nivel en el Contactador de Glicol, Tren A.....	91
Figura 4.4. Condiciones de Entrada del Gas y Flujo de TEG en el Contactador .....	92
Figura 4.5. Contenido de Humedad en el Gas Salida del Contactador de Glicol, Tren.....	94
Figura 4.6 Presión Diferencial con Respecto al Flujo de Gas y TEG en el Contactador de Glicol, Tren A .....	95
Figura 4.7. Parámetros a Controlar en el Desafaltizador .....	96
Figura 4.8 Parámetros Operacionales en el Flash Drum de Glicol.....	98
Figura 4.9 Temperaturas en los Rehervidores De TEG.....	100
Figura 4.10 Parámetros a Controlar en el Acumulador de Glicol .....	101

## **RESUMEN**

En el presente trabajo se realizó la evaluación del sistema de deshidratación de gas natural con trietilenglicol del tren A de la planta de extracción Santa Bárbara debido a las pérdidas de TEG que aquí se producen. Con el fin de evaluar el sistema, se realizaron dos simulaciones mediante el programa HYSYS 3.2. Para las condiciones de diseño y las condiciones actuales de operación, respectivamente. De la aplicación del simulador se obtuvo que para el diseño la mayor desviación fue del 10% mientras que para las condiciones actuales de operación resultó de 9 %, demostrándose la confiabilidad del esquema planteado. Para continuar el análisis del sistema, se evaluaron las causas más comunes que generan pérdidas de TEG, encontrándose lo siguiente: excesiva vaporización de TEG en el rehervidor, niveles inadecuados en los equipos, altas presiones de operación en equipos de separación, pérdida de la capacidad de transferencia de calor. En base al análisis planteado, se hicieron propuestas para mejorar su desempeño, entre ellas, no operar la torre contactora bajo condiciones donde se supere la velocidad permisible, ajustar el flujo de circulación de TEG tomando en cuenta fluctuaciones de la presión, temperatura y flujo, efectuar mantenimiento mayor de los equipos involucrados para recuperar su eficiencia, reponer los niveles de TEG en los equipos y mejorar sistema de filtración.

# **CAPÍTULO I**

## **EL PROBLEMA**

### **1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

La planta de extracción Santa Bárbara está conformada por dos trenes de procesamiento de gas, denominados tren A y B, cada uno diseñado para manejar 400 MMPCED de gas natural proveniente de los campos de producción del norte del estado Monagas.

El proceso de extracción se inicia con la entrada del gas al filtro coalescente donde se remueve cualquier impureza, luego pasa a los sistemas de deshidratación que permiten remover el contenido de agua, para luego fluir a través de un sistema de turbo-expansión (enfriamiento), donde se reduce la presión y se baja la temperatura permitiéndose condensar los líquidos desde el propano hasta las fracciones más pesadas. Estos líquidos son estabilizados en las columnas estabilizadoras, y enviados por poliductos a la planta de fraccionamiento, mientras que el gas residual es distribuido al mercado interno a través de la red nacional de gasoductos o para inyección como recuperación secundaria (figura 1.2).

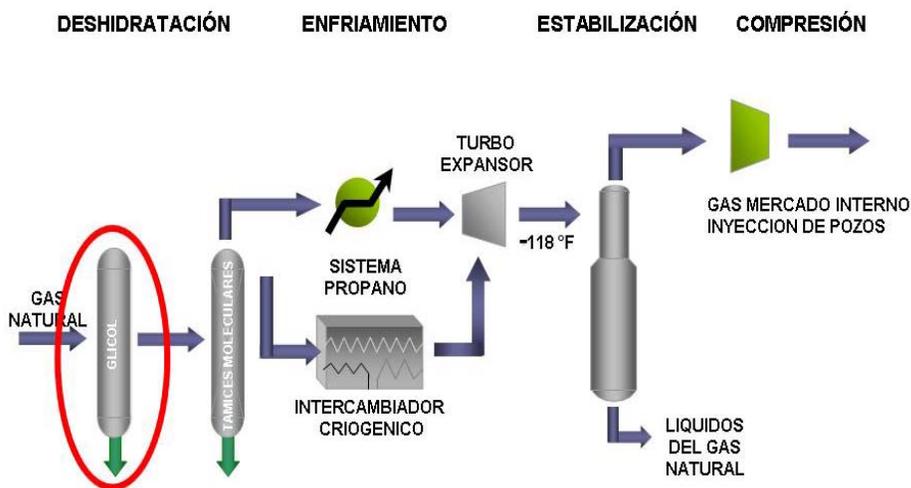


Figura 1.1. Esquema General del Proceso de Extracción de la Planta Santa Bárbara

Para evitar la formación de hidratos, corrosión y obstrucción al paso de fluido a consecuencia de las bajas temperaturas que alcanza el gas por presencia de humedad, cada tren de extracción ha sido dotado de un sistema de deshidratación con glicol, donde se hace pasar el gas húmedo a través de una torre contactora en contracorriente con un líquido absorbedor de humedad siendo el trietilenglicol (TEG) el más comúnmente utilizado en la industria. La humedad del gas es absorbida en el líquido. El glicol enriquecido en agua pasa a un calentador atmosférico donde es calentado a una temperatura suficiente para eliminar por ebullición la humedad recuperada. El glicol es regresado por bombeo al tope de la torre (figura 1.3). Seguidamente el gas atraviesa dos torres en cuyo interior se encuentra un lecho sólido capaz de adsorber el agua que no pudo ser eliminada en el sistema con glicol y llevar el gas a los niveles requeridos de 0,1 ppm (V). Este sistema cuenta con tres torres adsorbedoras, mientras dos adsorben la tercera se regenera; el proceso es totalmente automatizado y continuo.

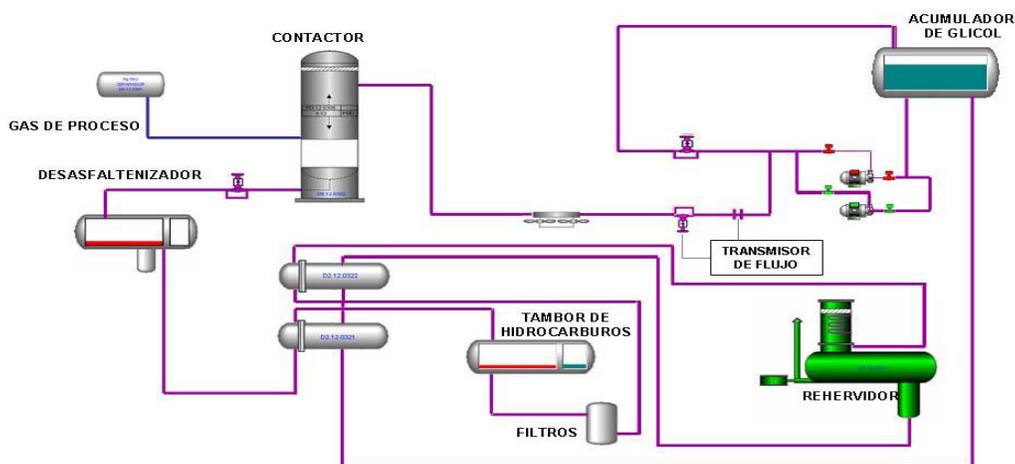


Figura 1.2 Esquema del Proceso de Deshidratación con TEG

El sistema de deshidratación con glicol frecuentemente es afectado por presencia de contaminantes presentes en el gas, tales como condensados, sólidos, asfaltenos, químicos, entre otros, generándose problemas de formación de espuma, mayor presencia de condensados hacia el sistema de regeneración, inestabilidad en los niveles de los equipos asociados y por ende pérdida en la eficiencia de deshidratación; adicional a eso no se dispone de una adecuada relación gas – glicol. Los factores antes mencionados contribuyen al incremento de las pérdidas de glicol, gastos de mantenimiento y operación del sistema y hasta pérdidas de producción de LGN. Como consecuencia de lo anterior se propone realizar una evaluación del sistema de deshidratación con TEG del tren A que permita precisar desviaciones operacionales respecto a lo establecido en las condiciones de diseño, para ello será necesario validar el modelo de simulación a las condiciones de diseño y actuales, efectuar cálculos de la eficiencia de la torre contactora de TEG y el sistema de regeneración. A partir del modelo de simulación se obtendrá una correlación para determinar la tasa óptima de circulación en función al flujo de gas con relación a la presión de entrada, todo esto con la finalidad de detectar desviaciones y proponer recomendaciones que permitan reducir las pérdidas de TEG.

## **1.2 OBJETIVOS**

### **1.2.1 Objetivo General**

Evaluar el sistema de deshidratación de gas con trietilenglicol del tren A, de la planta de extracción Santa Bárbara.

### **1.2.2. Objetivos Específicos**

1. Identificar las condiciones operacionales típicas del proceso de deshidratación con glicol.
2. Efectuar la validación del esquema de simulación planteado a las condiciones actuales de operación.
3. Determinar una correlación o índice de operación para la tasa de circulación de glicol en función del flujo de gas y presión de entrada, utilizando un modelo de simulación.
4. Calcular la eficiencia de la torre contactora y el sistema de regeneración de TEG.

## **1.3 UBICACIÓN DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SANTA BÁRBARA**

El sistema de producción de líquidos del gas natural (LGN) del oriente del país está conformado por cinco plantas de extracción de líquidos que integran el complejo criogénico de oriente (CCO), tal como lo muestra la tabla siguiente:

Tabla 1.1 Capacidad Nominal de La Plantas de Extracción del Complejo Criogénico de Oriente

Planta de extracción	Capacidad nominal (MMPCED)*
San Joaquín (SJ)	1.000
Santa Bárbara (SB)	800
Jusepín	350
Accro VI, SJ	400
Accro III, SB	400
Refrigeración San Joaquín	400

\*MMPCED: millones de pie cúbicos estándar por día

El CCO además cuenta con dos plantas de fraccionamiento dimensionadas para procesar un total de 200 mil barriles por día (MBPD) de líquidos del gas natural (LGN), ubicadas en el complejo industrial José Antonio Anzoátegui en el Edo. Anzoátegui (figura 1.1).



Figura 1.3 Ubicación de las Plantas de Extracción y Fraccionamiento del CCO

La producción proveniente de las plantas de extracción del norte de Monagas (Santa Bárbara, Jusepin y Accro III) es enviada a las plantas de fraccionamiento a través de un poliducto de 40,64 cm (16”) y una longitud de 198 km, mientras que la producción de LGN proveniente de Anaco (San Joaquín y Accro IV) es enviada hacia fraccionamiento a través de un poliducto de 40,64 cm (16”) y 113 km de longitud.

## **CAPÍTULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 ANTECEDENTES**

Molina [1], en el año 2005, realizó la evaluación del sistema de glicol del tren B de la planta de Extracción Santa Bárbara, siendo sus recomendaciones, para mejorar la eficiencia del sistema: disminuir la velocidad del gas manejando sus variables, aumentar el flujo de glicol en los serpentines, reemplazar el sello mecánico en la bomba, reponer los niveles de TEG en los equipos y mejorar la filtración.

Anteriormente en el año 2003, se habían realizado tres evaluaciones referentes a los sistemas deshidratadores del gas natural con glicol para diferentes instalaciones en la zona oriental de Venezuela.

Tineo [2], trabajó en la evaluación del proceso de deshidratación del gas natural en la planta deshidratadora Orocuál 2, el cual tenía como finalidad analizar la operabilidad de la planta cuando en ella se procesa un gas a condiciones de presión y temperatura no correspondientes a las especificadas por su diseño. Para este trabajo se concluyó que es mejor procesar flujos de gas menores a 30 MMPCED cuando el flujo de glicol se mantiene en 4gpm.

Poito [3], realizó una evaluación de las facilidades de entrada y del sistema de deshidratación del gas natural con glicol en la planta de extracción Santa Bárbara. El propósito fundamental de este estudio fue determinar las causas de las desviaciones operacionales que se presentaban en el sistema. En esta evaluación se determinó que el sistema de deshidratación no cumplía con sus especificaciones de diseño debido a diversos problemas operacionales.

Bonells [4], evaluó el proceso de deshidratación de gas natural mediante absorción con trietilenglicol utilizado por PDVSA-Producción en el oriente de Venezuela. El estudio fue realizado a diferentes plantas (Repsol YPF, Wilpro y PDVSA-Producción), en el cual se efectuó un análisis para establecer las diferencias que existen entre las instalaciones, y el efecto de la tecnología, para sugerir medidas que permitan la optimización del proceso de absorción estudiado. Se determinó que en las plantas estudiadas se producían desviaciones de los parámetros críticos del proceso debido a las variaciones en la condición del gas.

Este trabajo pretende dar un aporte de información en cuanto a los ajustes operacionales que se deben tomar en cuenta al operador en caso de que ocurran variaciones significativas en las condiciones del gas a deshidratar.

## **2.2 GAS NATURAL**

En forma general, se puede definir al gas natural, como una mezcla de hidrocarburos parafínicos compuesta, en mayor proporción (80%) por el metano ( $\text{CH}_4$ ) y en proporciones menores y decrecientes por otros hidrocarburos como etano, propano, butano, pentano y gasolina natural. La mezcla contiene, generalmente, impurezas tales como vapor de agua, sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), nitrógeno ( $\text{N}_2$ ) y helio (He). Su composición también suele clasificarse en base a tres grupos, esto es, aquellos compuestos que se aprovechan mayormente como

combustibles y materia prima, los que actúan como diluentes y un tercer grupo el cual se denomina contaminante. [5]

El gas natural, en los últimos años, ha pasado a ocupar una posición relevante en el escenario energético de nuestro país desde el inicio de la explotación petrolera, hizo su aparición como componente asociado, constituyendo un inconveniente operacional que obligaba a inversiones cuantiosas que no reportaban beneficio tangible a la industria. Un paso importante hacia el uso inteligente y productivo del gas natural como fuente de energía y materia prima en el área industrial, fue el desarrollo de la infraestructura adecuada que permitiera la variedad de su uso y la obtención de productos con un alto valor comercial.

Para obtener estos productos, el gas natural proveniente de la actividad de producción o extracción de los yacimientos, pasa a las plantas de acondicionamiento, recolección y tratamiento, donde se eliminan los componentes no deseados o impurezas.

Posteriormente, el gas pasa a las plantas de procesamiento (extracción y fraccionamiento de líquidos) donde por extracción se separa, el gas metano, el cual se destina a diferentes usos y los líquidos del gas natural (LGN). Estos líquidos al pasar por las plantas de fraccionamiento, se separan en los diferentes productos que serán utilizados posteriormente como materia prima, combustible y para la exportación.

### **2.2.1 Propiedades Físicas del Gas Natural**

Dado que el gas natural es una mezcla de hidrocarburos, la cual varía en cantidades relativas, las propiedades físicas de una mezcla dependerán de las propiedades individuales de sus componentes y su grado de contribución a la mezcla.

Durante el transporte, tratamiento, procesamiento, y almacenamiento del gas natural y sus compuestos, pueden existir condiciones, por ejemplo de presión y temperatura, muy variables. El conocimiento de las propiedades físicas de tales sustancias, bajo estas condiciones variables es indispensable tanto para el diseño de los equipos o sistemas como para su manejo. Para poder realizar un análisis de propiedades físicas de una mezcla cualquiera, es necesario determinar previamente su composición y las diferentes propiedades de cada componente, y así poder establecer los diferentes parámetros de cálculos que permitan, con ayuda de ecuaciones y tablas, conocer dichas propiedades. Las propiedades físicas más usadas para el procesamiento del gas son: peso molecular, punto de congelación, punto de ebullición, densidad, temperatura y presión crítica, calor de vaporización y calor específico.

### **2.2.2 Riqueza del Gas Natural**

Se define como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1.000 pies cúbicos estandar de gas procesado. Se expresa generalmente por el símbolo de GPM. Este factor es muy usado y debe ser conocido principalmente en problemas relacionados con plantas de gasolina natural. En el cálculo de GPM se debe conocer el número de pies cúbicos normales de un componente dado en estado gaseoso, requeridos para producir un galón de líquido. Este factor se determina fácilmente a partir de la densidad líquida y el peso molecular de cada componente puro. [6]

### **2.2.3 Producción de Líquidos del Gas Natural**

Al procesar el gas natural en plantas diseñadas para tal fin, se obtienen los productos líquidos del gas natural (LGN), formados por: etano, propano, butanos, y más pesados. La producción de líquidos del gas natural ha tenido en los últimos años un ritmo creciente y está dirigida a satisfacer las necesidades del mercado interno, como combustible y como materia prima, exportándose el excedente a los mercados internacionales.

### **2.2.4 Usos del Gas Natural**

Los renglones a los que se destina el gas natural en el sector petrolero son:

#### Inyección:

El gas natural se utiliza en programas de inyección con el propósito de recuperar crudos. También se inyecta con el fin de conservarlo para usos futuros. El gas asociado con el petróleo se separa en las estaciones de recolección y desde allí se transporta hasta las plantas de compresión donde se eleva su presión; luego se envía a los pozos de inyección y a los pozos que producen petróleo por el método de levantamiento artificial (gas-lift).

#### Combustible:

Dentro de la industria petrolera, el gas es utilizado como combustible en la generación de vapor y electricidad, y en otras operaciones de producción, refinación y transmisión de gas. [5]

## 2.3 PROCESOS CRIOGÉNICOS

Los procesos criogénicos son aquellos que están asociados con producción a muy baja temperatura. La industria petrolera en general considera temperaturas criogénicas por debajo de  $-46\text{ }^{\circ}\text{C}$  (la mínima temperatura que se alcanza con un sistema de refrigeración con propano).

Cuando el gas natural es enfriado a estos niveles de temperatura, la mayor parte del etano y prácticamente todo el resto de los hidrocarburos más pesados contenidos en el gas se licuan y los líquidos formados pueden ser separados por una serie de torres fraccionadoras. Una característica relevante de una planta criogénica es que el gas a procesar se recibe a presiones aproximadamente de 1.000 psig y el producto (gas residual) se entrega en los mismos niveles.

De tal manera que una planta criogénica es aquella donde una corriente de gas es previamente deshidratada para luego ser, enfriada a temperaturas muy bajas (criogénicas) con el objeto de licuarlo y removerle el etano, metano, propano y el resto de los hidrocarburos más pesados contenidos en el gas. Los líquidos separados son enviados a un sistema de fraccionamiento donde son procesados para ser usados como combustibles y como alimentación a plantas petroquímicas. El gas residual, que es el remanente de la corriente de entrada al proceso, compuesto de metano y etano esencialmente, es vendido como combustible para fábricas, plantas de generación eléctrica y uso doméstico. [7]

## 2.4 CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS NATURAL

Normalmente el gas natural, tal como se extrae de los pozos, viene cargado con agua, la cual suele estar presente en estado gaseoso junto con los otros componentes que integran la mezcla de hidrocarburos. Los cambios de presión y temperatura que experimenta el fluido, hacen que el agua se deposite en forma líquida en las tuberías que se utilizan para transportarlo. Así cuando el gas está cargado de agua (saturado) produce depósitos de líquido al bajar la temperatura.

Para medir el contenido de agua que transporta el gas natural se utiliza “el medidor de punto de rocío”, un dispositivo capaz de medir la temperatura a la cual se condensará los fluidos a partir del gas natural.

Para que no haya agua en el gas, éste se deshidrata es decir se le extrae el agua que contiene. Los niveles hasta donde se puede deshidratar dependerán del propósito o destino que se tenga para ese gas. Por ejemplo una corriente de hidrocarburos que trabaja a 1.000 psig se suele deshidratar hasta 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE, garantizando que el punto de rocío sea del orden de los 32 °F ó 0°C.

De esta manera el fluido estará acondicionado para trabajar a temperaturas por encima de 0 °C sin que se produzca condensación de agua que, a su vez, ocasionaría serios problemas al transportar el gas natural.

Las técnicas utilizadas para la deshidratación del gas natural, en la planta de extracción Santa Bárbara, son: deshidratación con líquidos desecantes y la deshidratación mediante sólidos desecantes. El contenido de agua de un gas saturado depende de la temperatura, la presión y la composición del gas. El efecto de la composición aumenta sustancialmente con la presión y es particularmente importante si el gas contiene CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S. Para gases pobres, es decir gas natural dulce, que

contiene cerca de 70% de metano y bajo contenido de hidrocarburos pesados, las correlaciones generalizadas de presión-temperatura funcionan para muchas aplicaciones [8].

A pesar de que, la presión no es un factor crítico, debe mantenerse constante, ya que cuando la presión disminuye, el contenido de humedad se incrementa. Ahora, cuando la temperatura sube, el contenido de humedad también sube y habrá más agua en fase vapor [9].

Existen varias correlaciones que permiten determinar el contenido de agua en el gas natural cuando se encuentra saturado a diversas condiciones de presión y temperatura. En la figura 2.1 se muestra la gráfica de McKetta-Webe [7]

Por medio de la correlación de R. Bukacek (Ec.2.1) se puede predecir el contenido de agua por millón de pies cúbicos en el gas natural a diferentes valores de presión y temperatura [10].

$$W = \frac{A}{P} + B \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

$A$  y  $B$  = Constantes que dependen de la temperatura, ver tabla 3.5

$P$  = Presión del gas natural (psia).

$W$  = Contenido de agua en el gas natural  $\frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMPCED}}$ .

## 2.5 HIDRATOS DEL GAS NATURAL

La deshidratación del gas natural por cualquier medio es hecha principalmente para prevenir la formación de hidratos en el gas natural durante su transmisión. Los hidratos del gas natural tienen una estructura cristalina similar en apariencia a los cristales de agua, pero estas formaciones ocurren a temperaturas considerablemente bajas. Los hidratos del gas natural están compuestos principalmente por hidrocarburos y agua, aunque en gases como sulfuro de hidrogeno, amoníaco, dióxido de carbono, acetileno y bromo pueden formarse también hidratos. La formación de hidratos inicialmente depende sobre todo de la presencia de agua, pero puede ser propagado por el vapor de agua.

La formación de hidratos en tuberías puede obstruir por completo el paso del flujo de gas bajo condiciones severas, causando problemas de operación. Las condiciones en el cual los hidratos probablemente sean encontrados en el gas natural son: presión alta, presencia de agua líquida y temperatura baja. Mientras sea posible se evitará la formación de hidratos por calentamiento del gas para que la temperatura éste por encima del punto de hidratos, este aproximamiento es poco económico y practicado en tuberías de transmisión. Por lo tanto, para prevenir los hidratos, el agua es removida de la corriente de gas a un punto de rocío bajo durante la transmisión [13].

En la figura 2.2, se observa una correlación para calcular la temperatura de formación de hidratos en el gas natural [10].

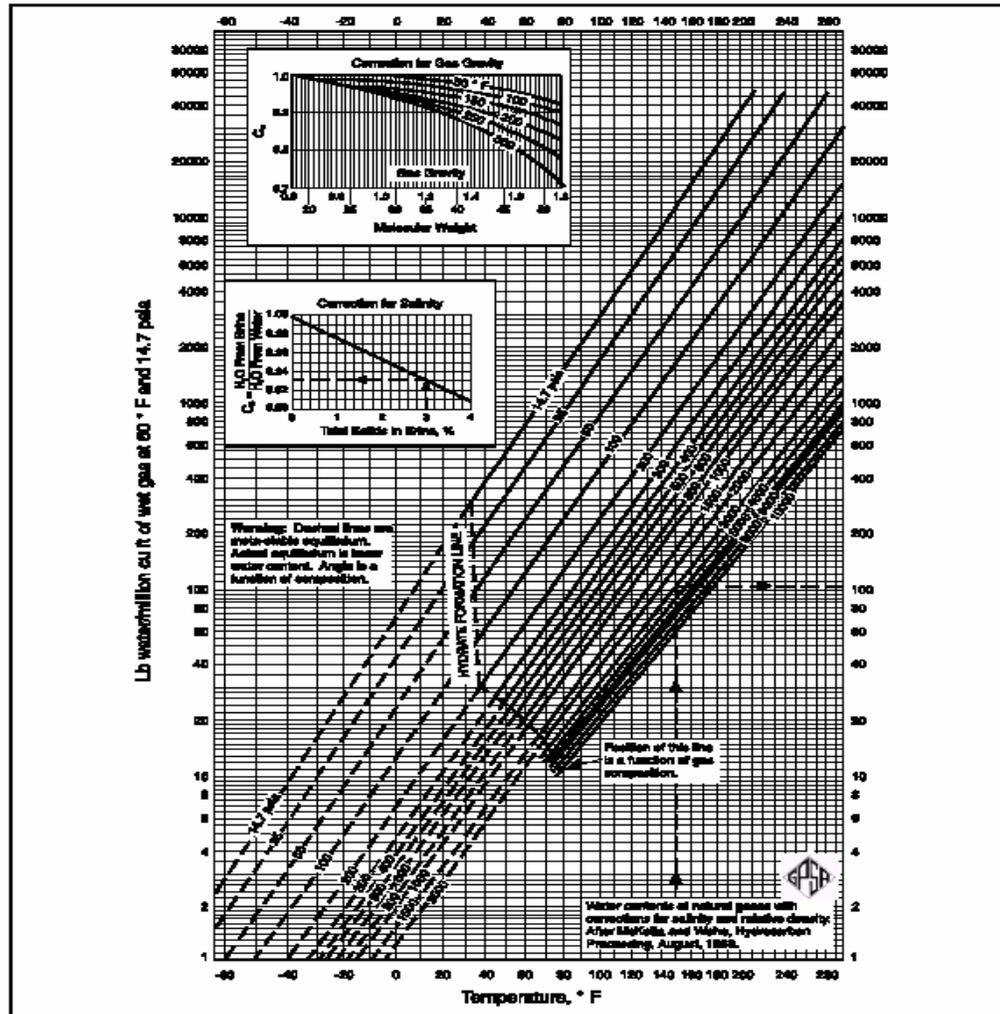


Figura 2.1. Contenido de Agua en el Gas Natural, Según Mcketta - Webe

## 2.6 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

La deshidratación del gas natural se define como la remoción del agua en forma de vapor que se encuentra asociada con el gas desde el yacimiento. Este proceso es necesario para asegurar una operación eficiente en las líneas de transporte de gas y se puede realizar mediante el uso de un desecante como el trietilénglicol. La remoción del vapor de agua previene la formación de hidratos del gas, disminuye la corrosión en las tuberías y mejora la eficiencia en las mismas, ya que reduce la acumulación de

líquidos en las partes bajas de la línea, cumpliendo con las especificaciones del contenido de agua en el gas de venta (4 lb de agua/millón de pie cúbico de gas) [14].

Cuando se emplean plantas de glicol, el gas puede salir con un contenido de agua de 2 a 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE equivalente a un contenido mínimo de agua en el gas natural de 0,0147 % a 0,0042 %. Cada libra es aproximadamente igual a 21 ppm,(v). No es extraño que alguna planta logre un gas tratado con 42 ppm (v). Con mallas moleculares se logra una deshidratación profunda con un nivel de 0,1 ppm(v).

