

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE**

**FACULTAD DE INGENIERIA**

**DEPARTAMENTO DE GEOLOGIA Y PETROLEO**



**PROYECTO INTEGRADOR PROFESIONAL**

**INGENIERIA EN PETROLEO**

**“Optimización de Planta de Deshidratación de Gas  
mediante el uso de Glicol”**

AUTORES:  
BAISSAC ROBERTO  
HEFFNER RICARDO

Neuquén, Argentina 2018

**Universidad Nacional del Comahue – Facultad de Ingeniería**

**“Optimización de Planta de Deshidratación de Gas  
mediante el uso de Glicol”**

Proyecto Integrador Profesional presentado en la Facultad de Ingeniería de la  
Universidad Nacional del Comahue, como parte de los requisitos para obtener el  
título de

**INGENIERO EN PETRÓLEO.**

Autores:

Baissac Roberto  
Heffner Ricardo

Legajo: Ing-2502  
Legajo: 101529

Tutor Académico:

Dra. Eliana Aqueveque Reydet de Delgado

Jurado 1:.....

Jurado 2:.....

Jurado 3:.....

## **AGRADECIMIENTOS**

A mis padres, Roberto y Mariela, por haberme apoyado en todo momento de mi carrera y brindarme sus consejos siempre importantes para seguir adelante ante cualquier dificultad. Por su esfuerzo día a día para que yo pueda realizar mi carrera sin tener nunca que preocuparme por otra cosa que estudiar. Y por sobre todo por el amor que me brindan todos los días de mi vida.

A mis hermanas, Daiana y Marcia, por ser un ejemplo como personas y profesionales y brindarme siempre un apoyo incondicional, a mis abuelos, Elsa y Aldo, que siempre estuvieron pendientes de mí a lo largo de mi carrera y son fuente de energía cada vez que la necesito, a mi tía Patricia y a todos los familiares que siempre me dieron fuerzas y motivación para cumplir con el primero de mis objetivos. Lograr este título ha sido posible gracias a todos ellos.

También deseo agradecer a mis compañeros y amigos, con quienes compartí esta linda etapa de la vida, tanto dentro como fuera del ámbito académico.

A nuestra tutora, Dra. Eliana Aqueveque Reydet de Delgado, y jurados por su apoyo para que podamos culminar con nuestro estudio profesional y realizar este trabajo.

Roberto Baissac

## AGRADECIMIENTOS

Con este trabajo, se cierra una etapa pendiente de mi vida y por la cual han pasado muchas personas importantes, dando su apoyo incondicional e impulsando a que pueda concluirla.

Desde el primer momento, mis padres Beatriz y Venancio, quienes me han enseñado lo más importante de la vida, a ser una persona de bien y que cada logro es el fruto del esfuerzo y la dedicación que se pone.

A mi hermano Horacio, quien me ha apoyado, aconsejado y en todos los momentos en que lo necesite, incondicionalmente siempre estuvo presente.

A mi compañera de vida Vanesa, quien ha sido uno de los pilares fundamentales para que hoy me encuentre aquí, dándome sus palabras de aliento, su paciencia infinita y su confianza plena de que este día llegaría.

A mis amigos de la universidad, con los que compartimos alegrías y penas, pero lo más importante con los que supimos crear una amistad de unión y encuentro más allá del ámbito de la facultad. A mis amigos de siempre, que entregaron la mejor energía en todo momento, escuchando y aconsejando, con palabras que siempre llevaré conmigo.

A la Dra. Eliana Aqueveque Reydet de Delgado, que con su vocación, paciencia y adoptando a cada uno de sus alumnos, ha sido mi motor impulsor para cerrar esta etapa.

A todos y cada uno de los profesores, a la Universidad Nacional del Comahue.

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

A todos, eternamente agradecido.