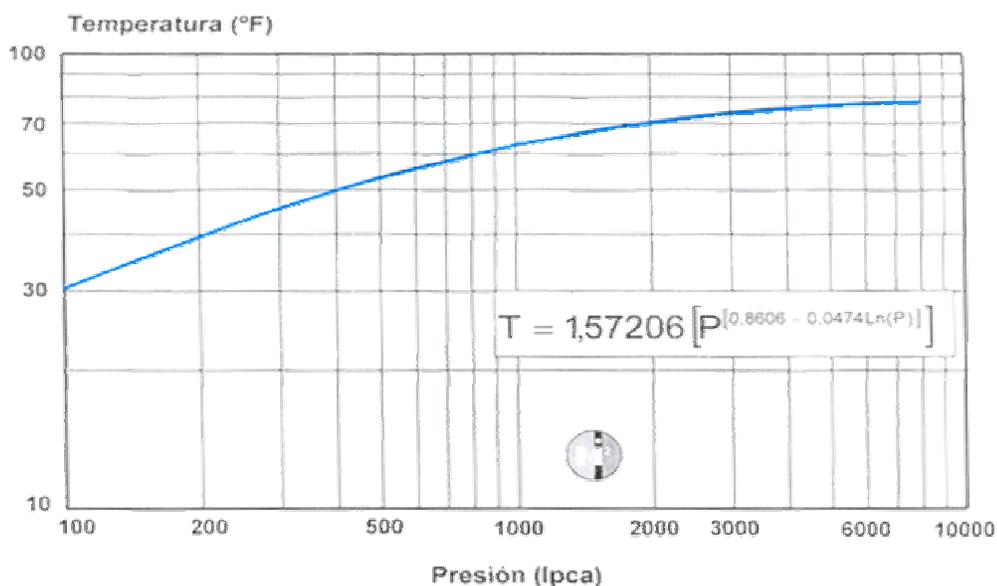


Figura 2.2. Temperatura a la cual se forman hidratos a una presión conocida, [10]

En Venezuela, la deshidratación profunda del gas, que debe ser enviado a un sistema criogénico se logra únicamente con una planta de mallas moleculares, colocada aguas abajo, de un sistema de glicol (TEG). Los inhibidores para deshidratar el gas natural se emplean en aquellos casos donde no se dispone de una planta o no se justifica la inversión correspondiente [15].

## 2.6.1 Parámetros que Participan en la Deshidratación del Gas Natural

Existen varios métodos para deshidratar el gas natural. La selección de un proceso, dependerá fundamentalmente del grado de deshidratación necesario y de la evaluación económica del proceso seleccionado, siendo los más conocidos:

### 2.6.1.1 Enfriamiento Directo

Este proceso se lleva a cabo mediante el uso de refrigeración mecánica con adición de **inhibidores de hidratos**. En estos casos se sabe, que el contenido de agua saturada en un gas natural decrece con un aumento en la presión o con una disminución en la temperatura. Lo que significa, que los gases calientes saturados con vapor de agua pueden ser parcialmente deshidratados por enfriamiento directo. Por ejemplo los gases que serán comprimidos por lo normal son enfriados antes de ser transportados a las líneas de distribución. Desde luego en este proceso de enfriamiento se puede remover agua del gas. En este caso el proceso será de naturaleza cíclica. Esto, es porque el fluido refrigerante recibirá calor del sistema a enfriar.

Posteriormente, este calor se disipa en el medio ambiente o se transmite a otro sistema, que actúa como receptor de esa energía calorífica. Cuando la energía calorífica se disipa, el fluido refrigerante inicia de nuevo el ciclo. Los fluidos refrigerantes de mayor uso, en la industria del gas natural son el propano y metano. En este proceso hay que tener mucho cuidado con la cantidad de líquido que se acumula en los equipos.

Para el enfriamiento del gas natural, se utiliza el efecto de Joule- Thompson con adición o sin adición de inhibidores de hidratos. El efecto de Joule- Thompson es el cambio en la temperatura del gas que se origina cuando el gas es expandido en condiciones isentálpicas. El coeficiente de Joule y Thompson ( $\mu$ ) se define a través de la siguiente ecuación:

$$\mu = (\partial T / \partial P)_H \quad (\text{Ec. 2.2})$$

### **2.6.1.2. Expansión del Gas a una Baja Presión**

En este proceso se aprovecha el descenso de la temperatura de una corriente de gas cuando se reduce la presión, excepto cuando se trata del helio (He) y del hidrógeno (H). El efecto de Joule- Thompson, es el cambio de temperatura que se produce en un gas que se expande a partir de una presión constante más baja, sin transmisión de calor. Los procesos de transmisión de calor ocurren por medio de la conducción, conversión y radiación. La expansión del gas a una baja presión, como forma de enfriamiento se puede realizar a través de la expansión isentálpica y/o expansión isentrópica, ambos procesos son de gran importancia en el tratamiento del gas natural, y se relacionan con la eficiencia de la mayoría de los procesos relacionados con el tratamiento del gas natural.

### **2.6.2 Importancia de la Deshidratación del Gas Natural**

- ✓ Las razones principales incluyen las siguientes:
- ✓ El agua líquida y el gas natural pueden formar hidratos parecidos al hielo que pueden obstruir válvulas, tubería, etc.
- ✓ El gas natural que contiene agua líquida es corrosivo, particularmente si contiene dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno

- ✓ El vapor de agua utilizado en los gasoductos de gas natural pueden condensarse causando condiciones lentas de flujo.
- ✓ El vapor de agua aumenta el volumen y disminuye el valor calorífico del gas natural, por lo tanto se reduce la capacidad de la línea.
- ✓ La deshidratación del gas natural antes del procesamiento criogénico es vital para prevenir la formación de hielo en los intercambiadores de calor de baja temperatura.

Sobre la base de los puntos señalados, la razón más común de deshidratación es prevenir la formación de hidratos en los gasoductos. Los hidratos de gas natural son compuestos sólidos cristalinos formados por la combinación de gas natural y agua bajo presión a temperaturas considerablemente por encima del punto de congelación del agua. En la presencia de agua libre, los hidratos se formaran cuando la temperatura este por debajo del punto llamado temperatura de formación de hidratos, temperatura que puede ser cuantificadas utilizando ecuaciones matemáticas, como también gráficos, ampliamente difundidos, y que son de una gran utilidad, de tal forma que el ingeniero de proceso, pueda tomar las previsiones necesarias para el control de la temperatura.

La formación del hidrato es comúnmente confundida con la condensación. La diferencia entre ambas debe ser claramente entendida. La condensación del agua del gas natural bajo presión ocurre cuando la temperatura esta en el punto de rocío o por debajo del mismo a esa presión. El agua libre obtenida bajo estas condiciones es esencial para la formación de hidratos que ocurrirá el punto de temperatura del hidrato o por debajo de ese punto a esa misma presión. Durante el flujo de gas natural, es necesario evitar condiciones que faciliten la formación de hidratos. Esto es esencial ya que los hidratos pueden restringir el flujo, líneas de superficie y otro equipo.

En un medidor de la tasa de flujo, la formación de hidratos genera una aparente tasa de flujo más baja. La formación excesiva de hidratos también puede bloquear completamente las líneas de flujo y el funcionamiento del equipo. De ahí la necesidad de prevenir la formación de los hidratos es obvia, es la manera más sencilla de eliminar los hidratos es para remover substancialmente el agua de flujo del gas natural.

Otra aplicación importante para el secado con desecante es el gas natural licuado. El metano es convertido a líquido por medio de un proceso de criogénico a (-285F) y presión atmosférica. Existe una reducción del volumen de 600 a 1. Como líquido, grandes volúmenes de metano pueden ser transportados y/o almacenados. Las compañías de gas natural licuan y almacenan gas (1 a 20 MMPCED) durante periodos de baja demanda y utilizan el gas líquido almacenado durante periodos con alta demanda. El gas natural localizado en áreas remotas puede ser licuado y transportado a los lugares de demanda. Las secadoras son utilizadas por los bajos puntos de rocío requeridos para la producción criogénica de GNL (Gas Natural Licuado).

### **2.6.3 Deshidratación del Gas Natural por Absorción con Glicoles**

Este es uno de los procesos de mayor utilidad, en la industria del gas natural. El proceso consiste en remover el vapor de agua de la corriente de gas natural, por medio de un contacto líquido.

Los glicoles y el metanol son los líquidos de mayor uso en la deshidratación del gas natural. El metanol, como agente deshidratantes es de alto costo, por lo que su uso tiene unas ciertas limitaciones, y se selecciona por lo general en los casos siguientes:

- ✓ Instalaciones temporales y es deseable aplazar las decisiones relativas en los equipos permanentes del manejo de gas.
- ✓ Las condiciones operacionales a las cuales puede ocurrir la formación de hidratos son de alta inestabilidad.
- ✓ La temperatura de operación es tan baja que las viscosidades de otras sustancias puedan ser muy altas.

Los glicoles por otro lado, son usados corrientemente en torres de absorción, ya que permiten obtener temperaturas inferiores al punto de rocío del agua, el cual tiene un valor de 32 °F. Pero el TEG no debe utilizarse a temperaturas inferiores a 50 F, ya que se incrementa mucho la viscosidad. El etilenglicol (EG) y el dietilenglicol (DEG) se utilizan con frecuencia inyectados en la corriente de gas, tanto en los procesos de refrigeración y expansión. Ninguno de los dos debe usarse a una temperatura menor a 20 °F.

En la industria existen una gran cantidad de glicoles, pero los más utilizados en la industria, para la deshidratación del gas natural los cuales se presentan en la tabla 2.1 así mismo como las principales propiedades fisicoquímicas. Las unidades en que se presentan las propiedades son en el sistema británico de unidades

Tabla 2.1. Propiedades Químicas y Físicas de los Glicoles

Propiedad	EG	DEG	TEG	TTEG
Fórmula	$\text{HO}\text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$	$\text{HO}(\text{C}_2\text{H}_4\text{O})_2\text{H}$	$\text{HO}(\text{C}_2\text{H}_4\text{O})_3\text{H}$	$\text{HO}(\text{C}_2\text{H}_4\text{O})_4\text{H}$
PM(lb/lbmol)	62,1	106,1	150,2	194,2
Punto de ebullición 1 atm (°F)	387,1	473,8	550	597,2F
Densidad a 77 °F (lbs/gal)	9,26	9,27	9,35	9,37
Punto de congelamiento (°F)	7,9	16,4	19	15
Viscosidad absoluta a 77°F (cP)	16,9	25,3	39,4	43
Tensión Superficial a 77°F (dinas/cm)	48	44	45	-
Calor Específico a 77°F (Btu/lb °F)	0,58	0,55	0,52	0,52

### 2.6.3.1 Factores que Influyen en la Selección del Glicol para Deshidratar el Gas Natural

#### a.- Bajo costo

El costo de glicol no es muy alto, luego este factor provoca que sea de gran utilidad en el proceso de deshidratación en cualquier industria. Su bajo costo es de gran importancia, sobre todo cuando se hace una evaluación de la parte económica del proyecto, factor que hay que tener bien en cuenta, cuando se analice la factibilidad del proyecto.

### **b.- Viscosidad**

Un valor de viscosidad por debajo de 100 - 150 cP hace que los fluidos fluyan con dificultad. La viscosidad varía con la concentración, luego se requiere conocer la concentración del glicol y la temperatura del trabajo del equipo deshidratador. En la figura 2.3 se presentan los valores de la viscosidad en (cP), para diferentes mezclas de TEG con agua, a diferentes temperaturas. Analizando la figura 2.3, que tiene en el eje de la "Y" a la viscosidad en cP, y en el eje de las "X" a la temperatura en °F, se observa que el valor de la viscosidad se incrementa a medida que el glicol se hace más puro.

En la figura se observa, que si el proceso se realiza a una temperatura de 90 °F la concentración de la mezcla es 50% P/P y tendrá un valor de viscosidad de 4,2 cP, mientras que la viscosidad de una mezcla al 75% P/P tiene un valor es 12,5 cP. Para el TEG puro, el valor es 28 cP.

### **c.- Reducción del punto de rocío**

En el momento en que el glicol absorbe agua, disminuye la temperatura de rocío del gas natural (este glicol pasa a denominarse glicol rico, glicol que tiene un alto contenido de agua). La disminución del punto de rocío se simboliza como (DPR). La reducción del DPR es influenciada por la tasa de flujo del glicol, temperatura de contacto en el absorbedor, eficiencia de contacto del glicol/gas, y concentración del glicol pobre (glicol con poco contenido de agua).

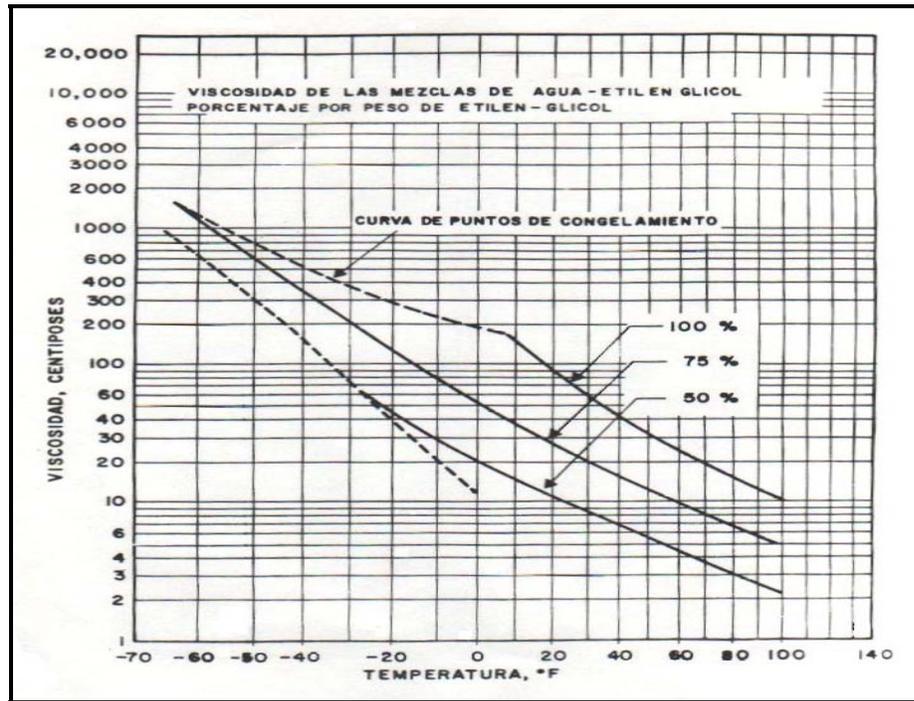


Figura 2.3 Viscosidad de las Mezclas Agua- TEG

La reducción del punto de rocío se puede determinar por la ecuación de Hammerschmith. Esta ecuación se sustenta en el caso en cuando se agrega un soluto, descendiendo el punto de congelamiento del solvente, según la siguiente ecuación.

$$\Delta T_r = d = \frac{2335,0 \times W}{M(100 - W)} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

d= descenso del punto de rocío

M= peso molecular

W= concentración del glicol en la fase líquida en la relación %P/P

Este es un parámetro de gran importancia, ya que para que el proceso de deshidratación sea efectivo la concentración del glicol debe de ser alta.

Además la reducción del punto de rocío se ve afectada por la tasa de flujo del glicol, la temperatura de contacto en el tope del absorberdor, la eficiencia del contacto glicol/gas y la concentración del glicol pobre. En forma gráfica se pueden establecer comparaciones entre la efectividad del DEG y TEG, trabajando a temperatura y concentraciones de los glicoles, en relación a la disminución del punto de rocío. Por ejemplo cuando se deshidrata un gas natural a una temperatura de 100 °F utilizando TEG a una concentración de 95% P/P, se puede reducir el punto de rocío de la mezcla hasta 46 °F, mientras, que cuando se utiliza DEG a la misma temperatura y concentración la reducción puede ocurrir hasta una temperatura de 54 °F.

Pero, la situación cambia de manera progresiva a medida que aumenta la concentración de los glicoles. Si se utiliza TEG a una concentración de 99% P/P el punto de rocío se reduce en 90 °F, mientras que si se utiliza DEG la reducción ocurre hasta 84 °F. Si el gas que se va a deshidratar no tiene contaminantes ácidos, se puede obtener un DPR de hasta 65 °F

#### **d.- Solubilidad del Glicol**

Se entiende por solubilidad la capacidad de un componente para disolverse en un determinado solvente, proceso que depende de las condiciones operacionales, fundamentalmente de la temperatura y presión. El glicol es soluble en condensado de hidrocarburos. EL TEG es más soluble que el DEG. La solubilidad del TEG es de quinientas partes por millón (500 ppm), a 90 °F, mientras que la del DEG es 350 ppm. Cuando hay hidrocarburos aromáticos, la solubilidad del glicol es todavía más alta, luego hay que tener claramente establecido las condiciones de trabajo y el medio, donde se realiza la reacción, para evaluar la eficiencia del proceso.

#### **e.- Presión de Vapor**

La presión de vapor se puede determinar de varias formas. Este parámetro es importante conocerlo, en vista que permite determinar la cantidad de trietilenglicol (TEG) que se pierde en la planta por evaporación, luego las pérdidas del glicol utilizado en el proceso de deshidratación del gas natural, realizadas por la evaporación del glicol tienen que ser consideradas cuidadosamente. En el regenerador se producen altas pérdidas de EG por efectos de la evaporación, al tratar de alcanzar concentraciones de 95%P/P, mientras no suceda lo mismo si se requiere una pureza de 98,5 %P/P de TEG. Por ejemplo a 60 °F y 95 %P/P se registra una pérdida de 0,002 lb/MMPCN de TEG; esta cantidad aumenta hasta 0,1 lb /MMPEN cuando se trata de EG.

Teóricamente se sabe, que las pérdidas de glicol aumentan, cuando la presión de vapor se hace más alta. Para determinar las pérdidas por vaporización se utiliza la siguiente fórmula:

$$\text{Pérdidas} = \left( \frac{P_v}{760} \right) x \left( \frac{M}{379} \right) \left( \frac{492}{492 + T} \right) \left( \frac{14,7}{P} \right) x 10^6 \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

$P_v$  = presión de vapor del glicol en mm de Hg

M = peso molecular del glicol

T = temperatura de operación en °F

P = presión de operación en psig

f.- Punto de congelamiento del glicol

Este es un parámetro de gran importancia, en vista que es necesario conocer la formación de los primeros cristales de hielo en la solución de glicol y agua. En la

figura 2.3 se presenta el comportamiento de la mezcla EG- agua, en una temperatura de trabajo que oscila entre -160 y 30 °F.

En la figura 2.4 el eje de las “Y” representa la temperatura en °F, mientras que el eje de las “X” está representando por la concentración %P/ de EG-agua. En la misma figura se puede observar, que si la temperatura de operación fuese -30 °F, para evitar la formación de cristales sólidos, habría que trabajar con una concentración de EG- agua, que se encuentra entre 48 y 85% P/P. Pero, hay que tener en cuenta que 48% P/P es la mínima concentración para evitar los cristales sólidos.

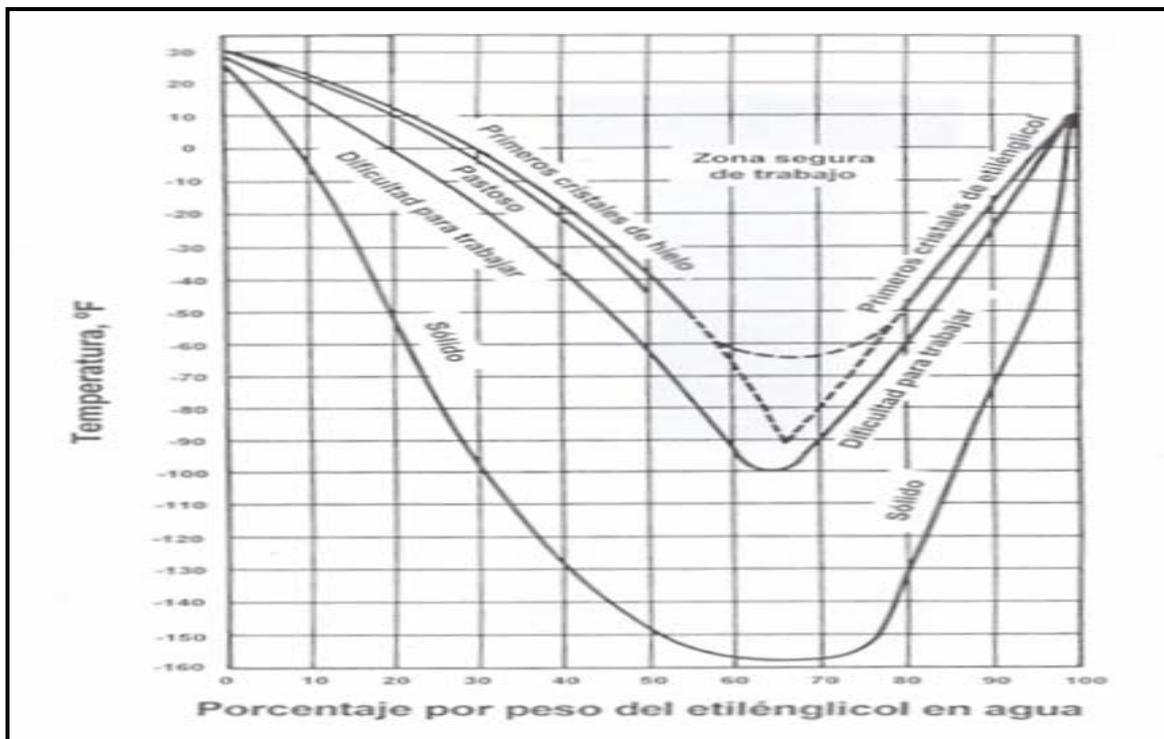


Figura 2.4. Características de la mezcla Etilenglicol agua en función de la temperatura

En la figura 2.4 se observa que a temperatura menores a -30 °F la solución sería totalmente pastosa y ocurre la solidificación Es, por ello que el ingeniero de diseño

debe de mantener siempre presente la zona segura de trabajo, además de identificar en forma clara la zona de concentración de la solución, y la temperatura a la cual no se formarán cristales, ni se presentarán dificultades de operación del proceso.

Cuando se trabaja con otros glicoles como, por ejemplo DEG y TEG, se pueden realizar las mismas consideraciones expresadas, que cuando se utiliza EG. La información adquiere importancia, cuando se requiere agregar glicol para reducir el punto de rocío, ya que si se agrega glicol puro se estaría contribuyendo a desplazar la concentración hacia purezas más altas, en las cuales aparecerían los primeros cristales y se dificultaría el bombeo de la solución, lo mismo ocurre si se agrega agua pura. Luego se recomienda que se agregue glicol al sistema debidamente mezclado con agua en las proporciones correctas, de tal forma que se eviten los problemas operacionales, además el agua tiene que estar en un estado adecuado para el proceso.

#### **g.- Diagramas de Fases de Mezclas Glicol-Agua**

Estos son diagramas bifásicos, que conforman la fase de vapor y líquida, donde se representa la temperatura contra la composición del glicol, proceso que debe realizarse en forma isobática. En la figura 2.5 se presenta el diagrama de fase binario para la temperatura en relación al %P/P de TEG- agua

En la figura 2.5 el eje de las “Y” del lado izquierdo representa la temperatura en °F, mientras que el lado derecho la temperatura en °C, y el eje de las “X” representa la concentración en %P/P del TEG- agua. Al analizar este diagrama de fase se nota en forma clara y precisa, las zonas que caracterizan a este proceso. La zona que esta sobre la curva del punto de rocío, corresponde a la zona de vapor, la zona que está bajo la curva del punto de burbujeo, será la zona líquida, y por último la zona

bifásica, que se encuentra entre la línea envolvente del punto de rocío y punto de burbujeo.

Si el proceso de deshidratación se lleva a cabo a la presión de 1 atmósfera ( $P=1$  atm), la solución acuosa del TEG es 90% P/P. En la gráfica se obtiene que la solución será totalmente líquida por debajo de la temperatura de 250 °F, que sería el punto de burbujeo. A la misma concentración del TEG cuando se alcance la temperatura de 500 °F es que la solución pasara a ser totalmente vapor, mientras que en el rango de temperatura entre 250 y 500 °F, la solución se encontrará en la región de dos fases.

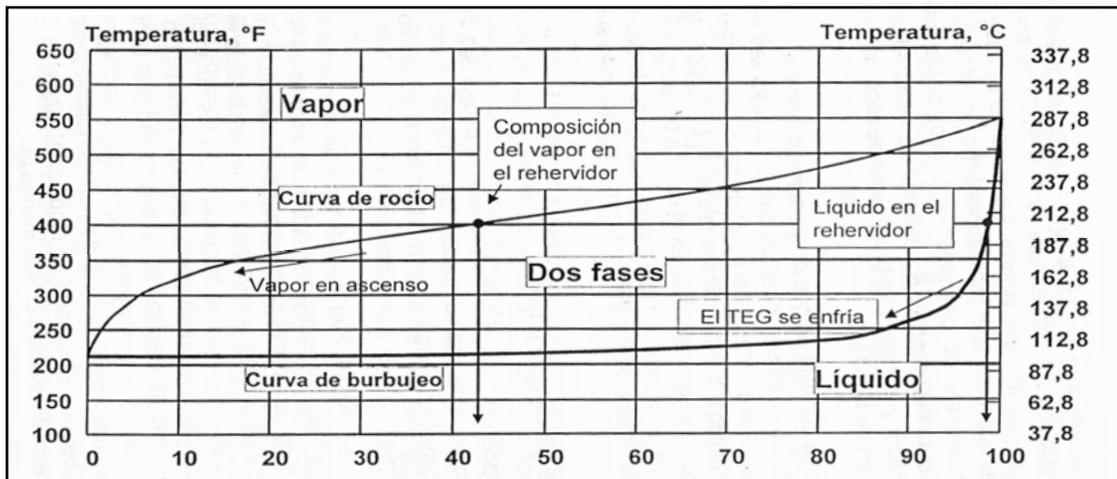


Figura 2.5 Diagrama Binario TEG (P/P)-Agua a la Presión de 1 Atmósfera [7]

En la figura 2.5 se observa que si se aumenta la temperatura del proceso en forma progresiva a un valor mayor que 250 °F, toda la mezcla mantendrá la proporción por peso 90% P/P, pero se irá vaporizando hasta llegar al punto de rocío, y por encima de ese nivel todo el sistema entrará al estado de vapor. En el proceso de deshidratación del gas natural, por lo general la concentración del TEG tiene un valor de 98,5% P/P. Lo que indica que una mezcla acuosa, con estas características alcanzaría el punto de burbujeo a una temperatura aproximada de 385-390 F, luego a un valor menor que estos se estaría trabajando solamente en la fase líquida. Si la

temperatura se comienza a incrementar manteniendo constante la presión atmosférica se comienza a vaporizar parte del TEG, y se estaría en la región bifásica hasta que la temperatura alcance un valor de aproximadamente 545 °F, en que todo el sistema pasaría a ser vapor. Todo, esto permite determinar las pérdidas por vaporización del glicol utilizado en el proceso de deshidratación del gas natural.

#### **H.-Factor de Deterioro del Glicol (La Acidez en el Proceso de Absorción con Glicol)**

La acidez resulta por la absorción de los componentes ácidos del gas natural, como también se produce por la descomposición del glicol en presencia de oxígeno y excesivo calor en el horno. Para combatir esta oxidación se debe de evitar que el glicol tenga contacto con el aire. Esto se evita utilizando un gas inerte en el tanque de almacenamiento. Existen sustancias que retardan la formación de ácidos; componentes como borax ( $Na_2B_4O_7 \cdot 10H_2O$ ) y fosfato diácido de potasio ( $KH_2PO_4$ ), retardan la formación de ácidos por la oxidación de los mismos, la cual ocurre con cierta facilidad, impidiendo con ello la oxidación del glicol que se utiliza en el proceso.

También se recomienda mantener el flujo de calor en el horno en 6.800 (BTU/pie<sup>2</sup>/hora) Sí el pH está por debajo de 5,5 el glicol se auto óxida, con la formación de peróxidos, aldehídos y ácidos orgánicos. Entonces para evitar la formación de estos productos se recomienda mantener el pH entre un valor de 6 y 8,5, pero el valor óptimo es 7,3. Las sustancias, que más se emplean para subir el valor del pH son las alcanolaminas. El uso de estas sustancias se fundamenta en que:

- 1.- La solubilidad de las aminas en glicol no depende del contenido de agua.
- 2.- Las aminas son fácilmente determinadas en condiciones de laboratorio
- 3.- La reacción amina- gas es reversible, luego las aminas son retenidas en el horno y se puede reutilizar, esto permite no encarecer demasiado los costos operacionales del proceso.

#### **2.6.4 Deshidratación del Gas Natural por Adsorción**

El proceso de adsorción se define como la acción de adsorber, o que se adhiere a la superficie de un sólido adsorbente. En los productos, como la sílice, alúmina y mallas moleculares, una pequeña cantidad del sólido tiene una gran superficie de contacto, propiedad mediante la cual un componente de una mezcla de gases se adhiere a la superficie de un sólido y puede ser usada separarse de los otros componentes. El proceso de adsorción puede ser físico o químico.

Mediante la adsorción se deshidrata el gas natural empleando sólidos. Se entiende también como la remoción de ciertos componentes de la corriente de gas que incluye, pero que no se limita a, uno o más de los siguientes componentes: gases ácidos, agua, vapor o vapores de hidrocarburos, los cuales son adsorbidos en una camada granular de sólidos debido a la atracción molecular hacia el adsorbente. Propiedad de reaccionar, ocultar o producir reacciones químicas sobre superficies metálicas calientes que tienen muchos componentes, lo cual en cromatografía ocasiona cambios en la estructura de la muestra o pérdida de la misma.

El proceso de deshidratación de gas natural a través de la adsorción describe cualquier proceso, donde las moléculas de un fluido líquido o gaseoso puedan ser retenidas en la superficie de una superficie sólida o líquida, debido fundamentalmente a las fuerzas superficiales de la superficie, que actúa como adsorbente. Los cuerpos

sólidos se mantienen juntos, debido a fuerzas cohesivas que generalmente no están balanceadas en su superficie. Por esta razón, las moléculas superficiales pueden atraer moléculas de otros cuerpos. Lo que significa que un cuerpo sólido, puede atraer otras moléculas de una corriente de fluido de una manera similar a las fuerzas de atracción magnéticas, ya que las moléculas del agua son atraídas, por las moléculas de la superficie sólida.

Para que el proceso de adsorción sea de alta eficiencia se requiere que el área de adsorción sea extremadamente grande. Para conseguir esta superficie se le comprime y se le coloca en envase pequeño, de tal forma que se expanda cuando tome contacto con la sustancia, que será adsorbida:

#### **2.6.4.1 Ventajas del Proceso de Adsorción**

Las principales ventaja de este proceso en relación a otros procesos de deshidratación son:

- a.- Logra menores puntos de rocío.** Esto es de vital importancia, en vista que el agua puede pasar antes a la fase líquida, donde puede ser atrapada o simplemente eliminada de la mezcla gaseosa
- b.- Puede operar a mayores temperaturas,** trabajar a mayores temperatura sin que la sustancia adsorbente pase a la fase de vapor es de gran importancia, para la eficiencia del proceso de deshidratación de gas natural
- c.- Se adapta mejor a bruscos cambios de carga,** motivado a que se pueden manejar cargas muchos mayores, que en otros proceso de deshidratación, le confiere al proceso de adsorción, una gran ventaja, sobretodo todo al realizar una evaluación de la rentabilidad y economicidad del proceso de deshidratación.

**d.- Algunos lechos pueden retener otros contaminantes**, desde luego si puede retener otros contaminantes es también una ventaja, solo que habrá que realizar un buen análisis, para determinar esta ventaja

## **2.7 EQUIPOS PERTENECIENTES A UN SISTEMA DE GLICOL**

### **2.7.1 Filtro/Separador de Entrada**

El recipiente absorbedor incluye un separador (filtro/separador) incorporado. La remoción de líquidos y sólidos, aguas arriba del contactor de glicol, es imperativa para el buen funcionamiento del sistema. En la mayoría de los casos un separador incorporado es la selección más económica [17]. Es común que el gas llegue a la planta con un elevado contenido de impurezas (arena, agua en grandes cantidades, petróleo, asfaltenos, parafinas, etc.), cuando los fluidos sucios encuentran un separador ubicado antes del contactor (columna de absorción), dejan el sucio en el recipiente y entran a la planta en mejores condiciones de procesamiento y así se logra que el glicol no se ensucie [11]. La variable a controlar con más atención en este equipo es el nivel de líquidos, por lo cual es necesario que siempre esté trabajando el sistema de control de nivel [18].

### **2.7.2 Contactador**

La humedad es removida del gas en la columna de absorción. Este es un recipiente de presión hecho con datos específicos rígidos y por lo general contiene de 4 a 12 bandejas sobre las cuales el gas fluye hacia arriba burbujeando con el glicol que fluye hacia abajo. Las bandejas pueden tener campanas de burbujeo o válvulas que dispersan el gas por la solución de glicol. Los contactores comúnmente tienen un diámetro de 45 cm (18 pulgadas) o algunos pueden contener empaques en vez de bandejas.

El número de bandejas en el contactor afectará la cantidad de humedad retirada al gas por el glicol. Más retiro de humedad ocurrirá con más bandejas. Un eliminador de niebla por lo general es instalado encima de la bandeja superior del contactor para quitar el glicol que puede ser arrastrado en la corriente de gas de salida. El sistema de control de nivel es instalado en el interior del contactor para regular el flujo de glicol rico que abandona la torre.

A menudo llaman contactor al absorbedor. Independientemente de como lo llamen, su función es la misma quitar la humedad del gas por absorción del glicol.

El contactor posee campanas de burbujeo para el contacto gas/glicol. Podrían usarse torres empacadas (por ejemplo, asientos o anillos), pero la variación de carga estará limitada a un 50 % del diseño por lo cual la flexibilidad operacional es pobre.

Las bandejas de válvula ofrecen eficiencias algo más altas que las campanas de burbujeo, pero si el sistema debe operar a 33 % de la capacidad de gas o menos, se recomienda escoger las campanas de burbujeo para evitar problemas de sello de líquido. Los suplidores de bandejas patentadas deben garantizar la eficiencia de la bandeja a tasas tan bajas como 10 % del diseño. El espacio entre las bandejas de campanas de burbujeo no será menor que 24 pulgadas (61 cm) [9]. La tasa de circulación del glicol será entre 2-5 galones por cada libra (16 – 42 L/kg) de agua a ser removida y la temperatura de operación estará entre 60-120 °F (15,6 – 49 °C).

Las variables a controlar son las siguientes:

- ✓ La temperatura del gas entrando.
- ✓ La temperatura del glicol entrando.
- ✓ La presión del absorbedor.

- ✓ Los niveles de glicol en el equipo.

Es importante controlar la presión del contactor, ya que afecta la emisión final de COV (compuestos orgánicos volátiles). A mayor presión en la absorbadora, mayor será la absorción de compuestos livianos (no condensables) pero las emisiones finales de contaminantes aromáticos e hidrocarburos livianos solubles en el glicol dependerán principalmente de la composición del gas de entrada y de la absorción de sus componentes a nivel del contactor.

Los puntos más importantes de la torre de absorción son los siguientes: entrada del gas húmedo, entrada del glicol pobre, salida del gas en especificación o tratado y salida del glicol rico.

Algunas de las variables a controlar afectan la velocidad del gas en el equipo. Este parámetro dentro de la zona de contacto es un factor importante para asegurar el contacto gas – líquido adecuado en la torre absorbadora y evitar pérdidas excesivas de glicol con el gas seco. El diámetro y capacidad del contactor son determinados por flujo de gas [12].

Para calcular el diámetro del contactor puede emplearse la ecuación de Souders y Brown:

$$v = C \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

$v$  = Velocidad másica permisible de gas a través del área de sección transversal de la torre  $\left( \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \times \text{h}} \right)$ .

$C$  = Factor relacionado con la tensión superficial del líquido y espacio entre bandejas.

$$\rho_g = \text{Densidad del gas} \left( \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right).$$

$$\rho_l = \text{Densidad del líquido} \left( \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right).$$

Esta ecuación puede replantearse en la siguiente forma:

$$V = K_S \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde:

$$V = \text{Velocidad permisible del gas a través de la torre} \left( \frac{\text{pie}}{\text{s}} \right).$$

$K_S$  = Factor de Souders-Brown.

$$K_S = \text{Platos con campanas de burbujeo} \quad 0,055 \text{ m/s} \quad 0,18 \text{ pie/s}$$

La velocidad también puede estimarse a condiciones actuales mediante la expresión:

$$v = \frac{4 \times q_{act}}{\pi \times D^2} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Conocida la velocidad del gas permisible, se obtiene el caudal permisible a condiciones estándar del gas que puede manejar el contactor por la siguiente ecuación:

$$G = \frac{0,0864 \frac{\text{MM}}{\text{dia}}}{Z} \times \left( \frac{\pi \times V \times D^2}{4} \right) \times \left( \frac{P}{14,7 \text{ psia}} \right) \times \left( \frac{459,67 \text{ }^\circ\text{R}}{T} \right) \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

$G$  = Flujo o caudal de gas que se puede manejar en el contactor (MMPCED).

D = Diámetro del contactor (pie).

Z = Factor de compresibilidad del gas.

P = Presión del gas de entrada (psia).

T = Temperatura del gas de entrada (°R).

V = Velocidad vertical del gas a través del contactor  $\left(\frac{\text{pie}}{\text{s}}\right)$  [12].

Después se calcula del flujo de gas a condiciones actuales mediante la siguiente expresión:

$$q_{\text{act}} = \frac{q_{\text{std}}}{86.400} \times \left(\frac{P_{\text{std}}}{P_{\text{act}}}\right) \times \left(\frac{T_{\text{act}}}{T_{\text{std}}}\right) \times (Z) \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

$q_{\text{act}}$ = flujo de gas a condiciones actuales.	$\left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)$	$\left(\frac{\text{pie}^3}{\text{s}}\right)$
$q_{\text{std}}$ = flujo de gas en volumen estándar	stdm <sup>3</sup> /d	(PCED).
$P_{\text{std}}$ = Presión estándar	kPa	(psia).
$P_{\text{act}}$ = Presión del gas de entrada	kPa	(psia)
$T_{\text{act}}$ = Temperatura del gas de entrada	K	(°R).
$T_{\text{std}}$ = Temperatura estándar	K	(°R).
Z = Factor de compresibilidad del gas.		
D = diámetro del recipiente	m	pie

### 2.7.3 Válvula de Expansión

Debido a que, por lo general, el glicol en el rehervidor está a presión atmosférica y en el contactor existe a alta presión, se debe usar una válvula de expansión para lograr los siguientes aspectos:

- ✓ Caída de presión
- ✓ Control de nivel de glicol en el contactor [16].

### 2.7.4 Regenerador o Rehervidor

Este equipo no es una torre de destilación. Permite eliminar el contenido de agua del gas que fue absorbido por el glicol, para obtener nuevamente el glicol concentrado, el cual será usado otra vez en el proceso de deshidratación [18].

La concentración de glicol es controlada en el rehervidor. El rehervidor suple el calentamiento necesario para regenerar el glicol rico en la torre destiladora. La separación es relativamente sencilla, en vista de la diferencia en los puntos de ebullición entre el agua y el glicol, ya que por ejemplo, para el TEG comienza su descomposición por arriba de los 404 °F. A esta temperatura, la concentración de glicol es aproximadamente el 98,5 %. Una concentración más alta puede ser obtenida elevando la temperatura en este equipo, pero esto también causaría la descomposición química del glicol. Por lo tanto, si se requiere una concentración por encima del 98,5 % para retirar la cantidad necesaria de humedad del gas, algún otro método diferente al cambio de temperatura en el rehervidor debe ser usado [19].

Este equipo debe considerar un flujo de calor lo suficientemente alto para asegurar la evaporación, pero se recomienda no sobrepasar el valor de 7.000 BTU/pie<sup>2</sup>×h; un valor más elevado puede producir puntos de concentración de calor, que lleven al deterioro del tubo de fuego. El estimado de carga ó flujo de calor en el rehervidor se puede calcular por la siguiente ecuación [19]:

$$Q= 2000 \times L \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

Q= Estimado de carga ó flujo de calor en el rehervidor  $\left( \frac{\text{Btu}}{\text{h}} \right)$ .

L= Flujo de glicol en el rehervidor  $\left( \frac{\text{gal}}{\text{h}} \right)$

### 2.7.5 Condensador de Vapores (serpentín)

El condensador de vapores está colocado en la parte superior del regenerador y tiene un objetivo muy importante, prevenir las pérdidas excesivas de glicol en la salida de la torre destiladora condensando parcialmente los vapores de glicol y agua para producir un reflujo, el cual permitirá una mejor separación glicol-agua, manteniendo su temperatura cerca de 215 °F (by-pass o control automático de temperatura) o un mínimo de 170 °F.

También, se utiliza para precalentar el glicol rico que viene de la torre contactora que posteriormente se envía al separador trifásico [19].

### **2.7.6 Columna de Destilación o Torre Destiladora**

La torre destiladora con empaques es utilizada en conjunto con el rehervidor para regenerar el glicol por destilación y está colocada debajo del condensador de vapores. Su objetivo es poner en íntimo contacto el glicol diluido con los vapores que suben del fondo y de esta manera irlo despojando del agua que absorbió del gas húmedo [18].

Su diámetro depende del flujo de glicol rico, del vapor de agua generado y del gas de despojamiento. Se utiliza por lo general empaques al azar que pueden ser: sillas de cerámica, anillos metálicos o plásticos (pall rings) para suministrar la regeneración suficiente [19].

### **2.7.7 Stripping Gas o Gas de Despojamiento**

El gas de despojamiento es el método más común para regenerar el glicol rico a niveles más altos ( $> 98,5\%$ ), por económico y porque no requiere licencia. Un método es usar una sección empacada debajo del rehervidor. El gas de despojamiento como también es conocido, se inyecta por la sección de empaques donde se pone en contacto con el glicol caliente que sale del rehervidor para eliminar el exceso de agua. Otro método es la inyección de gas directamente en el rehervidor, donde el gas se calienta por glicol y absorbe pequeñas cantidades de agua, saliendo a la atmósfera [18]. El resultado final es remover la humedad de la corriente de glicol y así elevar su concentración.

El aumento del flujo del gas de despojamiento removerá más agua del glicol y causará una concentración de glicol mucho más alta. Ningún aumento significativo de la concentración de glicol ocurrirá con flujo de gas en exceso (10 PCE / gal) [9].

El gas de despojamiento (2-10 PCE/gal TEG) debe ser seco y puede ser tomado del gas combustible (si está deshidratado); el gas en estas condiciones se inyecta en la base del acumulador del rehervidor para crear burbujeo dentro del mismo y aumenta considerablemente el nivel de regeneración del TEG [19]. El gas de despojamiento tiene en contra la cantidad de productos nocivos (COV y BTEX) que se lanzan a la atmósfera cuando el gas es venteado desde la torre de regeneración y en el tanque de venteo.

En países como Venezuela no siempre se recupera el gas de despojamiento y el costo del combustible todavía es muy bajo, razón por la cual no siempre se justifica su recuperación [16].

#### **2.7.7.1 Desventajas del uso del Gas de Despojamiento**

1. Aumenta el consumo de gas.
2. Aumentan las emisiones de COV a nivel de la torre destiladora.
3. Es difícil condensar BTEX cuando se utilizan altos flujos de gas de despojamiento [19].

### 2.7.8 Separador Flash de Glicol

El tanque de expansión o flash tank de glicol es un separador trifásico con tiempo de residencia de 5 a 40 minutos, diseñado para retener los hidrocarburos líquidos que pueda arrastrar el glicol evitando así que lleguen a la torre de regeneración, en la cual se podría producir una expansión súbita con sus respectivas consecuencias.

Las posibles emulsiones hidrocarburos/glicol se rompen mediante el incremento de temperatura obtenida en el serpentín. La caída de presión en el tanque de expansión produce la vaporización de los hidrocarburos más livianos (gases) disueltos en la solución, los cuales salen por tope, mientras que los más pesados son separados por vertederos internos saliendo por el drenaje de hidrocarburos.

A los hidrocarburos líquidos no se les debe permitir la entrada al contactor gas glicol. Para este problema, un separador flash de glicol trifásico llevará estos líquidos de hidrocarburos fuera del rehervidor y mejorará la separación de los COV que pueden ser finalmente emitidos a nivel de la columna destiladora.

A menores presiones y mayores temperaturas se mejora la separación de los compuestos COV (hasta 98%). Para mejorar la separación de gases disueltos y COV en emulsiones de hidrocarburos/glicol, se debe operar este equipo entre 100 – 160 °F y 50 – 75 psig. Los compuestos más pesados como el BTEX (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) permanecen en el glicol (<5%).

Las variables a controlar en el flash tank son:

1. La temperatura del glicol diluido entrando al tanque.

## 2. Los niveles de glicol e hidrocarburos [19].

### **2.7.9 Intercambiadores de Calor Glicol Pobre- Rico**

El glicol pobre abandona al rehervidor a una temperatura de aproximadamente 200 °C (390 °F). Debe ser enfriado antes de su entrada en el contactor para absorber la cantidad máxima de humedad del gas; el enfriamiento es logrado en 2 etapas.

La primera etapa es el intercambiador glicol pobre-glicol rico, donde, aproximadamente el 65 % del calor contenido en la solución pobre caliente es transferido a la solución rica que entra en el rehervidor. La temperatura de glicol pobre en este intercambiador es aproximadamente 100 °C (212 °F).

Plantas más grandes tendrán uno o más intercambiadores de horquilla, o un intercambiador de tipo plato (placa) para transferir el calor del glicol pobre al glicol rico.

Este intercambiador es importante en el funcionamiento total eficiente de la planta. Las transferencias de calor a la solución rica en el intercambiador reducen la cantidad de calor requerido en el rehervidor. Si el intercambiador no estuviera presente, el calor en el rehervidor y el gas de combustible serían dos veces mayor [9].

### **2.7.10 Tanque Acumulador**

El tanque acumulador proporciona almacenaje para el glicol de modo que no sea añadido continuamente para compensar pérdidas. El tanque acumulador, por lo general, es puesto para sostener un suministro de un mes de glicol.

El tanque acumulador funciona a la presión atmosférica, el recipiente no es hecho a especificaciones rígidas de presión. El glicol pobre en el tanque esta, por lo general, a una temperatura por encima de 93 °C (200 ° F), entonces es aislado para la protección de personal. Este recipiente contiene un medidor para indicar el nivel de glicol en él. El glicol fresco es añadido al sistema cuando el nivel cae [9].

### **2.7.11 Filtros de Cartuchos o Partículas (“Sock”)**

Estos filtros mantienen los sólidos en suspensión contenidos en el glicol por debajo de 0,01% (P/P), para minimizar desgaste en las bombas, taponamiento de los intercambiadores, sucio en las bandejas y empaques, deposición de sólidos en los tubos de fuego y formación de espuma.

### **2.7.12 Filtros de Carbón Activado**

El filtro de carbón activado es utilizado para remover impurezas orgánicas disueltas en el glicol, tales como surfactantes, químicos de pozo, lubricantes de compresores y productos de la degradación del glicol.

Un tiempo de residencia de 15 – 20 minutos es lo recomendado para retener las impurezas sólidas o líquidas que pueda contener el glicol. Al igual que en los filtros de cartuchos, la variable a controlar es la caída de presión [19].

### **2.7.13 Bomba de Circulación de Glicol**

El requerimiento necesario de la bomba de glicol puede ser fácilmente determinado usando la tasa de circulación de glicol y la presión de operación máxima del contactor. El tipo de bomba de glicol más usada en los deshidratadores de campo son las bombas de motor de glicol, el cual utiliza glicol rico que viene del fondo del

contactor y la bomba de glicol pobre en el tope del contactor [13]. Las bombas de glicol toman el glicol pobre del acumulador y lo presuriza para llevarlo hasta el tope de la torre contactora. Las bombas reciprocantes deben contar con estabilizadores de pulsación, colocados a la succión y a la descarga de las mismas. Se recomiendan dos bombas, una para manejar el 100% del flujo, y la segunda en espera [19].

#### **2.7.14 Intercambiador Aire – Glicol**

El propósito de este equipo es enfriar el glicol pobre que proviene del regenerador antes de entrar en contacto con el gas seco en el tope del absorbedor [19].

### **2.8 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS QUE DEBEN CONTROLARSE EN LA SOLUCIÓN DEL TEG**

#### **2.8.1 Pureza**

La concentración de glicol pobre determina la máxima depresión de punto de rocío que puede ser obtenida por el sistema. Esta deberá encontrarse entre 98 y 99 % en peso o más. La concentración del glicol rico, una función del agua capturada, deberá ser 2 a 5 % menor que la del glicol pobre. La concentración del glicol pobre normalmente es función directa de la temperatura del rehervidor.

#### **2.8.2 Degradación del Glicol**

Es indicada por cambios en la composición y reducciones en el pH de la solución. Es causada por la excesiva temperatura o entrada de oxígeno y los productos de degradación son los ácidos orgánicos (fórmico – acético) correspondientes. Los hidrocarburos reaccionan con los productos de degradación formando productos poliméricos. Estos productos pueden estabilizar espumas.

Los ácidos también contribuyen a la corrosión del sistema. El pH bajo puede ajustarse con bórax, MEA, o carbonato de sodio. Las diferencias en el contenido de hidrocarburos de glicol rico y pobre indican la cantidad de hidrocarburo purgado por el regenerador. Los hidrocarburos que “flashean” en el reboiler pueden arrastrar grandes cantidades de vapor de glicol (altas pérdidas) y pueden dañar las instalaciones. Se recomienda no superar el 0,5 % de hidrocarburos en el glicol para evitar espumas o interferencias en la regeneración.

Las pérdidas de glicol pueden ser el mayor problema operativo en plantas de deshidratación. La contaminación del glicol por hidrocarburos, sólidos finamente divididos y agua salada puede promover espumas y consumo de glicol. Se considera aceptable una pérdida de 1 lb/MMPCED de gas seco.

### **2.8.3 Presencia de Sales**

Marca la cantidad de cloruros inorgánicos en el glicol, usualmente cloruro de sodio y con menor frecuencia cloruro de calcio. La deposición de sales en los tubos de fuego reduce la transferencia de calor y promueve “**puntos calientes**” donde se localizan fallas. La presencia de ácidos orgánicos puede generar también corrosión.

Cuando el contenido de sal alcanza 0,5 a 1 % en peso el glicol debe ser removido para evitar problemas operativos.

### **2.8.4 Presencia de Sólidos**

A bajo pH la presencia de barros generados por sólidos carbonosos y sales conduce a la formación de sólidos que son abrasivos y promueven espuma. Los filtros son eficientes para remover esos sólidos.

A pH por debajo de 5,5 sucede la autooxidación del glicol que genera peróxidos, aldehidos y ácidos orgánicos tales como fórmico y acético. Si el gas contiene gases ácidos el pH también se reduce porque, a diferencia de las aminas, los glicoles no tienen reserva alcalina. El pH debe encontrarse entre 6,5 y 7,5.

### **2.8.5 Presencia de Hierro**

Es un indicador de corrosión. El hierro particulado puede ser removido. Un sistema debería tener menos de 5 ppm. Un contenido mayor de 30 ppm podría indicar una condición seria de corrosión. Los productos de corrosión pueden estabilizar espumas.

### **2.8.6 Espuma**

La tendencia y estabilidad debe medirse en glicoles. El ensayo puede emplearse también para medir la eficiencia de los filtros de carbón que usualmente se intercalan en las plantas. La llegada a planta de inhibidores de corrosión, fluidos de fractura de pozos (metanol) u otros productos químicos puede generar espumas estables.

## **CAPÍTULO III**

### **DESARROLLO**

#### **3.1 IDENTIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES TÍPICAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL**

El proceso de deshidratación con TEG constituye uno de los sistemas fundamentales dentro del proceso de extracción de líquidos, puesto que es la primera etapa de acondicionamiento del gas a procesar (remoción de humedad) y de esta dependerá en gran medida la eficiencia del proceso aguas abajo.

El líquido absorbente es un compuesto químico afín al agua (higroscópico), cuyas características físico-químicas lo convierten en una sustancia ideal para reducir el contenido de humedad del gas mediante el proceso de absorción. Para reducir los costos de operación, es necesario que éste sea sometido a un proceso de regeneración mediante un circuito cerrado que le permita ser reutilizado en el sistema. Las pérdidas de glicol constituye uno de los problemas operativos más grandes de esta unidad, por lo que es necesario conservar las variables operacionales dentro de rangos establecidos a fin de reducir las pérdidas y mantener la eficiencia de la regeneración.

##### **3.1.1 Descripción del Proceso de Deshidratación del Tren a de la Planta de Extracción Santa Bárbara**

A continuación se presenta una breve descripción del proceso de deshidratación con glicol del tren A, de la planta de extracción Santa Bárbara, ver diagrama de procesos del sistema de deshidratación del tren A (ver figura 3.1. Diagrama de flujo de procesos).

La unidad de TEG consiste en un contactor de TEG (D8-11.0302), un desasfaltanizador (D8-11.0303) y una unidad de regeneración. La unidad ha sido diseñada para extraer el contenido de agua del gas de alimentación, desde 90 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE hasta 2-4 lb de H<sub>2</sub>O /MMPCE.

El funcionamiento apropiado de la unidad de glicol tiene asociada la operación adecuada del filtro de gas de entrada (D8-11.0301) antes del contactor. Este posee una alarma de alto diferencial de presión, la cual se activa para advertir que los elementos filtrantes se encuentran obstruidos y deben ser reemplazados. La duración de la operación de reemplazo del filtro debe ser mínima, pues una operación prolongada con desvío del filtro causará la contaminación de la solución de glicol.

El contactor de TEG ha sido diseñado para procesar 400 MMPCED de gas de alimentación utilizando una recirculación de 120 gpm glicol pobre. La relación de flujo vapor- líquido a lo largo de la columna es muy baja razón por la cual se utilizan ocho bandejas con campanas de burbujeo, las cuales permiten lograr un buen contacto con estas cargas y son fáciles de limpiar y mantener, comparadas con las columnas de empaques.

El aumento de la caída de presión en las bandejas indica de la gravedad del proceso de formación de espuma en la columna. Si esta caída de presión es mayor que la requerida para una carga normal de las bandejas, será necesaria revisar y limpiar, según se requiera, el sistema de filtración. También dispone de un sistema para inyección de antiespumante, cuando se requiera, para reducir la formación de espuma.

El operador debe controlar muy de cerca el contenido de humedad del gas tratado, para lo cual utiliza un analizador de humedad que se encuentra en la corriente de gas deshidratado. Cuando la sección de extracción de LGN se encuentra fuera de

servicio y la unidad sigue la modalidad de desvío del gas deshidratado, se puede permitir que el contenido de humedad del gas tratado llegue a 7 lb/MMPCE, que es la especificación del gas hacia el mercado interno o gas a venta.

La unidad de regeneración de TEG ha sido diseñada para una circulación de glicol de 120 gpm y obtener una concentración de glicol pobre de 99,8% en peso. Este diseño incluye el uso de gas de despojamiento (“stripping gas”) para la regeneración del glicol. El diseño de esta unidad ha incluido la posibilidad de remover asfaltenos, lo cual permite resolver una serie de problemas que éstos generan.

El sistema incluye los intercambiadores de glicol pobre – rico: D2-11.0311, D2-110321, D2-11.0312 y D2-11.0322 para aprovechar energía entre las corrientes y dos rehervidores de glicol D1-11.0302 y D1-11.0303 que incluyen en la parte superior dos condensadores de glicol y despojadores de agua (D8-11.0306 y D8-11.0335); además cuenta con una sección inferior empacada para el suministro del gas de despojamiento (D8-11.0307 y D8-11.0336), un tambor de vaporización de glicol (D8-11.0304) y un acumulador de glicol (D8.11.0308) y dos bombas de 100% de capacidad (D3-11.0301 y D3-11.0302) empleadas para la circulación del glicol. El sistema también cuenta con dos filtros de glicol (D11-11.0301 y D11-11.0302), diseñados para el flujo máximo de circulación, los cuales permiten lograr que circule un glicol limpio. Los intercambiadores de calor D2-11.0311, D2-110321, D2-11.0312 y D2-11.0322, incluyen desvío que permiten la limpieza y el mantenimiento cuando existe un taponamiento a causa de arrastres de asfaltenos.

La pérdida de glicol constituye uno de los problemas operativos más graves de esta unidad. Cuando se mantiene la calidad del glicol, el eliminador de neblina en la parte superior de la columna contactora, recupera la mayor parte del glicol arrastrado y la pérdida se reduce. Sin embargo, a medida que el glicol se contamina con

partículas o aceite, se forma espuma en el contactor, lo cual causa pérdida de glicol. Para enfrentar este problema, se utiliza la inyección de antiespumante por medio del paquete D3-11.0306 y D3-11.0307.

Debido a la riqueza del gas de alimentación, se producirá la condensación de hidrocarburos en el contactor D8-11.0302, cuando la temperatura del glicol pobre sea menor que la temperatura del gas de alimentación. Por ello la temperatura del glicol pobre es mantenida automáticamente en 15 °F por encima de la del gas de alimentación, mediante el desvío del enfriador de glicol pobre D2.11.0313. Sé deberá aumentar esta temperatura, si es necesario, para evitar la condensación de hidrocarburos.

Para mantener la calidad del glicol, se cuenta con dos sistemas de filtración en la bomba de glicol pobre D3-11.0301 y D3-11.0302. Cada uno de estos sistemas ha sido diseñado para filtrar un flujo de circulación de 20%, el mismo consiste en un filtro de carbón tipo lecho (D11-11.0303 y D11-11.0305) y un filtro de cartuchos o elementos (D11-11.0306 y (D11-11.03007).

La segunda causa de la pérdida de glicol es la degradación térmica. Es necesario controlar la temperatura de regeneración del glicol y también monitorear la temperatura de los vapores de tope en el rehervidor de glicol D1-11.0302 y D1-11.0303. El flujo de calor a los tubos del rehervidor no debe exceder lo especificado por el diseño. Si es necesario, se debe reducir la temperatura en el calentador y aumentar el gas de despojamiento para alcanzar la deshidratación requerida.

Para reducir la corrosión en el sistema de glicol, el pH de éste debe ser controlado muy rigurosamente y deberá añadirse amina (paquete de inyección de amina D3-11.0304 y D3-11.0305), según sea necesario, para mantener la alcalinidad del glicol. El principal factor químico causante de la corrosión es la oxidación del

glicol para formar ácidos orgánicos, y la amina es un efectivo agente neutralizante. Como una medida preventiva de la oxidación del glicol, es necesario utilizar el sistema de “blanketing” con gas combustible en el tanque de depósito de TEG D5-13.0301, para así evitar que el oxígeno entre al sistema de glicol.

El sistema de deshidratación con TEG de la planta de extracción Santa Bárbara cuenta con un tanque y un sistema de drenaje para recuperar el glicol que pueda perderse. El fondo del tanque de recuperación de glicol se calienta por medio de resistencias eléctricas para mantener el asfalteno en estado líquido. El glicol arrastrado se separa en este tanque, el cual cuenta con indicadores de nivel que deben ser controlados muy de cerca. Cuando el nivel del tanque alcanza su máximo, el contenido debe ser verificado utilizando las cinco conexiones que posee el tanque. Tiene provista conexiones para eliminar nivel a través de un camión, en caso de haber glicol éste puede ser bombeado de regreso al sistema. Este tanque debe poseer un manto o “blanket” de gas combustible, para evitar la oxidación del glicol. El balance de materia del caso de diseño se presenta en el anexo A.

En virtud de la importancia que representa controlar y mantener estable el sistema, se planteó la necesidad de verificar las condiciones operacionales actuales, detectar desviaciones y proponer recomendaciones en pro de mejorar el desempeño de la unidad.

### **3.1.2 Revisión de las Principales Variables del Sistema de Deshidratación del Tren a de la Planta de Extracción Santa Bárbara**

El primer paso consistió en recopilar y analizar la información existente en manuales de operación y el histórico de las variables del proceso de deshidratación del gas natural, para el caso de diseño y operación actual, también se revisaron otras literaturas relacionadas con el tópico, a fin de conocer cuáles son las mejores

prácticas para reducir pérdidas y obtener una alta eficiencia en la regeneración del glicol y por consiguiente de la capacidad de remoción del agua en la corriente de gas.

Posteriormente se revisaron en campo las principales señales asociadas a temperatura, presión y flujo que afectan el proceso de deshidratación, se compararon con las indicaciones reportadas en sala de control para identificar aquellas que presentaban discrepancias significativas y requerían ser corregidas.

Con la ayuda del servidor Infoplus21, el cual usa un protocolo único de comunicación con los dispositivos de campo y el sistema de control distribuido Experion, que ofrece la posibilidad de visualizar datos a tiempo real y con historia y además transmitirlos hacia los terminales de computación, fue posible obtener información importante para construir gráficas de tendencias logrando detectar posibles desviaciones y determinar los ajustes necesarios que permitan tomar acciones que contribuyan con el mejoramiento del sistema de regeneración.

A continuación se muestra una tabla resumen que contiene los valores máximos, mínimos, promedios y de diseño de las variables que son normalmente monitoreadas y / o controladas en el sistema de deshidratación, durante el periodo del 01 de enero al 16 de abril del año 2009.

Para cumplir con el primer objetivo planteado, en el capítulo 4 se discutirá el comportamiento de las variables operacionales analizadas respecto a la condición normal de operación y según diseño.

Tabla 3.1 Condiciones Mínimas, Máximas, Promedio y de Diseño de Variables Operacionales Monitoreadas y Controladas en el Tren a de Extracción Santa Bárbara

Periodo 01 /01/2009 al 16/04/09	Flujo Gas de entrada (MMPCED)	Presión Gas de Entrada (psig)	GPM entrada	Dif. P. Contactor (psi)	Temperatura gas de entrada (°F)
Minimo	320,35	1084,84	2,26	-0,01	96,91
Maximo	405,09	1122,91	2,57	0,58	110,22
Promedio	392,31	1103,15	2,44	0,13	102,43
Diseño	400,00	1200,00	3,08	0,10	120,00

Periodo: 01 /01/2009 al 16/04/09	Temp. Glicol Cont (°F)	DT TEG/Gas ent cont.(°F)	Flujo Glicol Pobre (gpm)	%Nivel Contactor	Agua sal. Contactor (Lbs H <sub>2</sub> O/MMPCED)
Minimo	112,40	14,90	75,01	3,07	0,27
Maximo	128,55	21,19	89,01	42,48	2,25
Promedio	118,06	15,63	83,99	26,05	1,15
Diseño	135,00	15,00	120,00	55,00	2 a 4

Periodo 01 /01/2009 al 16/04/09	% Nivel desasfaltenizador	Presión Desasfaltenizador (psig)	% Nivel Flash Glicol	Presión del flash drum (psig)	Temp Rehev. 02 (°F)
Minimo	30,08	93,13	26,47	40,49	364,89
Maximo	56,01	98,13	46,12	57,58	384,95
Promedio	47,80	95,63	35,31	49,52	379,43
Diseño	85,00	60,00	55,00	40,00	385,00

Continuación Tabla 3.1 Condiciones mínimas, máximas, promedio y de diseño de variables operacionales monitoreadas y controladas en el tren A de extracción Santa Bárbara

Periodo 01 /01/2009 al 16/04/09	Temp. Chimenea rehervidor D1-110302 (°F)	Gas de Despojamiento Rehev.02 (MPCEH)	Temp Rehev. 03 (°F)	Temp. Chimenea rehervidor D1-110303 (°F)	Gas de Despojamiento Rehev.03 (MPCEH)
Minimo	220,25	9,86	357,85	215,45	9,86
Maximo	239,10	12,84	385,03	241,31	12,84
Promedio	224,74	11,23	379,82	224,65	11,21
Diseño	220,00	25,00	385,00	220,00	25,00

Periodo 01 /01/2009 al 16/04/09	Glicol hacia la chimenea del rehervidor D1.11.0302 (gpm)	Glicol hacia la chimenea del rehervidor D1.11.0303 (gpm)	Flujo de glicol hacia el rehervidor D1.110302 (gpm)	Flujo de glicol hacia el rehervidor D1.110303 (gpm)	Temperatura acumulador (°F)	% Nivel acumulador
Minimo	33,74	32,65	45,61	45,98	197,55	61,45
Maximo	42,74	40,59	58,70	63,99	214,58	93,92
Promedio	38,47	36,99	52,49	53,18	203,15	74,06
Diseño	50,00	50,00	70,00	70,00	200,00	80,00

### **3.2 VALIDACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN PLANTEADO A LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN**

Para representar el modelo del tren de deshidratación de acuerdo con el caso diseño, se utilizaron como herramienta el simulador de procesos Hysys 3.2, los manuales de diseño y operación de la instalación y las hojas de datos de los equipos elaborados por la contratista encargada de hacer la ingeniería, Fluor Daniels. Los datos se recolectaron en la etapa de la revisión bibliográfica proporcionando informaciones de simulaciones y evaluaciones anteriores realizadas al sistema por los diseñadores de la planta.

El método termodinámico seleccionado fue la ecuación de estado de Peng-Robinson, debido a que por experiencia en la industria del gas natural es la que mejor se adapta a las condiciones operacionales, propiedades y características del gas-TEG, reproduciendo valores aceptables con respecto a las condiciones actuales.

#### **3.2.1 Consideraciones Utilizadas para la Simulación Caso Diseño**

Los criterios de simulación utilizados aplicando las diferentes operaciones en Hysys fueron las siguientes:

- ✓ El filtro/separador de entrada y el tambor k.o. de glicol fueron simulados por medio de un separador vertical bifásico (SEPARATOR).
- ✓ El contactor de TEG fue simulado mediante una torre de absorción (ABSORBER), con dos platos teóricos y una eficiencia del 100 % cada uno, para representar las corrientes de entrada (glicol pobre y gas de entrada al contactor) obtenidas por diseño.

- ✓ La válvula de control de nivel del contactor y que regula la presión hacia el desasfaltenizador fue representada por la operación válvula (VLV-100).
- ✓ El desasfaltenizador TEG y flash tank de glicol fueron simulados por la unidad 3-PHASE SEPARATOR.
- ✓ Para realizar la simulación de los intercambiadores de glicol pobre/glicol, se utilizó el HEAT EXCHANGER (intercambiadores de calor de tubo y carcasa).
- ✓ El regenerador de TEG fue simulado como una columna de destilación (DESTILLATION COLUMN) que consiste de un condensador, un rehervidor y tres platos ideales.
- ✓ Se utilizó un calentador (HEATER) para simular el precalentamiento realizado por el serpentín al glicol rico proveniente del desasfaltenizador TEG.
- ✓ La operación mezclador (MIXER) fue utilizada para la simulación de los vapores que entran al tambor KO. de glicol y también la alimentación de TEG pobre que se pierde gradualmente, y que se dirige al contactor.
- ✓ Se agregó una sección de tubería vertical (PIPE) como artificio para lograr la caída de presión entre el rehervidor y el acumulador
- ✓ El enfriador de aire del glicol pobre se simuló con la operación enfriador (COOLER), el cual acondiciona al TEG pobre a la temperatura que debe ingresar al contactor.
- ✓ La bomba de glicol fue simulada por medio de la operación bomba (PUMP) donde es elevada la presión del glicol pobre.
- ✓ Finalmente, la operación reciclo (RECYCLE) completó el circuito. Esta unidad del simulador Hysys, es colocada en aquellos casos donde el sistema es un circuito cerrado para converger los valores del sistema que se desea simular. Como la concentración de TEG es muy alta, fue necesario suministrar las

tolerancias, especialmente en composición para asegurar soluciones precisas, estos datos se pueden apreciar en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Tolerancias Sensitivas Utilizadas para la Simulación Caso Diseño [23]

Variables	Tolerancias
Fracción Vapor	10,00
Temperatura	10,00
Presión	10,00
Flujo	1,00
Entalpía	1,00
Composición	0,100

### 3.2.2 Realización de la Simulación Caso Diseño

La simulación caso diseño del sistema de deshidratación de gas natural con TEG del tren A, de la planta de extracción Santa Bárbara, fue realizada con la información recopilada del proceso en general con respecto a su diseño. Aquí se reproducen las especificaciones de diseño señaladas por Fluor Daniels, para posteriormente realizar la evaluación de las variables en condiciones de operación actual. A continuación, en la figura 3.1 se observa el diagrama de flujo bajo el ambiente del simulador de procesos Hysys para el caso diseño.

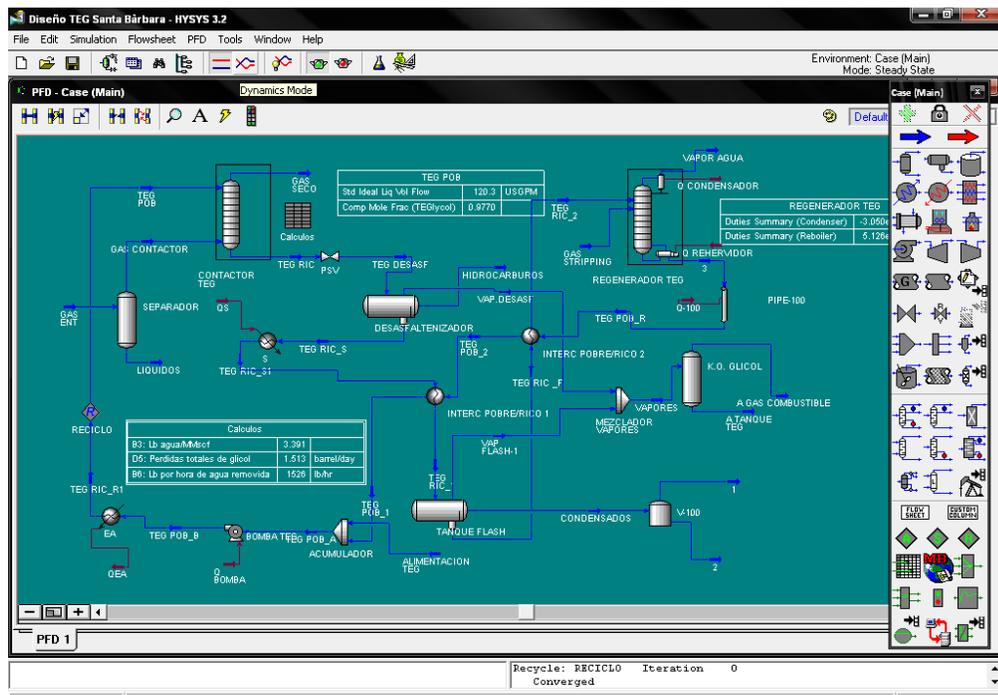


Figura 3.1 Esquema de Simulación del Sistema de Deshidratación de Gas Natural Con TEG del Tren A de la Planta de Extracción Santa Bárbara.

### 3.2.3 Equipos Simulados según Caso Diseño

En la tabla 3.3, se observan los equipos involucrados en el proceso que fueron simulados en el caso diseño del sistema de deshidratación de gas natural con TEG:

Tabla 3.3 Equipos integrantes del modelo del sistema de deshidratación

Descripción del equipo	Identificación
Filtro/separador de gas de entrada	D8-11.0301
Contactador TEG	D8-11.0302
Desasfaltenizador TEG	D8-11.0303
Flash tank de TEG	D8-11.0304
Tambor KO de TEG	D8-11.0305
Columnas destiladoras de TEG	D8-11.0306 y D8-11.0335
Despojadores de TEG	D8-11.0307 y D8-11.0336
Acumulador de TEG	D8.11.0308
Intercambiadores de TEG pobre- rico 1	D2-11.0311 y D2-11.0321
Intercambiadores de TEG pobre-rico 2	D2-11.0312 y D2-11.0322
Rehervidores de TEG	D1-11.0302 y D1-110303
Bombas de circulación de TEG	D3-11.0301 y D3-11.0302
Enfriador de aire del TEG pobre	D2-11.0313

### 3.2.4 Parámetros Suministrados a la Simulación Caso Diseño

Las variables que se ingresaron al modelo de simulación caso diseño se mencionan a continuación:

- ✓ Temperatura, presión, flujo y composición a la corriente GAS ENT.
- ✓ Temperatura, presión, flujo y composición a la corriente TEG POB.
- ✓ Diferencial de presión en la válvula PSV.
- ✓ Presión en la corriente VAP. DESASF.
- ✓ Flujo de calor a la corriente QS.
- ✓ Diferencial de presión (tubos/carcasa) en los equipos D2-11.0311/21/12y 22

- ✓ Temperatura de la corriente TEG RIC 1.
- ✓ Presión de la corriente VAP FLASH.
- ✓ Temperatura de la corriente TEG RIC 2.
- ✓ Temperatura, presión, flujo y composición a la corriente GAS STRIPPING.
- ✓ Temperatura y presión de la corriente VAPOR AGUA.
- ✓ Temperatura y presión de la corriente TEG POBRER.
- ✓ Temperatura, flujo y composición de la corriente ALIMENTACION TEG.
- ✓ Diferencial de presión en el equipo BOMBA TEG.
- ✓ Temperatura y presión en la corriente TEG POBRE R1.
- ✓ Presión a la corriente A GAS COMBUSTIBLE.

### 3.2.5 Aprobación de la Simulación Caso Diseño

Para aceptar el modelo de la simulación fue necesario representar la corrida con el menor grado de desviación entre la información suministrada al simulador y las especificaciones de diseño de la planta, verificando que dichas desviaciones estuvieran dentro del rango de desviaciones típicas para simulaciones de procesos normalmente aceptadas. Los porcentajes de desviación aceptados en una simulación de procesos se muestran en la tabla 3.4.

El cálculo de porcentaje de desviación para las diferentes variables utilizadas se efectuó mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{Desviación} = \left| \frac{\text{Valor}_{\text{DISEÑO}} - \text{Valor}_{\text{SIMULADO}}}{\text{Valor}_{\text{DISEÑO}}} \right| \times 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

Valor de diseño: valor correspondiente a la variable de diseño o actual en el sistema.

Valor simulado: valor correspondiente a la variable reportado por el esquema de simulación del sistema.

Tabla 3.4 Valores de desviaciones típicas aceptadas en simulación de procesos [24]

Variable	Desviación aceptada (%)
Presión	5
Temperatura	10
Flujo	5

### 3.2.6 Validación del Esquema de Simulación a las Condiciones Actuales de Operación

La validación del modelo o esquema de simulación planteado (figura 3.2) busca comprobar que el sistema de deshidratación del gas natural con TEG del tren A, cumple con las especificaciones del diseño sin verificarse una disminución o cambio significativo en el proceso, también disponer de una herramienta simplificada.

Inicialmente se identificó en los diagramas de flujo y control del sistema en estudio, los puntos de medición de variables de interés para realizar una planificación de las tomas de datos en campo de los equipos pertenecientes al sistema deshidratador con TEG.

Luego una vez recopilado los datos inherentes al proceso de deshidratación, se procedió a suministrar data al modelo de simulación desarrollado y validado caso

diseño para reproducir y comparar los valores reportados por el simulador con los datos operacionales registrados actualmente y determinar que tan desviado se encuentran y conocer el impacto que esto representa.

### **3.3 DETERMINACIÓN DE UNA CORRELACIÓN O ÍNDICE DE OPERACIÓN PARA LA TASA DE CIRCULACIÓN DE GLICOL EN FUNCIÓN DEL FLUJO DE GAS Y PRESIÓN DE ENTRADA, UTILIZANDO UN MODELO DE SIMULACIÓN**

Para cumplir con este objetivo, fue necesario estimar la cantidad de agua presente en el gas, especificar el contenido de agua en el gas deshidratado y por diferencia obtener la cantidad de agua a remover. Para ello se efectuó una revisión de las variables que inciden en el contenido de agua como lo son presión, temperatura, composición del gas, volumen de gas a deshidratar y presencia de H<sub>2</sub>S o CO<sub>2</sub> en el gas. La composición típica de la corriente de gas evaluada indica un contenido de 6 % de CO<sub>2</sub> mientras que el contenido de hidrocarburos representa el 94 %.

#### **3.3.1 Cálculo del Contenido de Agua en el Gas de Entrada**

A continuación se presenta la muestra de cálculo para encontrar el contenido de agua en la corriente de gas así como la estimación de la concentración mínima requerida de la corriente de glicol pobre.

Por medio de la correlación de R. Bukacek (Ec.2.1) se puede predecir el contenido de agua por millón de pies cúbicos en el gas natural a diferentes valores de presión y temperatura [12]. Los valores de A y B se encuentran en la tabla 3.5 y corresponden a la correlación de Bukacek y el contenido de agua también se puede obtener mediante la expresión:

Tabla 3.5 Constantes A y B de la correlación de Bukacek

Temp. (°F)	A	B	Temp. (°F)	A	B	Temp. (°F)	A	B
-40	131	0,22	68	16100	7,1	176	326000	69,5
-38	147	0,24	70	17200	7,17	178	341000	72
-36	165	0,26	72	18500	7,85	180	357000	74,8
-34	184	0,28	74	19700	8,25	182	372000	77,2
-32	206	0,3	76	21100	8,67	184	390000	79,9
-30	230	0,33	78	22500	9,11	186	407000	82,7
-28	256	0,36	80	24100	9,57	188	425000	85,8
-26	285	0,39	82	25700	10	190	443000	88,4
-24	317	0,42	84	27400	10,5	192	463000	91,4
-22	352	0,45	86	29200	11,1	194	483000	94,8
-20	390	0,48	88	31100	11,6	196	504000	97,7
-18	434	0,52	90	33200	12,2	198	525000	101
-16	479	0,56	92	35300	12,7	200	547000	104
-14	530	0,6	94	37500	13,3	202	570000	108
-12	586	0,64	96	39900	14	204	594000	111
-10	648	0,69	98	42400	14,6	206	619000	115
-8	714	0,74	100	45100	15,3	208	644000	119
-6	786	0,79	102	47900	16	210	671000	122
-4	866	0,85	104	50800	16,7	212	698000	126
-2	950	0,91	106	53900	17,5	214	725000	130
0	1050	0,97	108	57100	18,3	216	754000	134
2	1150	1,04	110	60500	19,1	218	785000	139
4	1260	1,11	112	64100	20	220	816000	143
6	1380	1,19	114	67900	20,9	222	848000	148
8	1510	1,27	116	71800	21,8	224	881000	152
10	1650	1,35	118	76000	22,7	226	915000	157
12	1810	1,44	120	80400	23,7	228	950000	162
14	1970	1,54	122	84900	24,7	230	987000	166
16	2150	1,64	124	89700	25,8	232	1020000	171
18	2350	1,74	126	94700	26,9	234	1060000	177
20	2560	1,85	128	100000	28	236	1100000	182
22	2780	1,97	130	106000	29,1	238	1140000	187
24	3030	2,09	132	111000	30,3	240	1190000	192
26	3290	2,22	134	117000	31,6	242	1230000	198
28	3570	2,36	136	124000	32,9	244	1270000	204
30	3880	2,5	138	130000	34,2	246	1320000	210
32	4210	2,65	140	137000	35,6	248	1370000	216

34	4560	2,81	142	144000	37	250	1420000	222
36	4940	2,98	144	152000	38,5	252	1470000	229
38	5350	3,16	146	160000	40	254	1520000	235
40	5780	3,34	148	168000	41,6	256	1570000	242
42	6240	3,54	150	177000	43,2	258	1630000	248
44	6740	3,74	152	185000	44,9	260	1680000	255
46	7280	3,96	154	195000	46,6	280	2340000	333
48	7850	4,18	156	205000	48,4	300	3180000	430
50	8460	4,42	158	215000	50,2	320	4260000	548
52	9110	4,66	160	225000	52,1	340	5610000	692
54	9800	4,92	162	236000	54,1	360	7270000	869
56	10500	5,19	164	248000	56,1	380	9300000	1090
58	11300	5,48	166	259000	58,2	400	11700000	1360
60	12200	5,77	168	272000	60,3	420	14700000	1700
62	13100	6,08	170	285000	62,5	440	18100000	2130
64	14000	6,41	172	298000	64,8	460	22200000	2550
66	15000	6,74	174	312000	67,1	-	-	-

Por otra parte, la siguiente expresión permite estimar la cantidad de agua en el gas natural que contienen  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ :

$$W_{\text{TOTAL}} = y \times W_{\text{hc}} + y_1 \times W_1 + y_2 \times W_2 \quad (\text{Ec.3.2})$$

**Donde:**

$W_{\text{TOTAL}}$ : Contenido total de agua en gases que contienen  $\text{H}_2\text{S}$  y/o  $\text{CO}_2$ .

$W_{\text{hc}}$ : Contenido de agua por presencia de hidrocarburos, tabla 3.5

$W_1$ : Contenido de agua por presencia de  $\text{CO}_2$ , figura 3.3

$W_2$ : Contenido de agua por presencia de  $\text{H}_2\text{S}$ , despreciable en este caso.

$y$ : Fracción molar de hidrocarburos.

$y_1$ : Fracción molar del  $\text{CO}_2$

$y_2$ : Fracción molar del  $\text{H}_2\text{S}$ .

Para los efectos de esta evaluación, la cantidad total de agua presente en el gas se estimó mediante la correlación de R. Bukacek, tomando en consideración el efecto de la calidad del gas y la contribución de agua por presencia de CO<sub>2</sub>. Seguidamente se muestra el cálculo para la condiciones de diseño y de forma análoga se realizaron los cálculos correspondientes al resto de las condiciones operacionales evaluadas.

$$W = \frac{80.400}{1.214,7} + 23,7 = 90 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}$$

Considerando el efecto debido al peso molecular del gas según diseño de 22,57 lb/lbmol de la gráfica de contenido de agua (figura 2.1), queda:

$$W_{hc} = 90 \times 0,98 = 88,2 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMPCE}},$$

Sumando el efecto por presencia de CO<sub>2</sub> de la figura 3.3 de contribución de agua por CO<sub>2</sub> a las condiciones de diseño, se obtiene  $115 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMPCE}}$ .

Al sustituir en la Ec. 3.2, y considerando que la fracción molar de hidrocarburos es 0,94 (y) y que la fracción molar de CO<sub>2</sub> es 0,06 (y<sub>1</sub>), resulta:

$$W_{\text{TOTAL}} = 0,94 \times 88,2 + 0,06 \times 115 = 89,8 \approx 90 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMP}}$$

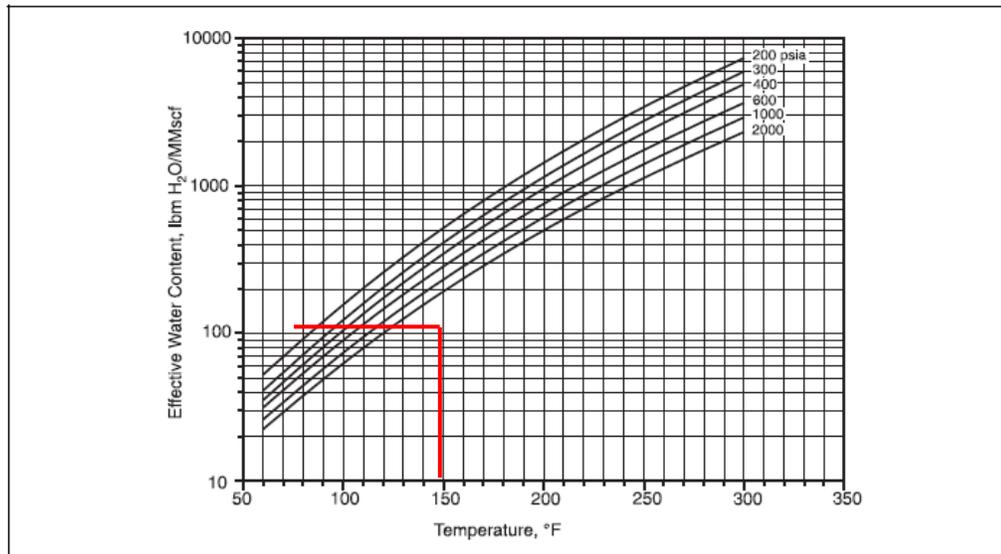


Figura 3.2 Agua Efectiva por Contenido de CO<sub>2</sub> en el Gas Natural con Temperatura Y Presión. [12]

De lo anterior resultó que el contenido de agua total presente en el gas de alimentación es 90 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE de los cuales se requieren remover 87 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE para alcanzar una especificación a la salida del gas de 3 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE, esto tomando en cuenta el promedio entre las especificaciones de diseño que establecen entre 2-4 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE.

### 3.3.2 Determinación Concentración Mínima Requerida de TEG

Para determinar cual debe ser la concentración mínima del glicol a circular para remover la cantidad de agua prevista en el contactor, se necesita conocer la temperatura de operación en la torre de absorción y el punto de rocío (dewpoint) en equilibrio, para lo cual es preciso tener el punto de rocío del agua a las condiciones de operación.

De la figura 3.3, se encontró el punto de rocío del agua en el gas natural para las condiciones de 3 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE y 1.200 psig, equivalente a 14 °F; es práctica común alejarse de esta condición por lo que normalmente se resta entre 9 y 18°F. Para este caso se tomó 18 °F y el punto de rocío en equilibrio quedó en -4 °F. Una vez conocido el punto de rocío en equilibrio conjuntamente con la temperatura de operación del contactor mediante la figura 3.4 se obtuvo la concentración de TEG respectiva, que resultó en aproximadamente 99,7 % en peso, lo cual es muy cercano al valor especificado en el diseño de 99,8 % en peso.

Para verificar la concentración mínima de la corriente de glicol que debe circular por la torre absorbadora, a las condiciones actuales de operación, se fijaron valores de presión y temperatura del gas en 1.125 psig y 114 °F respectivamente, además se mantuvo la misma especificación de humedad en el gas a la salida, para lo cual se obtuvo una concentración de glicol de 99,6 % en peso, reportando una desviación de 0,2 % por debajo del valor de diseño, razón por la cual se conservó la concentración del glicol establecido en el diseño original del sistema de 99,8 % en peso para la evaluación a condiciones de operación actual.

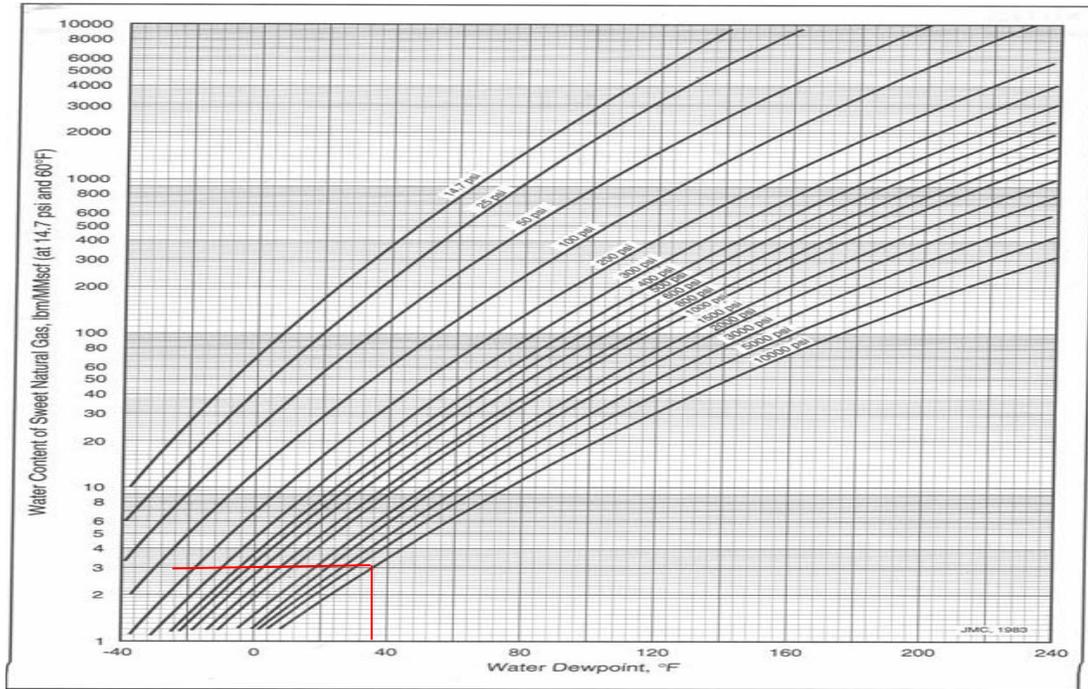


Figura 3.3 Contenido de Agua en el Gas Natural. [12]

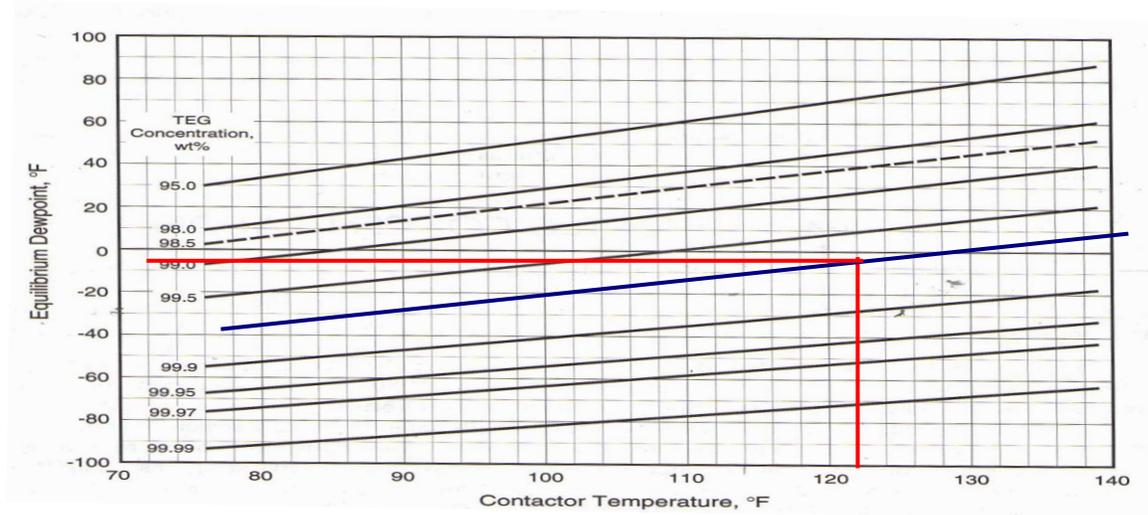


Figura 3.4 Punto de Rocío en Equilibrio Vs Temperaturas para Varias Concentraciones de TEG. [12]

### 3.3.3 Estimación Flujo de Circulación de TEG

Bajo estas condiciones se procedió a determinar el flujo de circulación de TEG, tomando como base el modelo de simulación desarrollado caso diseño pero en esta ocasión suministrando condiciones de operación actual y mediante la siguiente metodología.

Para cada corrida en el simulador se fijaron las siguientes condiciones para todos los casos:

- ✓ Concentración del TEG pobre (98,9% (P/P)
- ✓ Especificación de agua en el gas deshidratado: 3 lbH<sub>2</sub>O/MMPCE
- ✓ Luego, se procedió a modificar los siguientes parámetros de operación
- ✓ Volumen de gas a deshidratar.
- ✓ Presión de entrada.

Mientras se iba variando la temperatura del gas de entrada, con la ayuda del simulador se fue ajustando el flujo de glicol a circular hasta cumplir con la especificación fijada de agua en la corriente del gas seco. Se realizaron varios casos para distintas combinaciones de los parámetros operacionales hasta generar una gama de posibilidades que le faciliten al operador ajustar el flujo de acuerdo a distintos escenarios posibles de operación.

De la manera descrita se obtuvieron varios flujos de glicol en función de las condiciones fijadas. Vale la pena destacar que las condiciones como presión, calidad del glicol y volumen de gas, el operador tiene la facilidad para interferir en el control

de estas variables a diferencia del resto de las evaluadas. Los resultados se mostraran en el siguiente capítulo.

### **3.4. CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LA TORRE CONTACTORA Y EL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE TEG**

La presión diferencial en la columna absorbadora es un parámetro muy importante a la hora de evaluar este equipo, pues es un buen indicativo de cómo puede estar funcionando internamente. Las pérdidas de glicol y la eficiencia de esta torre están vinculadas al incremento de la velocidad del gas, obstrucción de las campanas de burbujeo, y desprendimiento de platos. La alta velocidad de gas en el interior, es causa de arrastre de TEG, ya que se puede levantar el glicol de los platos. Una alta velocidad de gas se puede presentar por varias razones: mal diseño, operación con flujo de gas por encima del nivel de diseño, empaques o platos dañado y/o tapados, etc [9].

#### **3.4.1 Verificación de la Caída de Presión a Través de la Torre Contactora**

A través del programa Tray Rating versión 2.1, desarrollado por Nutter Engineering, se realizaron cálculos de algunos parámetros de interés que permitieron evaluar el desempeño del equipo, principalmente del porcentaje de inundación de los platos así como la caída de presión. En primer lugar se reprodujeron la hoja de datos del fabricante (Nutter) y posteriormente se realizó una corrida con los valores de operación actual, para cotejar y verificar si existían diferencias importantes.

### 3.4.2 Velocidad del Gas a Través de la Torre Contactora

Por otro lado, la velocidad crítica del gas puede estar determinada tanto por la zona de contacto como por el dispositivo eliminador de neblina. Una disminución de la presión de entrada en la torre, para un flujo dado de gas, incrementan la velocidad del mismo, con lo cual se puede producir espuma mecánica, razón por lo cual no es conveniente superar esta condición [16].

Mediante la siguiente ecuación se calculó también la velocidad permisible del gas:

$$V = K_S \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde:

$V$  = Velocidad permisible del gas a través de la torre  $\left(\frac{\text{pie}}{\text{s}}\right)$ .

$K_S$ :	Platos con campanas de burbujeo	0,055 m/s	0,18 pie/s
$\rho_{\text{liq}}$ :	Densidad del líquido (diseño)	g/l	lb/pie <sup>3</sup>
$\rho_{\text{gas}}$ :	Densidad del gas (diseño)	g/l	lb/pie <sup>3</sup>

$$v = 0,18 \times \left(\frac{68,0 - 5,6}{5,6}\right)^{0,5} = 0,59 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Otra referencia para verificar la eficiencia, es mediante la estimación de las pérdidas por arrastre. Para ello es necesario determinar la velocidad del gas en la torre a condiciones actuales, para lo cual se requiere conocer el caudal de gas a condiciones reales de P y T, así como el diámetro del equipo, usando la siguiente expresión: [12].

$$v = 4 \times \left( \frac{q_{act}}{\pi \times d^2} \right) \quad (\text{Ec. 3.4})$$

El caudal a condiciones de operación actual puede ser obtenido mediante la siguiente ecuación [12]:

$$q_{act} = \frac{q_{std}}{86.400} \times \left( \frac{P_{std}}{P_{act}} \right) \times \left( \frac{T_{act}}{T_{std}} \right) \times (Z) \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde:

	<b>SI</b>	<b>FPS</b>
$q_{act}$ : flujo de gas a condiciones actuales	$\left( \frac{m^3}{s} \right)$	$\left( \frac{pies^3}{s} \right)$
$q_{std}$ : flujo de gas en volumen estándar	stdm <sup>3</sup> /d	PCED
$P_{std}$ : presión estándar	kPa	psia
$P_{act}$ : presión del gas de entrada	kPa	psia
$T_{act}$ : temperatura del gas de entrada	K	°R
$T_{std}$ : temperatura estándar	K	°R
$D$ : diámetro del recipiente	m	pie
$Z$ : factor de compresibilidad del gas. (Calculado con simulador de procesos Hysys)		

Sustituyendo las condiciones de diseño en la (Ec.3.5) se tiene que:

$$q_{act} = \frac{400 \times 10^6}{86.400} \times \left( \frac{14,7}{1.204,7} \right) \times \left( \frac{580}{520} \right) \times (0,7744) = 48,795 \frac{pie^3}{s}$$

De tal manera que la velocidad másica para las condiciones de diseño será:

$$v = 4 \times \left( \frac{48,795 \frac{pie^3}{s}}{\pi \times (11)^2} \right) = 0,513 \frac{pie}{s}$$

De modo que se puede demostrar que la velocidad del gas a condiciones de diseño es inferior a la velocidad permisible del gas y por lo tanto no debe existir arrastre por esta condición.

De forma análoga se realizaron los cálculos para otras condiciones de gas de entrada las cuales se muestran en la siguiente tabla y son discutidas en el siguiente capítulo.

Ahora, reordenando la expresión en términos de la velocidad del gas, se obtiene el caudal estándar o permisible de gas que puede manejar el contactor por la siguiente ecuación [12].:

$$q_{std} = \frac{86.400}{Z} \times \left( \frac{\pi \times V \times D^2}{4} \right) \times \left( \frac{P}{14,7 \text{psia}} \right) \times \left( \frac{459,67^\circ\text{R}}{T} \right) \quad (\text{Ec. } 3.6)$$

Donde:

		<b>SI</b>	<b>FPS</b>
$q_{std}$ :	Flujo de gas que debe manejar el contactor	MME <sup>3</sup> /d	MMPCED
P:	Presión del gas de entrada	kPa	psia
T:	Temperatura del gas de entrada	K	°R
D:	Diámetro del recipiente	m	pie
V:	Velocidad vertical del gas a través del contactor. [12]	m/s	$\left( \frac{\text{pies}}{\text{s}} \right)$
Z:	Factor de compresibilidad del gas. (Cálculo a través del simulador de procesos Hysys)		

Sustituyendo los valores de diseño se obtiene el flujo permisible de gas:

$$q_{std} = \frac{86.400}{0,7744} \times \left( \frac{\pi \times 0,59 \times 11^2}{4} \right) \times \left( \frac{1.214,7}{14,7 \text{psia}} \right) \times \left( \frac{459,67^\circ\text{R}}{580} \right)$$

$$q_{std} = 409 \frac{\text{MMPCE}}{\text{día}}$$

### 3.4.3 Pérdidas de Glicol por Evaporación

Las pérdidas de TEG en la unidad de deshidratación según el diseño se contemplan como aceptables entre 0,5 y 1 lb TEG/MMPCE de gas. Tomando en cuenta el valor superior del rango (1 lb/MMPCE) y una capacidad de procesamiento de gas de 400 MMPCE por tren de procesamiento, entonces las pérdidas permitidas son:

$$400 \frac{\text{MMPCE}}{\text{día}} \times 1 \frac{\text{lb TEG}}{\text{MMPCE}} = 400 \frac{\text{lb TEG}}{\text{día}} \div 150,2 \frac{\text{lb TEG}}{\text{pie}^3}$$

$$= 2,663 \frac{\text{pie}^3}{\text{día}} \times 28,32 \frac{\text{litros}}{\text{pie}^3} = 75,42 \frac{\text{litros TEG}}{\text{día}}$$

El valor calculado de pérdidas, significa que durante un mes se consideran pérdidas adecuadas de TEG, un volumen correspondiente a 2.338 litros. El volumen de reposición de TEG en el sistema es registrado en todo momento a fin de tener una estimación de las pérdidas; de acuerdo a las tendencias observadas, este valor ha sido fijado para este año en 7.500 litros por mes. Con la ayuda del simulador de procesos es posible obtener las pérdidas de TEG por evaporación, las cuales serán comparadas con los valores recomendados y reales disponibles.

A continuación se muestra la tabla 3.6 que contiene el consumo de glicol en el tren A para los meses de enero a abril del año 2009 y serán motivo de análisis en el capítulo 4.

Tabla 3.6 Consumo de TEG, Tren a Santa Bárbara Año Enero – Abril 2009

Consumo de glicol (litros)	Enero	Febrero	Marzo	Abril
<b>Tren A</b>	<b>13.515</b>	<b>22.755</b>	<b>6.360</b>	<b>15.900</b>

### 3.4.4 Calculo de la Relación TEG - Agua Removida en el Contactador

El contenido de agua total presente en el gas de alimentación es de 90 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE, según caso diseño. La tasa de circulación de TEG necesaria de acuerdo con el diseño contempla 120 gpm de TEG con 400 MMPCED de gas para alcanzar una especificación a la salida del gas entre 2 y 4 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE. Considerando que el contenido de agua a la salida es de 3 lb H<sub>2</sub>O/MMPCE como valor promedio, se tiene que la cantidad de agua a remover es:

$$400 \frac{\text{MMPCE}}{\text{día}} \times 87 \frac{\text{lbsH}_2\text{O}}{\text{MMPCE}} = 34.800 \frac{\text{lbsH}_2\text{O}}{\text{día}} = 1.450 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{h}$$

La eficiencia del agua a removida se calcula de la manera siguiente:

$$\text{efic} = \frac{90 - 3}{90} \times 100 = 96,66\%$$

El flujo de circulación de TEG para la base de un día para las condiciones evaluadas es:

$$120 \frac{\text{galTEG}}{\text{min}} \times \frac{60\text{min}}{1\text{h}} \times \frac{24\text{h}}{\text{día}} = 172.800 \frac{\text{galTEG}}{\text{día}}$$

Basado en lo anterior la relación de circulación de TEG es:

$$\frac{172.800 \frac{\text{galTEG}}{\text{día}}}{34.800 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{día}}} = 4,96 \frac{\text{galTEG}}{\text{lbH}_2\text{O}}$$

La relación que resulta es de 4,96 gal de TEG/lb de agua a remover. Otra manera de obtener la relación de circulación de TEG, es a través de la figura 3.6, la cual conociendo el número de platos teóricos o reales en el contactor así como la eficiencia del agua removida, se puede entonces obtener la tasa de circulación de TEG para una concentración conocida.

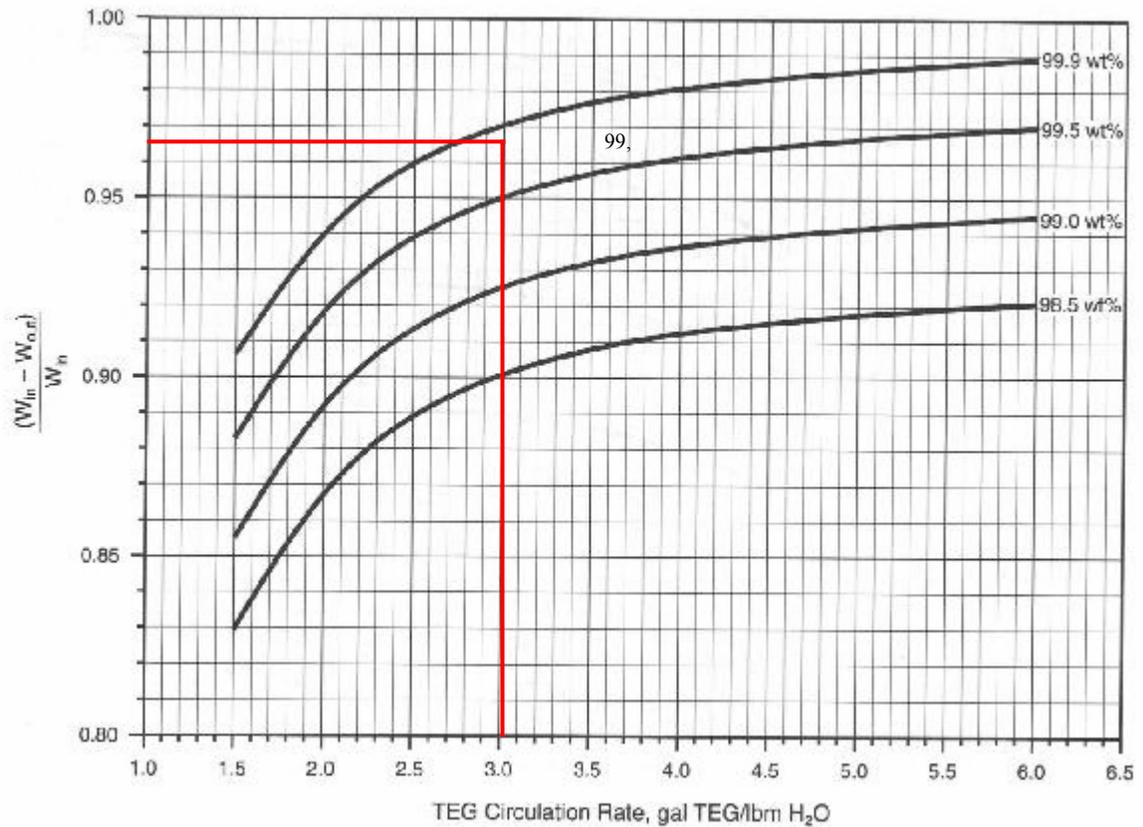


Figura 3.5 Tasa de Circulación de TEG, Galones de TEG/Lbh<sub>2</sub>O a Remover, platos teóricos N=2. [12]

Para las condiciones de operación actual la relación se encuentra alrededor de

$$392 \frac{\text{MMPCE}}{\text{día}} \times 68 \frac{\text{lbsH}_2\text{O}}{\text{MMPCE}} = 26.656 \frac{\text{lbsH}_2\text{O}}{\text{día}} = 1.110,66 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{h}$$

La eficiencia del agua a removida se calcula de la manera siguiente:

$$\text{efic} = \frac{70 - 2}{70} \times 100 = 97,14\%$$

El flujo de circulación de TEG para la base de un día para las condiciones evaluadas es:

$$84 \frac{\text{galTEG}}{\text{min}} \times \frac{60\text{min}}{1\text{h}} \times \frac{24\text{h}}{\text{día}} = 120.960 \frac{\text{galTEG}}{\text{día}}$$

Basado en lo anterior la relación de circulación de TEG es:

$$\frac{120.960 \frac{\text{galTEG}}{\text{día}}}{26.656 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{día}}} = 3,91 \frac{\text{galTEG}}{\text{lbH}_2\text{O}}$$

### 3.4.5 Calculo del flujo másico de agua y TEG que entra en el regenerador de glicol

Para los efectos de este estudio se conservó la relación obtenida de 4,96 gal de TEG/lb H<sub>2</sub>O a remover, entonces se tiene que el flujo de glicol es:

$$1.450 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}} \times 4,96 \frac{\text{galTEG}}{\text{lbH}_2\text{O}} = 7.192 \frac{\text{galTEG}}{\text{h}}$$

$$7.192 \frac{\text{galTEG}}{\text{h}} \times 0,13368 \frac{\text{pie}^3}{\text{galón}} = 961,43 \frac{\text{pie}^3\text{TEG}}{\text{h}}$$

La densidad del glicol según hoja de datos diseño

$$\rho_{\text{TEG}} = \text{densidadTEG} = 69,2 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$961,43 \frac{\text{pie}^3\text{TEG}}{\text{h}} \times 69,2 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} = 66.530,72 \frac{\text{lbTEG}}{\text{h}}$$

De tal manera que el flujo másico total de la solución que entra al regenerador,  $m_s$  (lb/h)

$$m_s = 66.530,72 \frac{\text{lbTEG}}{\text{h}} + 1.450 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}} = 67.980,72 \frac{\text{lb}_{\text{total}}}{\text{h}}$$

### **3.4.6 Cálculo de la Carga Térmica del Rehervidor para Calentar la Masa de Glicol + Agua y Vaporizar el Agua del Rehervidor para Reconcentrar Nuevamente El TEG**

El flujo de calor necesario para calentar la solución que entra en el regenerador, vaporizar el agua se obtiene de la sumatoria de los flujos de calor como se muestra a continuación:

$$\Delta Q = \Delta Q_S + \Delta Q_w + \Delta Q_R + \Delta Q_{\text{TEG}}$$

$\Delta Q$ : carga térmica del rehervidor, Btu/hr

$\Delta Q_S$ : Calor necesario para calentar la solución de entrada al regenerador, Btu/hr

$\Delta Q_w$ : Calor necesario para vaporizar el agua removida del gas, Btu/hr

$\Delta Q_R$ : Calor necesario para vaporizar el agua de reflujo, Btu/hr

$\Delta Q_{\text{TEG}}$ : Calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza, Btu/hr

A continuación se procederá a efectuar los cálculos de los distintos calores que aportan al flujo de calor total:

Calor necesario para calentar la solución de entrada al regenerador  $\Delta Q_S$  en Btu/hr se calcula de la siguiente manera:

$$\Delta Q_S = m_s \times C_{p_{\text{TEG}}} \times (T_f - T_t) \quad (\text{Ec.3.8})$$

El  $C_{p_{TEG}}$ , se obtuvo del simulador de procesos a condiciones de temperatura promedio de entrada y en el regenerador (362 °F),  $C_p = 0,66 \text{ Btu}/(\text{lb } ^\circ\text{F})$  y el flujo másico total hacia el regenerador:

$$m_s = 67.980,72 \frac{\text{lb}_{\text{total}}}{\text{h}}$$

$$\Delta Q_S = 67.980,72 \frac{\text{lb}_{\text{total}}}{\text{h}} \times 0,66 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} - ^\circ\text{F}} \times (400 - 325)^\circ\text{F} = 3.365.045,54 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

Continuando con el cálculo del calor necesario para vaporizar el agua removida del gas,  $\Delta Q_W$  en Btu/h.

$$\Delta Q_W = m_w \times \left[ C_{p_{\text{agua}}} \times (T_f - T_t) + \Delta H_{\text{agua}} \right] \quad (\text{Ec. 3.9})$$

La masa de agua que entra fue calculada al inicio, siendo igual a:

$$m_W = 1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

El  $C_p$  del agua se obtuvo las propiedades de una corriente de agua simulada a la temperatura de 362 °F tomando en cuenta el calor latente del agua, de tal manera que el flujo de calor necesario para vaporizar el agua:

$$\Delta Q_W = 1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}} \times \left[ 1 \frac{\text{Btu}}{(\text{lb } ^\circ\text{F})} \times (400 - 325)^\circ\text{F} + 826 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \right]$$

$$\Delta Q_W = 1.306.450 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

Calculo del calor necesario para vaporizar el agua de reflujo,  $\Delta Q_R$  en Btu/h.  
Considerando una relación de reflujo de 0,80

$$\Delta Q_R = 0,80 \times m_W \left[ C_{p_{\text{agua}}} \times (T_f - T_t) + \Delta H_{\text{agua}} \right] \quad (\text{Ec.3.10})$$

$$\Delta Q_R = 0,80 \times \Delta Q_w$$

$$\Delta Q_R = 0,80 \times 1.306.450 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 1.045.160 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

Por último se muestra en cálculo del calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza,  $\Delta Q_{\text{TEG}}$  en Btu/h. Para ello se asumió una composición del vapor en el tope de la regeneradora de agua 99,50 % P/P y TEG 0,50 % P/P @ 212 °F. Calculo de los moles de agua y TEG en el tope del rehervidor:

$$m_w = 1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}, \text{ y con el peso molecular del agua: } 18,016 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{moles H}_2\text{O} = \frac{1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}}{18,016 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}} = 80,484 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

Calculo del flujo másico total por el tope:

$$m_{\text{tope}} = \frac{1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}}{0,995} = 1.457,29 \frac{\text{lb (H}_2\text{O + TEG)}}{\text{h}}$$

Conocida la fracción en peso de TEG y el flujo másico total se obtiene su flujo másico de TEG:

$$m_{\text{TEG}} = 1.457,29 \frac{\text{lb(H}_2\text{O + TEG)}}{\text{h}} \times 0,005 = 7,2864 \frac{\text{lb}_{\text{TEG}}}{\text{h}}$$

En tanto que los moles de TEG en el tope son:

$$\text{moles}_{\text{TEG}} = \frac{7,2864 \frac{\text{lb}_{\text{TEG}}}{\text{h}}}{150,2 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}} = 0,0485 \frac{\text{lbmol}_{\text{TEG}}}{\text{h}}$$

Ahora se procede a calcular la fracción molar del H<sub>2</sub>O y del TEG en la fase vapor como sigue:

$$y_{\text{agua}} = \frac{80,484 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}}}{\left( 80,484 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}} + 0,0485 \frac{\text{lbmol TEG}}{\text{h}} \right)}$$

$$y_{\text{agua}} = 0,9994$$

$$y_{\text{TEG}} = 1 - 0,9994 = 0,0006$$

Para conocer la fracción molar del líquido en equilibrio con el vapor que sale por el tope es necesario utilizar las constantes de equilibrio como sigue:

Las constantes de equilibrio líquido - vapor del sistema agua y TEG (figura 3.6 y figura 3.7)

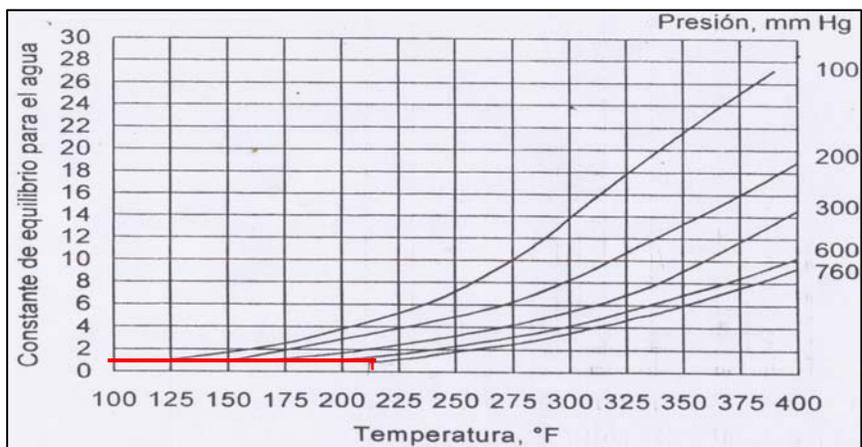


Figura 3.6 Constante de Equilibrio ( $K_i$ ) para el Agua en una Mezcla con TEG

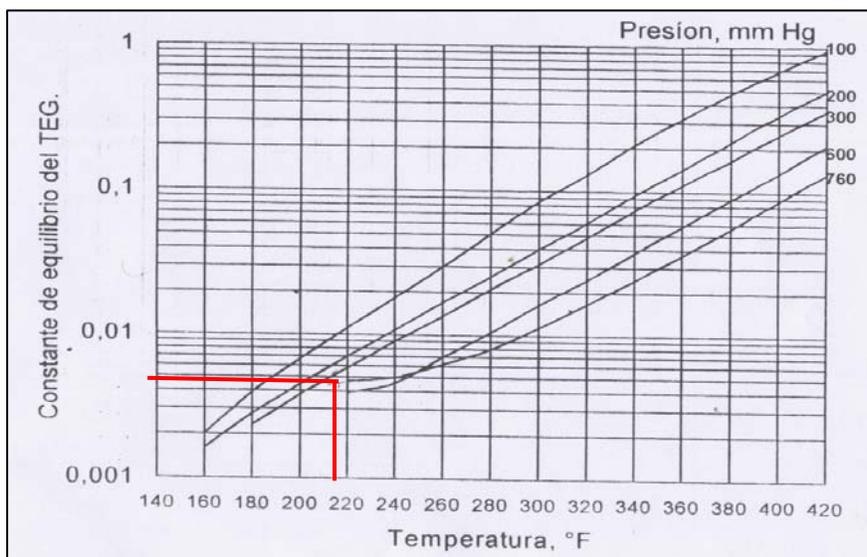


Figura 3.7 Constante de Equilibrio ( $K_i$ ) para el TEG en una Mezcla con Agua

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

$$K_{i\text{agua}} = 1,2$$

La constante de equilibrio para el agua es:

$$K_{i\text{agua}} = \frac{y_{\text{agua}}}{x_{\text{agua}}}$$

$$x_{i\text{agua}} = \frac{0,994}{1,2} = 0,828$$

Mientras que la constante de equilibrio para el TEG es:

$$K_{i\text{TEG}} = \frac{y_{i\text{TEG}}}{x_{i\text{TEG}}}$$

$$x_{i\text{TEG}} = \frac{0,0006}{0,0047} = 0,1277$$

Con la ayuda del simulador de procesos se normalizaron las composición de la mezcla de TEG y agua resultando ahora el  $x_{i\text{ Agua}}$  en 0,866 y el  $x_{i\text{ TEG}}$  en 0,134, esto es la composición del líquido que está en equilibrio con el vapor que sale de la torre, el cual regresa al regenerador como reflujo.

El total de agua que reingresa como reflujo a la regeneradora es 0,80 veces la cantidad de agua que se remueve del gas.

$$m_{\text{WR}} = 0,8 m_{\text{W}}$$

$$m_w = 1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$m_{WR} = 0,8 m_w = 0,8 \times 1.450 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}} = 1.160 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$\text{moles}_{\text{reflujoH}_2\text{O}} = \frac{1.160 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{18,016 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}} = 64,387 \frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{reflujo-total}} = \frac{\text{moles}_{\text{reflujoH}_2\text{O}}}{x_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$m_{\text{reflujo-total}} = \frac{64,387 \frac{\text{lbmolH}_2\text{O}}{\text{h}}}{0,866} = 74,35 \frac{\text{lbmol}_{\text{total}}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{reflujo-TEG}} = \text{moles}_{\text{reflujo-total}} \times x_{\text{TEG}}$$

$$m_{\text{reflujo-TEG}} = 74,35 \frac{\text{lbmol}_{\text{total}}}{\text{h}} \times 0,134 \frac{\text{lbmolTEG}}{\text{lbmol-total}} = 9,963 \frac{\text{lbmolTEG}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{TEG}} = 9,963 \frac{\text{lbmolTEG}}{\text{h}} \times 150,5 \frac{\text{lbTEG}}{\text{lbmolTEG}} = 1.499,414 \frac{\text{lbTEG}}{\text{h}}$$

$\Delta Q_{\text{TEG}}$ : Calor necesario para la fracción de TEG que se vaporiza, Btu/h

$$\Delta Q_{\text{TEG}} = m_{\text{TEG}} \times \left[ C_{p,\text{TEG}} \times (T_f - T_t) + \Delta H_{\text{TEG}} \right] \quad (\text{Ec. 3.11})$$

$$\Delta Q_{\text{TEG}} = 1.499,414 \frac{\text{lbTEG}}{\text{h}} \times \left[ 0,66 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (400 - 325) + 213 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \right]$$

$$\Delta Q_{\text{TEG}} = 393.596,2068 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

$$\Delta Q = (3.365.045,54 + 1.306.450 + 1.045.160 + 393.596,2068) \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 6.110.251,75 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

Esta cifra representa una desviación de 8,3 % por encima del flujo de calor señalado en las hojas de dato de diseño correspondiente a 5,6 MMBtu/h.

### 3.4.7 Verificación del Área de Transferencia de Calor

De acuerdo con la suministrada por el fabricante cada rehervidor es capaz de manejar 70 gpm con una tasa de circulación de 8500 Btu/(h pie<sup>2</sup>) , resultando entonces el área requerida de 658,823 ft<sup>2</sup> caso diseño y según los cálculos representa desviación de 8,3 % por encima resultando así:

$$\text{Area} = \frac{6.110.251,75 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{8500 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \times \text{pie}^2}} = 718,853 \text{ pie}^2$$

El área requerida de transferencia, A<sub>H</sub> en pie<sup>2</sup> de acuerdo a esto es de 658,823 pie<sup>2</sup>. Todos estos cálculos serán reproducidos y verificados para condiciones de operación actual mediante el simulador de procesos y discutido en el próximo capítulo.

## **CAPÍTULO IV**

### **ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS**

#### **4.1. IDENTIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES TÍPICAS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL**

Una operación adecuada del sistema de regeneración, es un elemento determinante para que el glicol regrese nuevamente a la torre contactora bajo las condiciones requeridas con el fin de cumplir con su función, la cual es, absorber la humedad del gas y para cumplir con las especificaciones necesarias para continuar el recorrido por el proceso de extracción de líquidos. No obstante y debido a que el consumo de glicol supera la meta propuesta, resulta apropiado monitorear y precisar el origen de dichas pérdidas con la intención de corregirlas o minimizarlas cuando ésto sea posible dentro del proceso.

A continuación se revisarán los principales equipos que componen el sistema de deshidratación con glicol y que son motivo de atención en este estudio:

##### **4.1.1 Filtro Antes del Contactador**

Este equipo es un recipiente horizontal que cuenta con dos botas donde se separa el líquido que es arrastrado por la corriente de gas, ver figura 3.1, a su vez dispone de un sistema que permite desolojar los líquidos de manera automática cuando se registra alto nivel. La presencia de impurezas en los elementos filtrantes se traduce en un aumento de la caída de presión, y un aumento de la probabilidad de que estos contaminantes puedan ser arrastrado hacia el contactador. Dada esta condición es

necesario realizar el reemplazo de los elementos filtrantes cuando la presión diferencial alcance un máximo de 8 psi. La frecuencia de reemplazo es variable y depende básicamente de las condiciones del gas de alimentación.

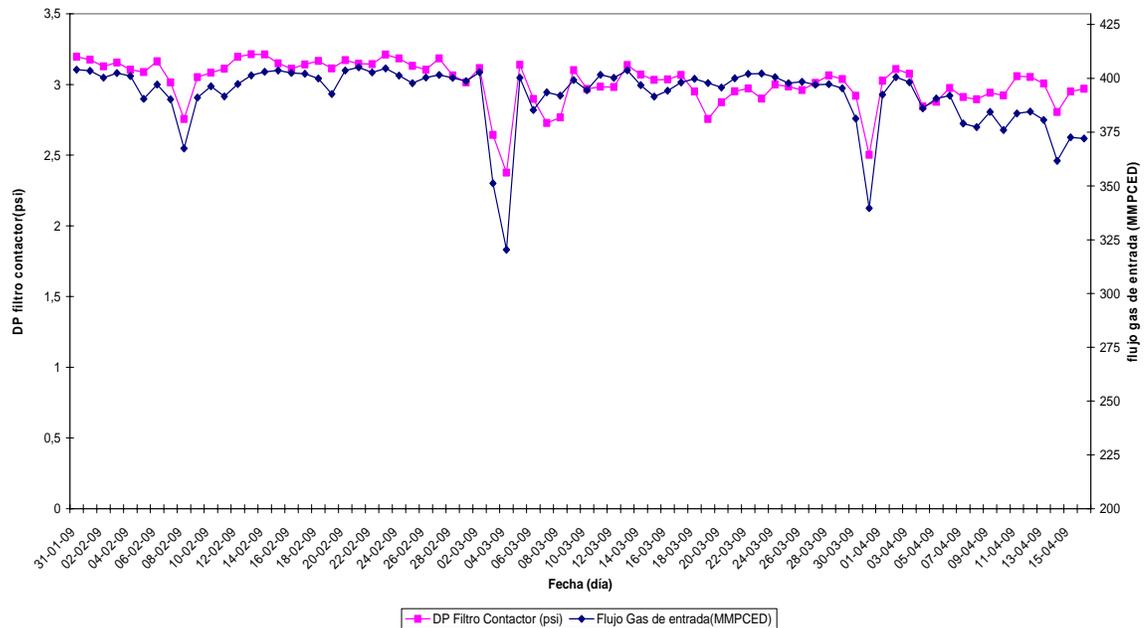


Figura 4.1 Presión Diferencial en Filtro de Gas de Entrada y Contactor de Glicol

De la figura 4.1 se desprende que durante el periodo en estudio, no se efectuaron reemplazos de elementos ya que la presión diferencial del filtro antes del contactor registró un máximo de 3,20 psi lo cual no superó el valor establecido para un cambio, el cual es de 8 psi, así mismo se evidencia como el diferencial de presión en el filtro varía respondiendo al comportamiento del flujo del gas de entrada al tren A de procesos.

#### 4.1.2 Contactor (Torre de Absorción)

Para evitar la condensación en la torre de hidrocarburos pesados presentes en el gas al contacto con el TEG es conveniente elevar la temperatura de este último 15 °F por encima de la temperatura del gas; en la figura 4.2 se observa que esta condición se cumplió en la mayoría de los casos con algunas excepciones, donde el diferencial de temperatura alcanzó el valor máximo de 21 °F, un incremento puntual ocurre por presencia significativa de condensados, con la finalidad de que algunos de estos vaporicen o también por fallas en el enfriador por aire del TEG pobre que pueda generar este aumento de temperatura del fluido, también se observa como la temperatura del gas de entrada muestra una ligera tendencia a incrementarse,

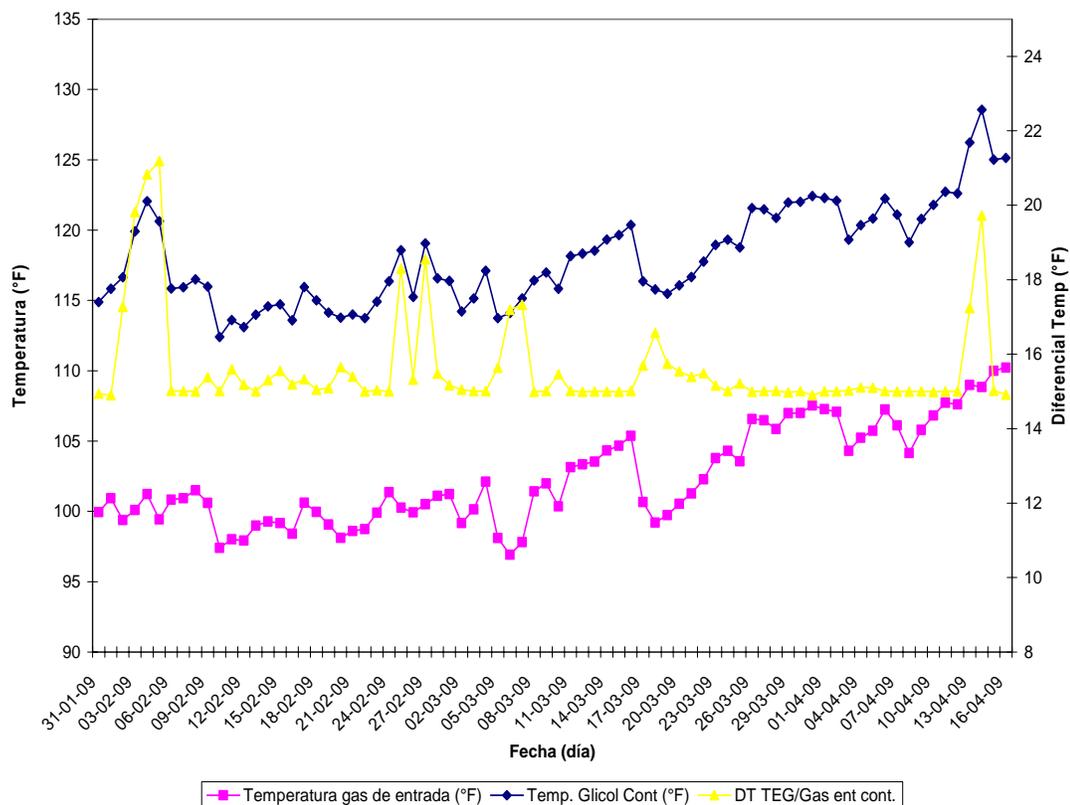
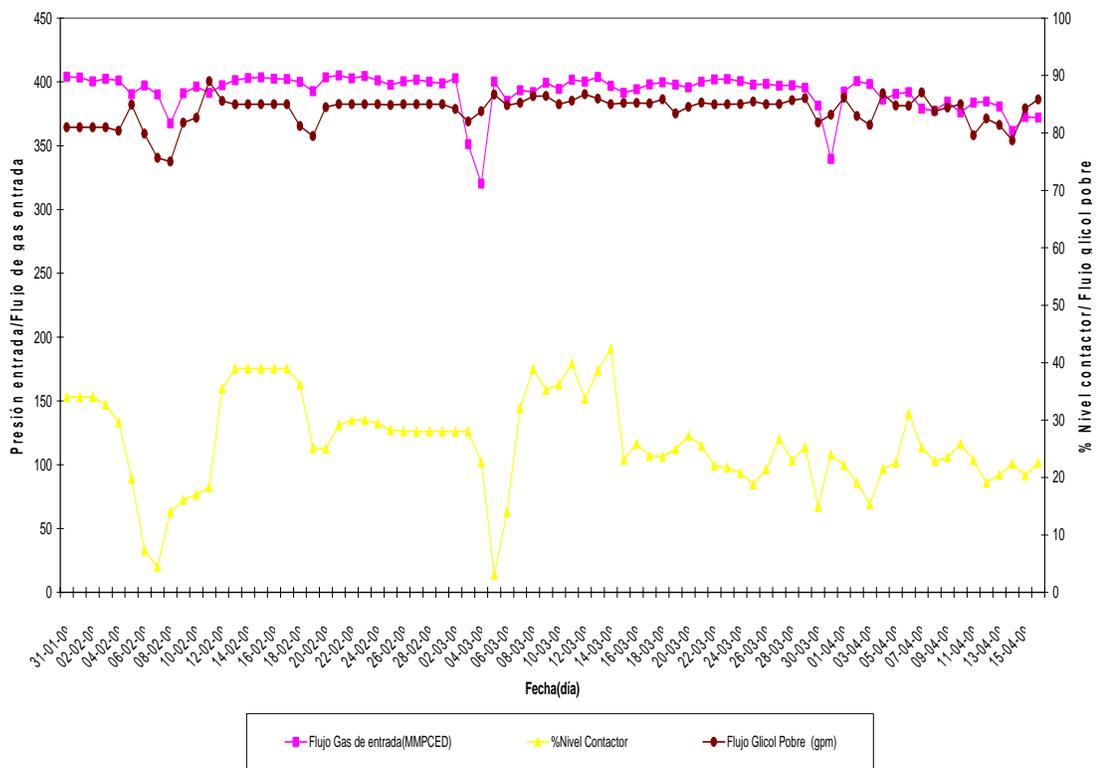


Figura 4.2 Diferencial De Temperatura Gas y TEG en el Contactor

Por otro lado, la figura 4.3 destaca como el nivel en el contactor varía constantemente registrándose valores desde 3 % hasta un máximo de 42 %, siendo el rango de operación normal recomendado entre 35% y 45 %, además denota como en muchas ocasiones la variable se encuentra por debajo del rango recomendado de operación; es importante resaltar el hecho de que operar bajo estas condiciones de bajo nivel ayuda a que los hidrocarburos se arrastren aguas abajo del proceso de deshidratación trayendo como consecuencia inestabilidad en el proceso de regeneración de TEG con las eminentes pérdidas que esta condición implica.

Figura 4.3 Tendencia del Nivel en el Contactor de Glicol, Tren A



Otro parámetro analizado en el estudio fue la presión de entrada y su comportamiento se muestra en la figura 4.4, durante el periodo se mantuvo estable; siendo el rango de variación de 1084 psig hasta 1123 psig, en el mismo grafico también se visualiza como el flujo de glicol varía muchas veces sin guardar relación con los principales parámetros que afectan el contenido de agua a remover, como lo son presión, temperatura y volumen de gas a deshidratar, normalmente el ajuste del flujo de glicol se realiza en función del contenido de humedad del gas que sale del contactor, y siendo esta acción tomada por el operador y puede en ocasiones ser omitida, de modo que cambios prolongados en el tiempo pueden ser mejor manejados que aquellos cuya duración en el tiempo es relativamente corta.

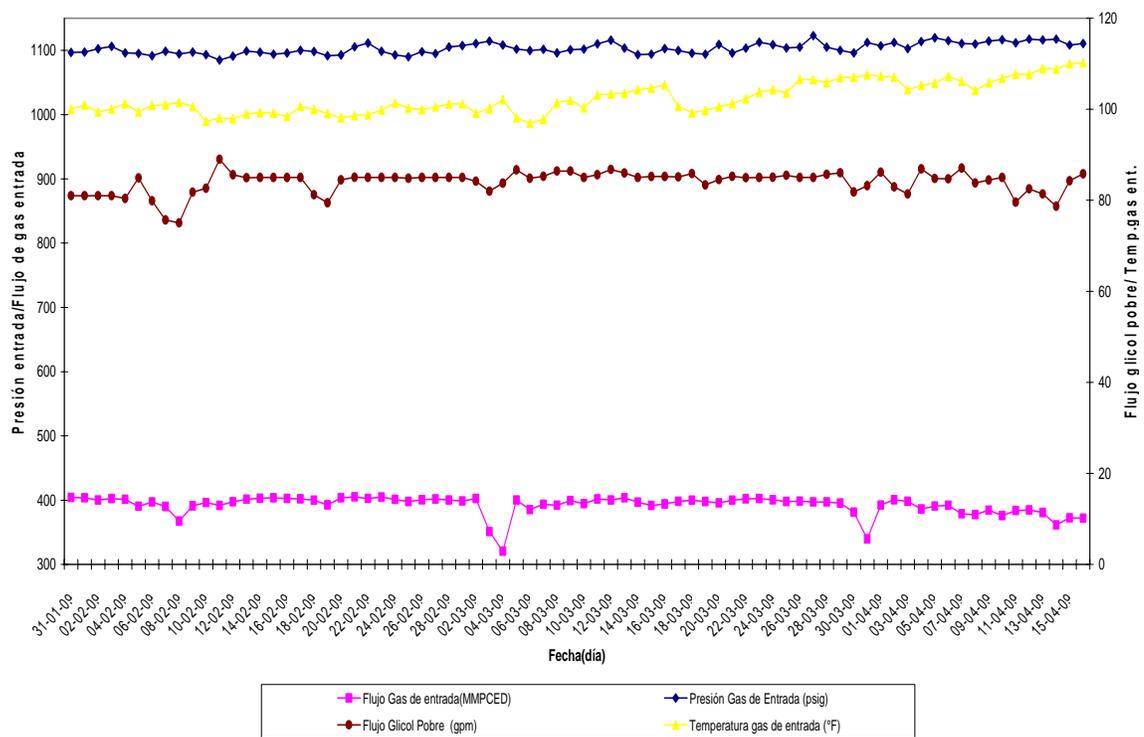


Figura 4.4. Condiciones de Entrada del Gas y Flujo de TEG en el Contactor

Al evaluar el contenido de humedad en el gas deshidratado, la figura 4.5 representa como en todos los casos se cumple con las especificaciones de agua necesarias, además se observa que durante el periodo no se registraron valores superiores a los 2,25 lbH<sub>2</sub>O/MMPCED. Sin embargo es evidente como en el tiempo esta variable registra un descenso, luego del día 26 de febrero de acuerdo con el registro el promedio se mantuvo por el orden de 1 lbH<sub>2</sub>O/MMPCED, de aquí que es importante señalar que la indicación se encuentra por debajo del valor esperado, probablemente el sensor del analizador está perturbado y requiere mantenimiento. Cabe mencionar que efectivamente durante una validación con equipo portátil se pudo corroborar que la medición se encontraba desviada estando el valor real entre 1,9 lbH<sub>2</sub>O/MMPCED y 2,3 lbH<sub>2</sub>O/MMPCED, esta variación se debió a problemas con el sensor y el sistema de acondicionamiento de la muestra al analizador de humedad en línea, en la actualidad el personal se encuentra trabajando para solventar esta situación.

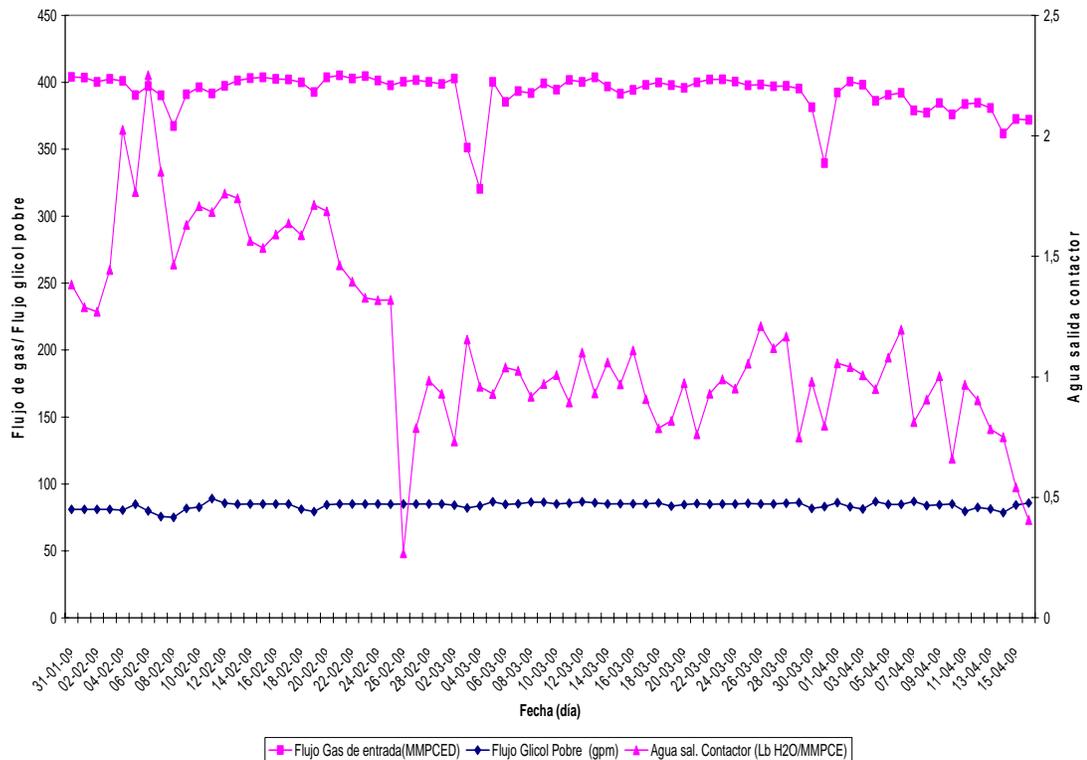


Figura 4.5. Contenido de Humedad en el Gas Salida del Contactor de Glicol, Tren

Por último en el contactor, al evaluar la caída de presión total generada por los ocho platos dispuestos en el interior del equipo, se puede apreciar que durante los meses de marzo y abril, se registraron fluctuaciones que en ningún caso alcanzaron el valor recomendado por el fabricante de 0,8 psi. Es importante también tomar en cuenta que ante la presencia de sólidos y otros contaminantes en el contactor se produce espuma y se perturban las indicaciones de nivel y otras señales en los equipos. En la figura 4.6 se visualizan los registros de presión diferenciales en la torre reflejándose un caso puntual que estuvo cerca del valor límite, hay que tomar en cuenta que el flujo de gas varió entre 320 MMPCED y 405 MMPCED esta condición justifica las variaciones del diferencial de presión, sin embargo, es necesario permanecer atento ante cualquier aumento de esta variable a fin tomar acciones que

permitan evitar pérdida de eficiencia en la transferencia de masa entre las corrientes, hasta daños mecánicos en el interior del recipiente.

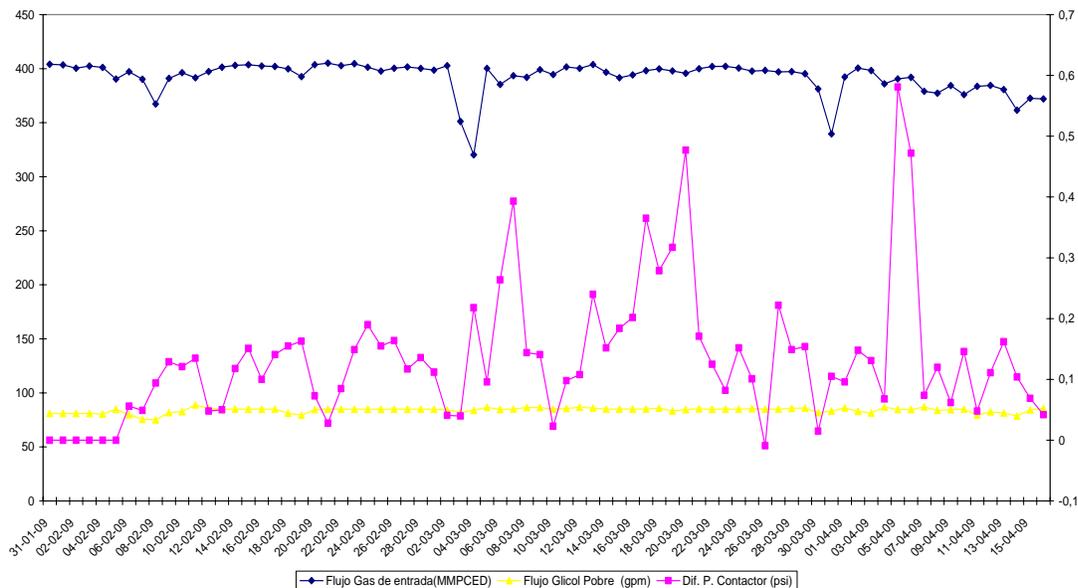


Figura 4.6 Presión Diferencial con Respecto al Flujo de Gas y TEG en el Contactor de Glicol, Tren A

### 4.1.3 Válvula de Expansión y Desafaltizador de Glicol

La función principal de la válvula de expansión es controlar el nivel en la torre absorbidora y regular la presión aguas abajo hacia el sistema de regeneración. La caída de presión del TEG desde el desafaltizador hasta el flash de glicol por diseño es de 20 psig (137,89 kPa), sin embargo en la actualidad se requieren entre 40 y 45 psig (310,26 kPa). Esto puede tener su origen al hecho de que existe mayor restricción al paso del fluido a través de los serpentines del condensador de tope de los rehervidores así como de los intercambiadores de TEG pobre – rico, indicando un posible ensuciamiento en alguno o ambos intercambiadores. Esta condición amerita que la presión en el desafaltizador deba controlarse también por encima del valor

establecido en el diseño, actualmente la presión en este equipo varia entre 90 psig (620,53 kPa) y 99 psig (682,58 kPa).

Por otra parte, la presión operación actual del flash drum de glicol también es superior a la condición establecida en el diseño (40 psig) y se debe a que los vapores que salen del flash de glicol deben ser enviados hacia el sistema de gas combustible de baja presión, el cual opera entre 50 y 55 psig. Además de los parámetros anteriormente analizados, la figura 4.7 muestra el comportamiento del nivel de operación del desafaltenizador donde se observa que éste normalmente opera por debajo de la condición requerida de 84 %; mientras tanto la presión se mantiene en un rango relativamente estable. En la primera semana del mes de abril se observó un incremento brusco de la señal la cual disminuyó en poco tiempo una vez se intervino el instrumento por lo que se presume la falla del instrumento.

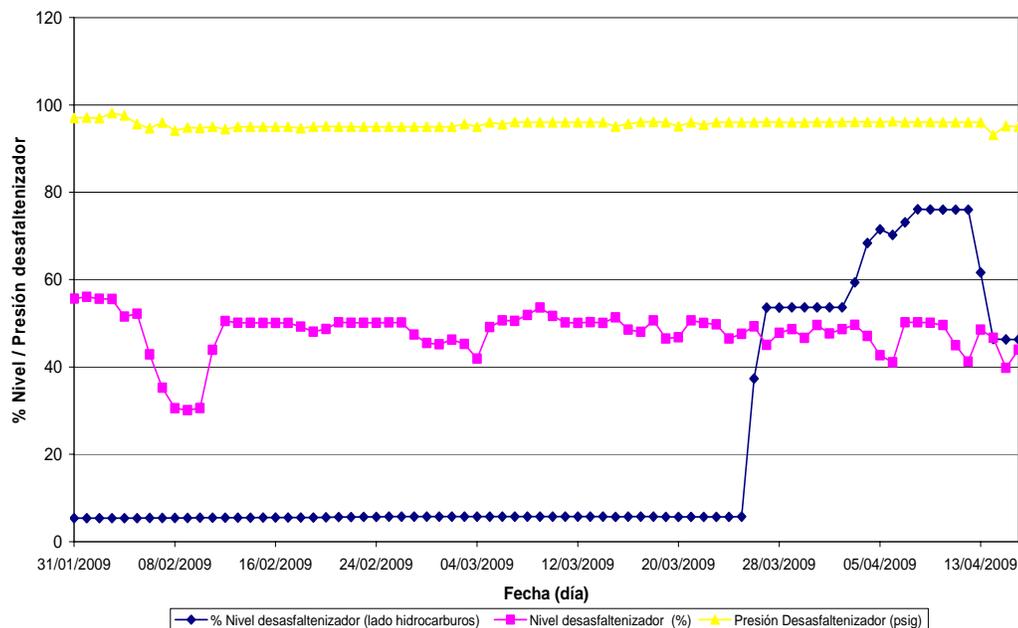


Figura 4.7. Parámetros a Controlar en el Desafaltenizador

#### **4.1.4 Separador Flash de Glicol**

Este separador trifásico tiene como función remover los hidrocarburos livianos que no se despojaron en el desafaltenizador y también separar y retirar hidrocarburos líquidos a fin de evitar que lleguen al rehervidor o regenerador, estos podrían producir una expansión súbita (boil over), con sus respectivas consecuencias.

Para que ocurra una buena separación se debe cumplir con un tiempo de residencia entre 20 y 30 min, para lo cual es conveniente controlar el nivel lado glicol entre 45 y 50 %, condición que no siempre se da en la práctica. En cuanto a la presión de operación el promedio se ubicó en 50 psig (344,74 kPa), ligeramente superior al diseño, esto para asegurar que puedan entrar al sistema de gas combustible de baja presión como está dispuesto.

De acuerdo a la figura 4.8, durante los últimos días del periodo evaluado, se acentúan fluctuaciones en el nivel, encontrándose por debajo del requerido para cumplir con el tiempo de residencia adecuado para que ocurra la separación entre las fases, facilitándose de esta manera el arrastre de hidrocarburos hacia los rehervidores.

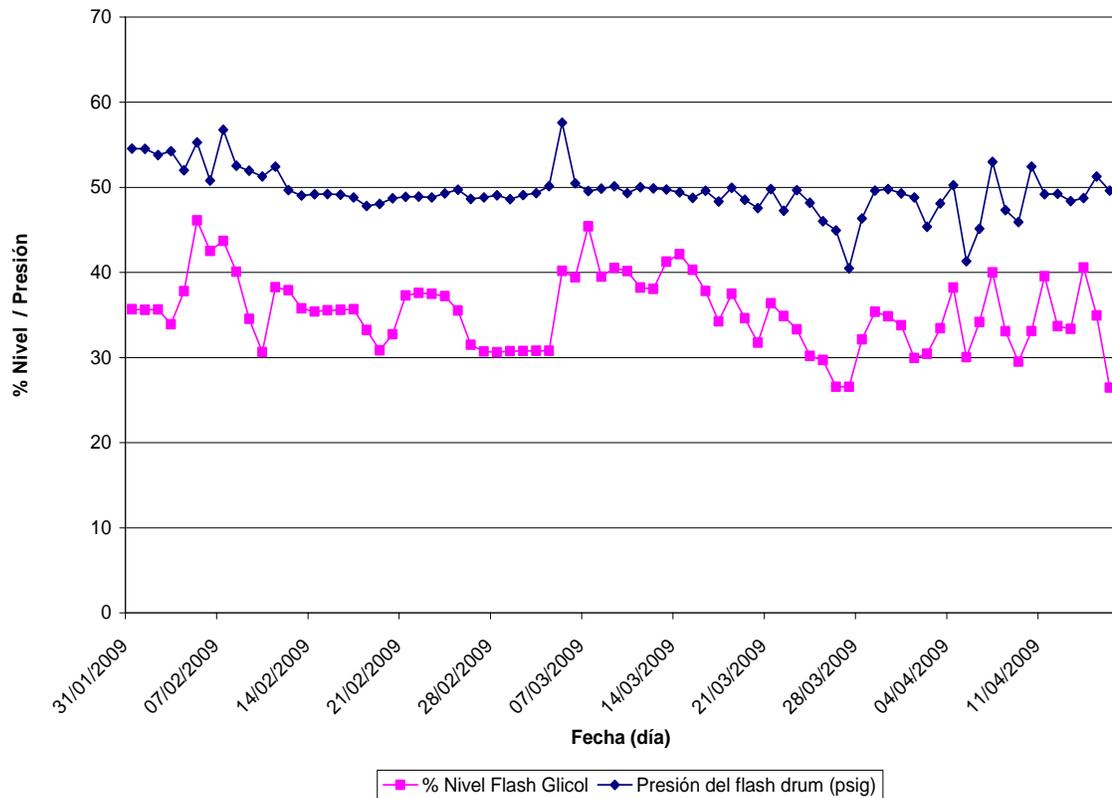


Figura 4.8 Parámetros Operacionales en el Flash Drum de Glicol

#### 4.1.5 Regenerador o Rehervidor de Glicol

Aun cuando el diseño establece una temperatura de operación en el rehervidor de 400 °F en la práctica se opera por debajo de esta condición, para preservar las propiedades físico químicas del TEG, ya que se degrada térmicamente a los 404 °F (206,6 °C). Para compensar esta limitación se dispone del sistema de inyección de gas de despojamiento o stripping gas cuya finalidad es incrementar la eficiencia de remoción del agua y de esta manera lograr la pureza requerida en el proceso de deshidratación. Vale mencionar que el flujo de gas de despojo debe ser bien controlado por que un exceso puede generar mayores arrastres de TEG. En el periodo

analizado se mantuvo esta condición en 10 mil pies cubicos esatndar hora (MPCEH) por cada rehervidor, lo cual representa 64 % por debajo al estimado en el diseño.

La temperatura de chimenea del rehervidor de glicol, es otra variable importante a controlar, ya que un incremento de ésta se traduce en pérdidas significativas de TEG junto con el vapor de agua. Cuando la cantidad de hidrocarburos aumenta, al ser venteados a la atmosfera se pueden incendiar con la presencia de algún punto de ignición, además esta condición amerita atención para el control de la emisión de compuestos como el benceno, tolueno y xileno (BTX).

En cuanto a la temperatura en el condensador de cada regenerador, se registraron valores superiores a los recomendado para operar , esto puede ser atribuido a bajo flujo de glicol rico a través del serpentín (condensador), lo cual refuerza la hipótesis de alta caída de presión por obstrucción, rayendo como consecuencia disminución del flujo y por ende baja eficiencia en el intercambio de calor y teniendo como resultante alta temperatura en los vapores de tope.

En la figura 4.9, se distingue claramente como la temperatura de regeneración se mantiene en un valor promedio de 380 °F, sin embargo se visualiza disminución de esta variable en una oportunidad en cada rehervidor, las cuales son atribuibles a falla en dichos equipos. Por otro lado se evidencian altas temperaturas en las chimeneas, superando en todos los casos la condición establecida por diseño de 212 °F. Es importate tomar en cuenta que mientras mayor sea ésta, mayor serán las pérdidas de TEG con el vapor de agua en la columna de condensación del rehervidor.

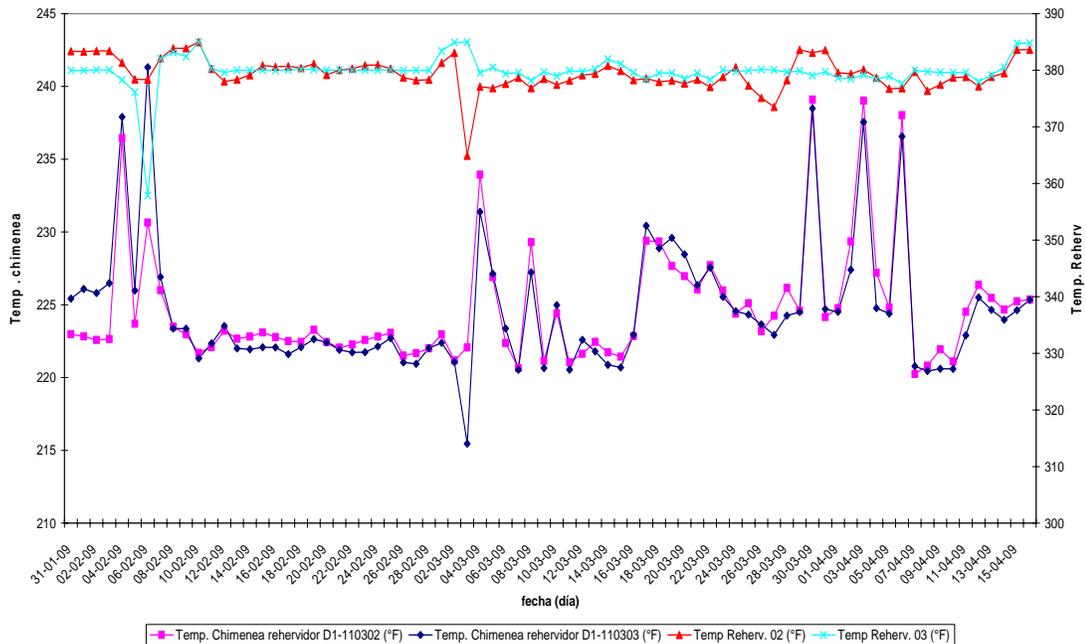


Figura 4.9 Temperaturas en los Rehervidores De TEG

#### 4.1.6 Intercambiadores de Calor Glicol Pobre- Rico

Las temperaturas asociadas a estos equipos son de lectura local, razón por la cual no se dispone de una data histórica, aunque validaciones efectuadas en campo indican que las temperaturas que se alcanzan están cercanas a las requeridas. Sin embargo, la caída de presión que se genera es casi el doble a las del diseño, corroborando la presencia de impurezas que dificultan el paso normal del fluido.

#### 4.1.7 Tanque Acumulador Y Bomba de Circulación de TEG

En la figura 4.10, se observa como ha venido incrementandose la temperatura del TEG pobre en el acumulador de glicol; esto también refuerza la condición de pérdida de eficiencia en los intercambiadores de glicol pobre-rico.

En cuanto al nivel de operación en el recipiente se observa fluctuación, las cuales pueden llegar a generar paros imprevistos de la bomba de glicol, con la suspensión de la alimentación del glicol hacia el contactor y las consecuencias que ésto generan al proceso. En consecuencia es conveniente operar el equipo a presión atmosférica y el nivel entre 75 y 90 %.

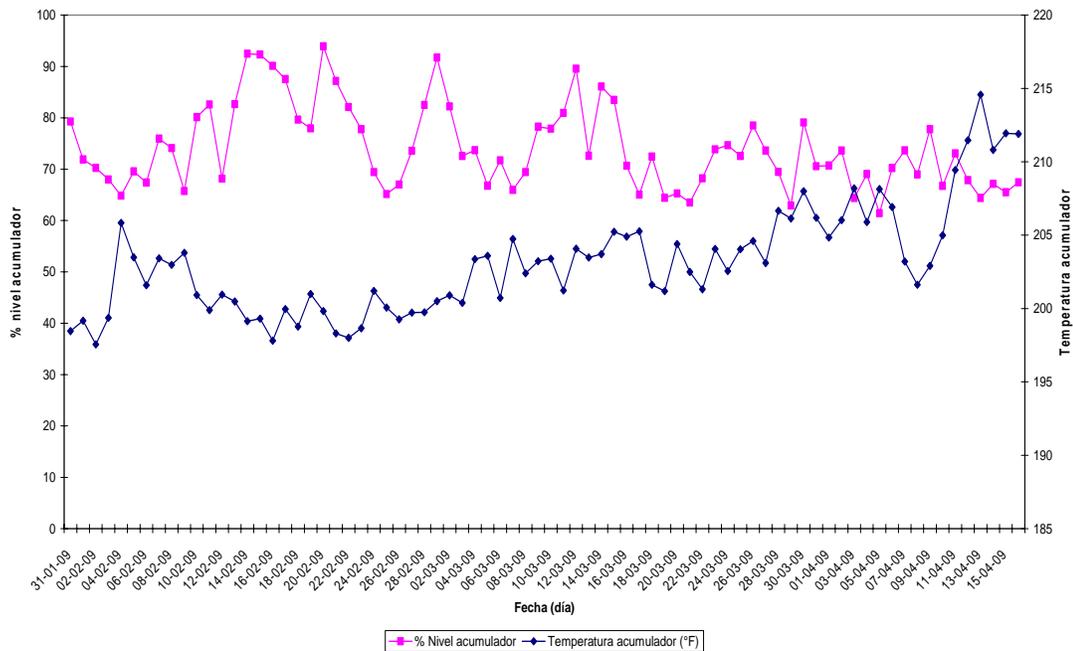


Figura 4.10 Parámetros a Controlar en el Acumulador de Glicol

#### 4.1.8 Filtros de Cartuchos o Partículas (Sock)

El sistema de filtración cuenta con dos recipientes, mientras uno está en operación el otro se encuentra fuera de servicio y disponible. Las especificaciones de los elementos filtrantes permiten remover partículas mayores a los 10 micrones, y son reemplazados una vez la presión diferencial alcanza 10 psi.

Sólidos en la solución de glicol, favorecen la formación de puntos calientes, espumas y con ello indicación de nivel no verdadero y se reduce el área de transferencia de calor. La frecuencia de reemplazo varía en función de la calidad del gas a deshidratar y normalmente se efectúan entre 1 y 5 reemplazos por mes. La lectura de los diferenciales de presión es local y es monitoreada continuamente por el operador.

#### **4.1.9 Filtros con Lechos de Carbón Activado**

Los filtros de carbón activado han sido dispuestos para remover impurezas orgánicas disueltas en el glicol, tales como surfactantes, químicos de pozo, lubricantes de compresores y productos de la degradación del glicol. Al igual que en los filtros de cartuchos, la variable a controlar es la caída de presión. Con frecuencia estos equipos colapsan rápidamente, con la limitante de que para realizar su reemplazo se requiere establecer una logística para extraer el material con equipos de vacío y reponer el material a través de una conexión de diámetro reducido, posteriormente la disposición final debe ser la adecuada. En la actualidad estos equipos se encuentran fuera de servicio. Además, se encuentra en progreso un proyecto de adecuación con la finalidad de simplificar el trabajo de mantenimiento para el reemplazo.

## 4.2 VALIDACIÓN DEL ESQUEMA DE SIMULACIÓN PLANTEADO A LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN

### 4.2.1 Validación de la Simulación de Acuerdo con el Caso Diseño

En la tabla 4.1 se muestran los resultados correspondientes al modelo de simulación desarrollado con respecto al caso diseño, encontrándose desviaciones que van desde 0 % hasta un máximo del 10 % lo cual permitió la aceptación del mismo. La mayor desviación se presentó con el contenido de agua en el gas de salida del contactor, debe destacarse que de acuerdo con el diseño el contenido de humedad en el gas de salida del contactor varía entre 2 y 4 lb H<sub>2</sub>O/MMPCED, se consideró un valor promedio para efectuar el cálculo de la desviación.

Tabla 4.1 Validación del Modelo de Simulación con Respecto al Caso Diseño

Corriente	Variable	Valor diseño	Valor simulado	% Desviación
Gas ent	Temperatura (°F)	120	120	0
	Presión (psia)	1205	1205	0
	Flujo (lbmol/h)	44023,9	44023,9	0
TEG pob	Temperatura (°F)	135	135	0
	Presión (psia)	1255	1255	0
	Flujo (lbmol/h)	450	450	0
Desafaltizador	Presión (psia)	74	74,3	-0,41
Flash Glicol	Temperatura (°F)	175	175	0,00
	Presión (psia)	54	52,3	3,15
Entrada al rehervidor TEG pob	Temperatura (°F)	325	325	0,00
	Presión (psia)	25	27	-8,00
Vapor agua	Temperatura (°F)	212	212	0,00
	Presión (psia)	15	15	0,00
TEG pob_R	Temperatura (°F)	400	400	0,00
	Presión (psia)	15	15	0,00
Stripping gas	Temperatura (°F)	123	123	0,00
	Presión (psia)	65	65	0,00
	Flujo (MMPCED)	0,68	0,7	-2,94
Temperatura rehervidor	Temperatura (°F)	400	400	0,00
	Presión (psia)	15	15	0,00
Temperatura acumulador	Temperatura (°F)	200	218	-9,00
	Presión (psia)	14,7	15,5	-5,44
Gas Seco	LbH <sub>2</sub> O/MMPCE	2 a 4	3,3	-10,00
TEG pobre	% molar TEG pobre	98,5	97,7	0,81

#### **4.2.2 Validación de la Simulación de Acuerdo con el Caso Actual**

De la misma manera se procedió a realizar la corrida de simulación, pero ahora bajo las condiciones de operación actual y los resultados se exponen en la tabla 4.2. En términos generales al comparar la data reportada por el simulador de procesos con la data de campo se detectó que la variable que presentó mayor desviación fue la presión de operación del flash de glicol con una diferencia de 28 psig (44,9%) por encima de la actual, esta condición puede ser fácilmente atribuida a la elevada caída de presión existente en el lado tubo de los intercambiadores de calor glicol pobre – rico, que en realidad está contribuyendo a que la presión de operación en el tambor flash esté por debajo a la estimada por el simulador. La presencia de impurezas en el lado tubo y carcaza son una condición que amerita limpieza para su remoción y restaurar las condiciones de operación normal. Además está el hecho de que la operación en el flash deber ser ligeramente por encima de 64,7 psia, el resto de las variables evaluadas registraron valores satisfactorios, cuyo rango no desviación máxima reportado es de 9,09 % asociada a la temperatura del TEG pobre, entrando al acumulador, lo cual quiere decir que en la realidad existe pérdida en la eficiencia de la transferencia de calor entre las corrientes de TEG pobre-rico.

Tabla 4.2 Modelo de Simulación para Condición Actual de Operación

Corriente	Variable	Valor actual	Valor simulado	% Desviación
<b>Gas ent</b>	Temperatura (°F)	99,05	97,65	1,41
	Presión (psia)	1091,7	1092	-0,03
	Flujo (MMPCED)	392,68	393,1	-0,11
<b>TEG pob</b>	Temperatura (°F)	114,14	114,1	0,04
	Presión (psia)	1255	1255	0,00
	Flujo (gpm)	79,44	79,4	0,05
<b>Desafaltenizador</b>	Presión (psia)	113,7	111,7	1,76
<b>Flash Glicol</b>	Temperatura (°F)	175	175	0,00
	Presión (psia)	62,5	90,6	-44,96
<b>Entrada al rehervidor</b>	Temperatura (°F)	325	325	0,00
	Presión (psia)	25	27	-8,00
<b>Vapor agua</b>	Temperatura (°F)	222,4	212	4,68
	Presión (psia)	15	15	0,00
<b>TEG pob_R</b>	Temperatura (°F)	380	380	0,00
	Presión (psia)	15	15	0,00
<b>Stripping gas</b>	Temperatura (°F)	123	123	0,00
	Presión (psia)	65	65	0,00
	Flujo (MMPCED)	0,552	0,55	0,36
<b>Temperatura rehervidor</b>	Temperatura (°F)	380	380	0,00
	Presión (psia)	15	15	0,00
<b>Temperatura acumulador</b>	Temperatura (°F)	198	180	9,09
	Presión (psia)	14,7	15,5	-5,44
<b>Gas Seco</b>	LbH2O/MMPCE	1,71	1,678	1,87
<b>TEG pobre</b>	% molar TEG pobre	99,101	98,07	1,04

### **4.3 DETERMINACIÓN DE UNA CORRELACIÓN O ÍNDICE DE OPERACIÓN PARA LA TASA DE CIRCULACIÓN DE GLICOL EN FUNCIÓN DEL FLUJO DE GAS Y PRESIÓN DE ENTRADA, UTILIZANDO UN MODELO DE SIMULACIÓN**

Frecuentemente las variables operacionales pueden sufrir alteraciones por diversas causas donde el operador no tiene inherencia, éstas variaciones a su vez pueden afectar el contenido de agua a ser removida y por consiguiente el flujo de glicol a circular. Usando el modelo de simulación desarrollado fue posible representar una serie de escenarios, partiendo para ello de las variaciones de las condiciones del gas de alimentación, como por ejemplo presión, flujo y temperatura. En tanto que el flujo de circulación de glicol se obtuvo al cumplir con la especificación de salida del gas en el contactor para cada caso planteado, en cada caso se fijó el contenido de agua a la salida del contactor en 3 lbH<sub>2</sub>O/MMPCED y en algunos casos se varió el gas de despojamiento para alcanzar la especificación de humedad.

#### **4.3.1 Cálculo de la Tasa de Circulación Mediante el Programa de Simulación a Condiciones de Operación Actual**

Desde la tabla 4.3 hasta la tabla 4.5 se muestran una gama de posibilidades que servirán de guía al operador para tomar ajustes sobre la tasa de circulación del glicol cuando ocurran eventos de este tipo, y a su vez permitirá optimizar el proceso de regeneración y con ello disminuir las pérdidas de glicol.

Tabla 4.3 Tasa de Circulación de TEG en Función de Temperatura, Presión y Flujo de Gas a Deshidratar para una Presión de Entrada de 1.190 Psig, Pureza del TEG 98,07 % Molar

	Presión de entrada 1190 psig		
	400 MMPCED	360 MMPCED	320 MMPCED
Temperatura (°F)	Flujo de glicol en gpm		
100	34	30	26
105	45	40	34
110	63	54	46
115	83	78	66
*120	84	79	74

\*Se incrementó el gas de despojamiento normal de 0,5 MMPCED a 0,7 MMPCED

Tabla 4.4 Tasa de Circulación de TEG En Función de Temperatura, Presión y Flujo de Gas a Deshidratar para una Presión de Entrada de 1.150 Psig, Pureza del TEG 98,07 % Molar

	Presión de entrada 1150 psig		
	400 MMPCED	360 MMPCED	320 MMPCED
Temperatura (°F)	Flujo de glicol en gpm		
100	37	33	29
105	50	44	38
110	70	61	51
115	98	90	76
*120	94	88	103

\*Se incrementó el gas de despojamiento normal de 0,5 MMPCED a 0,7 MMPCED

Tabla 4.5 Tasa de Circulación de TEG En Función de Temperatura, Presión y Flujo de Gas A Deshidratar para una Presión de Entrada de 1.100 Psig, Pureza del TEG 98,07 % Molar

	Presión de entrada 1100 psig		
	400 MMPCED	360 MMPCED	320 MMPCED
Temperatura (°F)	Flujo de glicol en gpm		
100	42	37	32
105	58	50	43
110	81	70	59
115	133	125	98
*120	112	103	95

\*Se incrementó el gas de despojamiento normal de 0,5 MMPCED a 0,7 MMPCED.

Las tablas anteriores proporcionan al operador una guía sobre cual debe ser la tasa de circulación de glicol cada vez que varíe la presión y la temperatura del gas de entrada. Con esto el operador podrá ajustar el caudal de una manera más rápida y eficiente para el proceso de regeneración, disminuyendo a su vez pérdidas asociadas a esta condición, también ahorros de energía en el proceso de regeneración.

#### **4.4 CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LA TORRE CONTACTORA Y EL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE TEG**

##### **4.4.1 Cálculo de la Caída de Presión y Porcentaje de Inundación de la Torre Contactora Caso Diseño**

Mediante el programa disponible de Nutter Engineering para cálculos preliminares se procedió a suministrar toda la información de acuerdo con la hoja de datos de diseño del equipo, para validar el caso diseño. De esta corrida se encontró

que la caída de presión por plato fue de 4,85 mmHg al multiplicar por los (08) ocho platos existente resultan 38,8 mmHg (0,75 psi), mientras que el valor total de diseño 36,4 mmHg (0,7 psi) esto representa una desviación de 11,5% por encima. Debido a que los datos suministrados al programa son los mismos disponibles en la hoja de datos de diseño, se consideró como aceptable la desviación encontrada, de tal manera que se tomó como valor de referencia el reportado por el programa caso diseño. En cuanto al porcentaje de inundación de los platos “Jet Flood” reportado para el caso diseño fue 6,25 % inferior al valor indicado en hoja de datos. Ver resultados en la tabla 4.6 resaltado en color rojo.

Tabla 4.6 Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Diseño

NUTTER ENGINEERING					
TRAY RATING PROGRAM				V 2.1	
Nutter Engineering		Project PDVSA GAS			
P.O. Box 700480		Service DISEÑO CONTACTOR TREN A			
Tulsa, Ok. 74170		Item D8-11.0302			
Tel: 1-800-331-4462		Date 30-Apr 2009			
-----					
VAPOR	lb/h	993692	VAPOR	ACFS	48.94
	lb/ft3	5.6400		Vload/ Ab	0.178
LIQUID	lb/h	69128	LIQUID	GPM	126.75
	lb/ft3	68.000		gpm/in	1.43
	dyne/cm	22.700			
	cp	10.890	Tower Area,	ft2	95.033
			Bubble Area,	ft2	82.480
Foam Factor		0.600	Valve Density, #/ft2		4.2
Residence Time, s		5.000	Slot Area,	ft2	9.137
			%		11.1%
Tower Diameter		132.000			
Tray Spacing		24.000	Jet Flood		60%
No. Passes		1	System Limit		36%
Valve Type		1 BDP	Blowing Flood		41%
No. Valves		348			
Valve Lift		0.5000	DCHydraulics, in. hot liq.		
F1=HELP F2=EDIT F3=UNITS F4=FILE F5=PRINT F10=QUIT READY					

Continuación Tabla 4.6. Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso  
Diseño, Continuación

NUTTERENGINEERING					
TRAY RATING PROGRAM				V 2.1	
Deck Thickness	0.1093		Sde	Center	
			Dry Drop	1.03	NA
DC Dimensions	Sde	Center	Clr Liq Hgt	1.35	NA
DC Inlet Width	17.000	0.000	Tray Pres Drop	2.38	NA
Area, ft <sup>2</sup>	7.16	NA	Inlet Head	2.68	NA
Area, %	7.5%	NA	DC Head Loss	0.19	NA
Weir Length	88.43	NA	DC Stack-up	5.49	NA
DC Outlet Width	12.000	0.000	DC Stack-up Limit	64%	NA
Area, ft <sup>2</sup>	4.30	NA			
Area, %	4.5%	NA	DC Inlet Velocity, ft/s		
Clearance	1.000	0.000	Actual Velocity	0.039	NA
Inlet Weir Hgt	2.000	0.000	% Allowable	25%	NA
Outlet Weir Hgt	2.000	0.000			
Radius Tips: 1=Yes	0	0	DC Res Time Limit	21%	NA
Seal Pans: 1=Yes	1	0			
			Dry Drop, in H <sub>2</sub> O	1.12	
			Tray Pressure Drop,		
			mm Hg	4.85	
Note : All dimensions are in inches.					
Warnings:					
F1=HELP F2=EDIT F3=UNITS F4=FILE F5=PRINT F10=QUIT READY					

#### **4.4.2 Cálculo de la Caída de Presión Y Porcentaje de Inundación de la Torre Contactora Caso Actual**

Posteriormente con el mismo programa, se efectuó otra corrida pero ahora con las condiciones de operación actual, donde la caída de presión reportada fue de 5,18 mmHg por plato o lo que es igual a 0,8012 psi por la columna, ahora bien en la actualidad de acuerdo con la data registrada de las condiciones operacionales se observó que en todos los casos la presión diferencial en la torre fue inferior al valor reportado, sin embargo se debe destacar que el instrumento fue intervenido en varias ocasiones por presentar diferencias de la señal campo control, reportándose presencia de impurezas en las tomas del instrumento, por otro lado se debe significar también que el flujo de gas a través del tren se ha mantenido ligeramente por debajo de su capacidad lo cual favorece estos resultados. La desviación con respecto al máximo valor registrado operacionalmente se encuentra 27,62 % por debajo al generado por el programa.

Al revisar el factor de inundación de los platos bajo condiciones de diseño representado por un 60 %, mientras que en la actualidad se ubica en 54 %, siendo el rango recomendado entre 50% y 80 %. Esta condición refleja que la operación se encuentra dentro del rango aunque muy cerca del nivel inferior recomendado y el resultado de la corrida se muestra en la tabla 4.7.

Tabla 4.7. Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Actual

NUTTER ENGINEERING					
TRAY RATING PROGRAM			V 2.1		
Nutter Engineering		Project PDVSA GAS			
P.O. Box 700480		Service CONTACTOR GLICOL TREN A			
Tulsa, Ok. 74170		Item D8-11.0302			
Tel: 1-800-331-4462		Date 30-Apr 2009			
-----					
VAPOR	lb/h	943600	VAPOR	ACFS	50.50
	lb/ft3	5.1900		Vload/Ab	0.173
LIQUID	lb/h	44890	LIQUID	GPM	80.05
	lb/ft3	69.920		gpm/in	0.91
	dyne/cm	43.270			
	cp	14.890	Tower Area,	ft2	95.033
			Bubble Area,	ft2	82.480
Foam Factor		0.650	Valve Density, #/ft2		4.2
Residence Time, s		5.000	Sot Area, ft2		9.137
			%		11.1%
Tower Diameter		132.000			
Tray Spacing		24.000	Jet Flood		54%
No. Passes		1	System Limit		26%
Valve Type		1 BDP	Blowing Flood		49%
No. Valves		348			
Valve Lift		0.5000	DCHydraulics, in. hot liq.		
F1=HELP F2=EDIT F3=UNITS F4=FILE F5=PRINT F10=QUIT READY					

Continuación Tabla 4.7. Hoja de Resultados Programa de Nutter Engineering, Caso Actual, Continuación

---

NUTTER ENGINEERING  
TRAY RATING PROGRAM V 2.1

Valve Lift 0.5000 DC Hydraulics, in. hot liq.  
Deck Thickness 0.1093 Side Center  
Dry Drop 0.98 NA  
DC Dimensions Side Center Cr Liq Hgt 1.49 NA  
DC Inlet Width 17.000 0.000 Tray Pres Drop 2.48 NA  
Area, ft<sup>2</sup> 7.16 NA Inlet Head 2.50 NA  
Area, % 7.5% NA DC Head Loss 0.08 NA  
Weir Length 88.43 NA DC Stack-up 5.25 NA  
DC Outlet Width 12.000 0.000 DC Stack-up Limit 60% NA  
Area, ft<sup>2</sup> 4.30 NA  
Area, % 4.5% NA DC Inlet Velocity, ft/s  
Clearance 1.000 0.000 Actual Velocity 0.025 NA  
Inlet Weir Hgt 2.000 0.000 % Allowable 12% NA  
Outlet Weir Hgt 2.000 0.000  
Radius Tips: 1=Yes 0 0 DC Res Time Limit 12% NA  
Seal Pans: 1=Yes 1 0  
Dry Drop, in H<sub>2</sub>O 1.10  
Tray Pressure Drop,  
mm Hg 5.18

Note : All dimensions are in inches.

Warnings:

F1=HELP F2=EDIT F3=UNITS F4=FILE F5=PRINT F10=QUIT READY

NUTTER ENGINEERING  
TRAY RATING PROGRAM V 2.1

Radius Tips: 1=Yes 0 0 DC Res Time Limit 12% NA  
Seal Pans: 1=Yes 1 0  
Dry Drop, in H<sub>2</sub>O 1.10  
Tray Pressure Drop,  
mm Hg 5.18

Note : All dimensions are in inches.

Warnings:

Design Notes: 393 MMPCED  
GPM 2.50

Estimates Only - Call your Nutter representative for final design.

F1=HELP F2=EDIT F3=UNITS F4=FILE F5=PRINT F10=QUIT READY

#### 4.4.3 Cálculo de la Velocidad Permisible del Gas en el Contactor a Condiciones de Diseño

Otro aspecto considerado en la evaluación de la torre contactora, fue la velocidad permisible en el equipo, para las condiciones de diseño y se calculó mediante la Ec. 2.6 con los siguientes resultados:

$\rho_{\text{TEG}}$	69,92	lb/pie <sup>3</sup>
$\rho_{\text{GAS}}$	5,194	lb/pie <sup>3</sup>
$K_s$	0,18	pie/s
$v_{\text{permisible}}$	0,635	pie <sup>2</sup> /s

#### 4.4.4 Cálculo de la Velocidad Actual del Gas en el Contactor a Condiciones de Operación Real

De aquí se observa que para velocidades de gas a condiciones actuales superiores a los 0,635 pie<sup>2</sup>/s no son recomendables por cuanto se promueve el arrastre de TEG con el gas, el porcentaje de desviación se basó entre el valor de velocidad permisible y el calculado a condiciones actuales.

De acuerdo con las velocidades del gas calculadas a condiciones de operación actual se encontró que para flujos de gas de entrada iguales o superiores a 400 MMPCED y 105 °F, como puede verse en la tabla 4.8 y presión del sistema por debajo de 1100 psig, se está muy cerca de la velocidad permisible en el equipo favoreciendo el arrastre de TEG en el contactor y por ende las pérdidas en el sistema además que se afecta los sistemas aguas abajo, por ejemplo contaminación del sistema de deshidratación con tamices moleculares el cual se ve seriamente afectada su eficiencia.

Tabla 4.8 Velocidad del Gas en el Contactor A 400 MMPCED Y 105 °F en Función de la Presión

400 MMPCED y 105 °F			
PRESION /psi	pie/s	m/s	% desviación
1080	0,62	0,19	2,19
1090	0,62	0,19	2,63
1100	0,61	0,18	3,50
1110	0,61	0,18	4,36
1120	0,61	0,18	4,78
1130	0,60	0,18	6,03

De forma similar la tabla 4.9 y tabla 4.10 se presentan distintos escenarios de operación donde se visualizan condiciones bajo las cuales se está muy próximo o por encima de la velocidad permisible en el contactor.

Tabla 4.9. Velocidad del Gas en el Contactor A 380 MMPCED Y 105 °F en Función De La Presión

380 MMPCED y 105 °F			
PRESION /psi	pie/s	m/s	% desviación
1080	0,59	0,18	6,65
1090	0,59	0,18	6,65
1100	-	-	-
1110	-	-	-
1120	-	-	-
1130	-	-	-

En el caso anterior para presiones mayores de de 1090 psig las velocidades del gas no exceden la velocidad permisible por lo que representan un riesgo de arrastre para el glicol.

Tabla 4.10. Velocidad del Gas en el Contactor a 400 MMPCED Y 110 °F en Función de la Presión

400 MMPCED y 110 °F			
PRESION /psi	pie/s	m/s	% desviación
1080	0,63	0,19	0,87
1090	0,62	0,19	1,77
1100	0,62	0,19	2,65
1110	0,61	0,18	3,51
1120	0,61	0,18	4,37
1130	0,60	0,18	5,20

Es importante destacar que durante el periodo evaluado no se detectaron velocidades del gas cercanas o superiores a la velocidad permisible, sin embargo resulta de gran significación controlar la velocidad del gas para evitar que se produzcan pérdidas considerables de TEG por arrastre con el gas.

#### 4.4.5 Eficiencia del Rehervidor de Glicol

Finalmente, para evaluar la eficiencia del regenerador de TEG, mediante el simulador de procesos se obtuvo el flujo de calor requerido a las condición de operación actual resultando este de 5,86 MMBtu/h, mientras que la carga de calor por diseño es de 5,6 MMBtu/h, esto representa apenas un 4,64 % por encima de este ultimo. Sin embargo en la actualidad el consumo de gas combustible para mantener la temperatura requerida, es ligeramente superior al valor de operación normal, esto ha sido fácilmente verificable por cuanto el porcentaje de apertura de la válvula de gas combustible es controlado por encima del valor normal. Vale destacar que además la temperatura en el regenerador es controlada entre 380°F - 385°F y no en 400 °F, otro factor a considerar es el flujo de gas de despojamiento cuyo suministro es inferior en 50% al valor recomendado por diseño. También es importante mencionar el hecho que de acuerdo con el fabricante cada equipo tiene capacidad para regenerar 70 gpm de TEG, lo cual representa un total de 140 gpm y en la actualidad el caudal de circulación es mucho menor y es aproximadamente 85 gpm y por último al verificar la temperatura de TEG rico entrado al rehervidor se detectó que la misma se encuentra por debajo en un 2,5% de la temperatura especificada en el diseño.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### CONCLUSIONES

1. Los niveles de operación actual en los principales equipos del sistema se encuentran por debajo de lo requerido, afectando el tiempo de retención y por ende la separación de los hidrocarburos lo que genera perturbación aguas abajo del proceso de regeneración.
2. La temperatura en el condensador del rehervidor de glicol supera de manera significativa la condición de operación normal, estimándose pérdidas fijas por esta causa de 6854 litros por mes, de acuerdo con los resultados arrojados por el simulador.
3. La presión de operación del desafaltenizador en la actualidad se encuentra 65 % por encima del valor especificado en el diseño, mientras que en el flash de glicol la presión es 25 % superior al de diseño, esta condición no contribuye a que se despojen completamente hidrocarburos presentes en la solución de TEG.
4. La caída de presión reportada desde el desafaltenizador hasta el flash de glicol supera en 145 % la condición de diseño, este incremento puede ser atribuido a altas caídas de presión en los condensadores de los rehervidores e intercambiadores de calor D2-11.0311 y D2-11.0321, como consecuencia de ensuciamiento que además causa obstrucción al paso del fluido afectando también la transferencia de calor.
5. La simulación para el caso diseño del sistema de deshidratación de gas natural con TEG, reproduce los resultados con desviaciones entre 0 y 10 %.
6. La validación del esquema de simulación planteado, reproduce las condiciones actuales de operación del sistema de deshidratación de gas natural con TEG, con desviaciones menores al 0 al 9 %.

7. El flujo de gas de despojamiento actual es 60 % inferior al establecido en las condiciones de diseño.
8. Mediante el modelo de simulación desarrollado se logró reproducir el flujo de circulación de glicol para distintas condiciones de entrada, en función del flujo, temperatura y presión de gas en el contactor, esto facilita el ajuste del caudal de TEG en función de las condiciones de operación.
9. Para las condiciones de operación actual la caída de presión a través de los platos se encuentra 27,62 % por debajo del valor calculado a través del programa para columnas de platos de Nutter Ing.
10. Las principales causas de las pérdidas de TEG en el sistema de deshidratación con glicol son alta velocidad del gas en el contactor TEG, altas temperaturas en las columnas destiladoras y niveles inadecuados en los equipos del sistema.
11. La velocidad del gas en el contactor supera la velocidad permisible en el contactor cuando la presión de entrada se encuentra por debajo de 1080 psig con un flujo de gas de 400 MMPCED o mayor, favoreciendo de esta manera el arrastre de glicol con el gas.
12. El factor de inundación en la columna se encuentra en 54 %, lo cual no supera en valor máximo recomendado de 80 %.
13. El flujo de calor actual en el rehervidor de glicol representa una pequeña desviación respecto al de diseño, a pesar de que el flujo de glicol a regenerar es 29,11% menor a este.

## RECOMENDACIONES

1. Reponer los niveles de TEG en los principales equipos donde ocurre la estabilización y separación de condensados en el sistema de regeneración hasta alcanzar los niveles de operación normal para cumplir con la separación efectiva de los hidrocarburos presentes y en consecuencia la estabilidad del proceso.
2. Efectuar limpieza mecánica y química a los principales equipos involucrados en la regeneración (torre contactora, desafaltenizador, flash, rehervidores, condensadores, enfriado por aire, intercambiadores de calor, entre otros, a fin de reestablecer las condiciones adecuadas de operación.
3. Reemplazar filtro de carbón activado para contribuir con la eliminación pequeñas impurezas presentes en el TEG.
4. Utilizar el modelo de simulación desarrollado como herramienta de trabajo para evaluar el sistema cuando sea necesario.
5. Establecer un control de presión que permita el desalojo tanto del desafaltenizador como del flash de manera simultánea sin generar perturbaciones en el sistema.
6. Evaluar nuevas tecnologías el sistema instrumentado debido a que por las características de la solución (presencia de sólidos) produce fallas recurrentes.
7. Utilizar como de guía de referencia la tasa de circulación de trietilenglicol generada en este estudio la cual toma en cuenta distintos escenarios de operación así como la pureza del TEG.

## BIBLIOGRAFÍA

[1] **Molina, D.**, “Evaluación sistema de deshidratación de gas natural con trietilenglicol del tren B de la planta de Extracción Santa Bárbara. **Trabajo de grado, Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz** (2005)

[2] **Tineo, E.**, “Evaluación del Proceso de Deshidratación de Gas Natural en la Planta Orocual 2”, **Trabajo de grado, Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz**, (2003).

[3] **Poito, R.**, “Evaluación de las Facilidades de Entrada y del Sistema de Deshidratación del Gas Natural con Glicol en la Planta de Extracción Santa Bárbara”, **Trabajo de grado, Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz**, (2003).

[4] **Bonells, D.**, “Evaluación del Proceso de Deshidratación de Gas Natural mediante Absorción con Trietilenglicol utilizado por PDVSA Producción en el Oriente de Venezuela”, **Trabajo de grado, Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz**, (2003).

[5] Lineamiento, Normas y Manuales, “**Mercadeo y Gas**”, Registro Integral de Seguridad Operacional (R.I.S.O). Manual de Operaciones.

[6] **Pérez, R. y Martínez, M.** “Características de los Hidrocarburos”, Ingenieros Consultores. Primera Publicación (1994).

[7] **Campbell, J.**, “Gas Conditioning and Processing”, **Tomo I, Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma**, (1984).

[8] **Gas Processors Suppliers Association (GPSA)**, “Engineering Data Book”, **Volumen II**, (1987).

[9] **Rosen, W.**, “Glycol Dehydration”, **Petroleum Learning Programs Ltd., Houston, Texas**, (1981).

[10] **Martínez, M.**, “Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones”, (1994).

[11] **Martínez, M.**, “Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones”, [CD-ROM], **Ingenieros Consultores y Asociados C.A.**, (2000).

[12] **Campbell, J.**, “Gas Conditioning and Processing”, **Tomo I, Campbell Petroleum Series, Norman, Oklahoma**, (1984).

[13] **Pearce, R. y Sivalls R.**, “Fundamentals of Gas Dehydration Design and Operation with Glycol Solutions”, **Gas Conditioning Conference**, (1984).

[14] **Durán M. y Castillo E.**, “Aplicación de Esquemas de Control Avanzados en el Proceso de Deshidratación del Gas Natural”, **Universidad Tecnológica de Pereira**, (2004).

[15] **Martínez, M.**, “Tratamiento del Gas Natural”, [CD-ROM], **Ingenieros Consultores y Asociados C.A.**, (2005).

[16] **Martínez, M.**, “Deshidratación del Gas Natural”, **Maracaibo, Estado Zulia**, (2003).

[17] **PDVSA-90616.1.025**, “Guías de Ingeniería para Instalaciones de Producción, Sistemas de Tubería y Área de Terminal Marítimo”, (1991).

[18] **Tecno Asesores Zulia C.A.**, “Tratamiento del Gas Natural”, **Maracaibo, Estado Zulia**, (1998).

[19] **Industrias Vander-Rohe C.A.**, “Plantas de Deshidratación de Gas por TEG”, **Maturín**.

[20] **Estudios y Servicios Petroleros** <http://www.oilproduction.net/files/GPA-Aminas.pdf>

**CORPOVEN, S.A.**, “**Introducción a la Ingeniería de Gas**”, Gerencia de Ingeniería de Gas. (1995).

[21] **CORPOVEN, S.A.**, “Manual de Operaciones”, Volumen I. Extracción Santa Bárbara, Estado Monagas. Venezuela. Julio (1993).

[22] **Lieberman, N.**, “Troubleshooting Natural Gas Processing”, **Penn Well Publishing Company, Tulsa, Oklahoma**, (1987).

[23] **HYSYS de ASPEN**, “[www.aspentech.com/includes/products](http://www.aspentech.com/includes/products)”, (2005).  
**Aspentech**, “Curso Básico del Uso del Simulador HYSYS”, (2004).

[24] **Rondón, E. y Becerra, L.**, “Simulación de Procesos, Herramientas de Cálculo para el Ingeniero de Gas”, **INTEVEP S.A., Venezuela**, (1989).

## **Anexos**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y  
ASCENSO**

<b>TÍTULO</b>	<b>EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL DEL TREN A, DE LA PLANTA EXTRACCIÓN SANTA BÁRBARA</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Ing. Keyla R. Morao C.</b>	<b>CVLAC: 11.343.104</b> <b>E MAIL: moraok@pdvsa.com</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

Sistema de deshidratación \_\_\_\_\_

Glicol \_\_\_\_\_

Planta de extracción Santa Bárbara \_\_\_\_\_

Gas natural \_\_\_\_\_

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Especialización en ingeniería en gas

**RESUMEN (ABSTRACT):**

En el presente trabajo se realizó la evaluación del sistema de deshidratación de gas natural con trietilenglicol del tren A de la planta de extracción Santa Bárbara debido a las pérdidas de TEG que aquí se producen. Con el fin de evaluar el sistema, se realizaron dos simulaciones mediante el programa HYSYS 3.2. Para las condiciones de diseño y las condiciones actuales de operación, respectivamente. De la aplicación del simulador se obtuvo que para el diseño la mayor desviación fue del 10% mientras que para las condiciones actuales de operación resultó de 9 %, demostrándose la confiabilidad del esquema planteado. Para continuar el análisis del sistema, se evaluaron las causas más comunes que generan pérdidas de TEG, encontrándose lo siguiente: excesiva vaporización de TEG en el rehervidor, niveles inadecuados en los equipos, altas presiones de operación en equipos de separación, pérdida de la capacidad de transferencia de calor. En base al análisis planteado, se hicieron propuestas para mejorar su desempeño, entre ellas, no operar la torre contactora bajo condiciones donde se supere la velocidad permisible, ajustar el flujo de circulación de TEG tomando en cuenta fluctuaciones de la presión, temperatura y flujo, efectuar mantenimiento mayor de los equipos involucrados para recuperar su eficiencia, reponer los niveles de TEG en los equipos y mejorar sistema de filtración.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
<b>Ing. Esp. Lourdes Rodulfo</b>	CVLAC:	9.302.873			
	E_MAIL	rodulfol@pdvsa.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU X	JU
<b>Msc. Arturo Rodulfo</b>	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	Rodulfo99@cantv.net			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
<b>Fidelina Moncada</b>	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL	fidelina@cantv.net			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
<b>José Rondón</b>	CVLAC:	8.328.657			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2009	06	26
AÑO	MES	DÍA

**LENGUAJE. SPA**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS.evaluación_sistema_de_deshidratación_planta_santa_bárbara.doc	Application/msword

**CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS:** A B C D E F G H I J K L  
M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x  
y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

**ALCANCE**

**ESPACIAL:** Planta de Extracción Santa Bárbara/Edo Monagas (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** Dos años (OPCIONAL)

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

**Especialista en Ingeniería de gas**

---

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

**Postgrado**

---

**ÁREA DE ESTUDIO:**

**Coordinación de Postgrado de Ingeniería en Gas**

---

**INSTITUCIÓN:**

**Universidad de Oriente**

---

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****DERECHOS:** de acuerdo al artículo 41

“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.

Ing. Keyla Morao

**AUTOR**

Msc. Arturo Rodolfo

**TUTOR**

Fidelina Moncada

**JURADO**

José Rondón

**JURADO**

Anabelis Rodríguez

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**