Ricardo Heffner

## RESUMEN

El gas natural, normalmente contiene cantidades significativas de vapor de agua, a las condiciones de presión y temperatura a las que se opera en un yacimiento. El agua libre, puede ser removida por el paso de la corriente de gas a través de separadores, mientras que el contenido restante debe ser extraído de la corriente por otros métodos, como son la deshidratación con glicoles (proceso de absorción), la deshidratación por tamices moleculares (proceso de adsorción), entre otros, siendo estos los más importantes. La importancia de dicha deshidratación, se debe a los problemas que el agua podría ocasionar si no fuera removida eficientemente, como son problemas de corrosión, formación de hidratos, disminución en la calidad del gas natural. Todos problemas que en la industria petrolera, generan una demanda económica elevada como así también problemas operacionales. El presente trabajo aborda el estudio de una planta de deshidratación con glicol, específicamente el TriEtilenGlicol, describiendo el análisis y evaluación de los desvíos en el consumo del mismo. Dicha planta deshidratadora de gas, se encuentra localizada en la zona de Neuquén y gentilmente fue puesta a disposición por parte de la operadora del yacimiento. El trabajo consta de un contenido teórico, donde se reflejan los parámetros a ser tenidos en cuenta en el análisis, la exposición del caso real de operación con todos sus datos relevados en planta, los cálculos realizados a partir de la base teórica, como así también a partir de la simulación realizada con el software Unisim-Design, también gentilmente cedido por la compañía. A partir de los resultados obtenidos se detectaron distintos inconvenientes que arrojan desvíos en el consumo de TriEtilenGlicol, es por esto que se evalúa exhaustivamente cada uno de los equipos componentes del sistema y las variables operacionales. Con la recolección de datos, los cálculos realizados y simulaciones del proceso, se mencionan posibles mejoras a aplicar que llevarían a la optimización del funcionamiento y de los recursos utilizados en la planta.

Palabras claves: Deshidratación, TriEtilenGlicol, análisis, evaluación, simulación, optimización

## ABSTRACT

Natural gas usually contains significant amounts of water vapor a pressure and temperature conditions that the field is operated. The free water can be removed by the passage of the gas stream through separators, while the rest must be removed out of the system by using other methods like the dehydration with glycols (absorption process) and the dehydration by molecular sieves (adsorption process), being these two the most important. The importance of this dehydration is due to the problems that water could cause if it were not removed efficiently, such as corrosion problems, hydrates formation, decrease quality of natural gas. All these problems in the oil industry generate a high economic demand as well as operational problems. The present work deals with study of a glycol dehydration plant, specifically TriEtilenGlycol, describing the analysis and evaluation of the deviations in its consumption. This gas dehydration plant is located in the Neuquén area and it was kindly made available by the field operator. The work consists of a theoretical content, which reflects the parameters to be taken into account in the analysis, the exposure of the real case of operation with all its data collected in the plant, the calculations made from the theoretical basis, as well as from the simulation made whit the Unisim-Design software, also gently provided by the company. Based on the results obtained, different drawbacks were detected that lead to desviations in the consumption of TriEtilenGlicol, wich is why each of the system and the operational variables are exhaustively evaluated. With the collection of data, the calculations and simulations of the process, possible improvements are mentioned that would lead to the optimizacion of the operation and the resources used in the plant.

Keywords: dehydration, TriEtilenGlycol, analysis, evaluation, simulation, optimization

## Índice

<b>AGRADECIMIENTOS .....</b>	<b>ii</b>
<b>AGRADECIMIENTOS .....</b>	<b>iii</b>
<b>RESUMEN .....</b>	<b>iv</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>v</b>
<b>LISTADO DE FIGURAS .....</b>	<b>x</b>
<b>LISTADO DE TABLAS .....</b>	<b>xvi</b>
<b>GLOSARIO .....</b>	<b>xix</b>
<b>1. CAPITULO I: INTRODUCCION .....</b>	<b>1</b>
<b>2. CAPITULO II: DESHIDRACION DEL GAS.....</b>	<b>3</b>
2.1 <b>CONCEPTOS GENERALES .....</b>	<b>3</b>
2.1.1 <b>Corrección por impurezas.....</b>	<b>5</b>
2.2 <b>HIDRATOS.....</b>	<b>9</b>
2.2.1 <b>Control de hidratos .....</b>	<b>11</b>
2.2.2 <b>Tecnicas para deshidratar gas natural .....</b>	<b>12</b>
2.3 <b>PROCESOS DE ADSORCION / TAMICES MOLECULARES.....</b>	<b>12</b>
2.3.1 <b>Operación de una planta de deshidratacion por tamices moleculares. 15</b>	
2.4 <b>PROCESOS DE ABSORCION / DESHIDRACION POR GLICOL 16</b>	
2.4.1 <b>Eleccion del glicol. ....</b>	<b>18</b>
2.4.2 <b>Descripción del proceso.....</b>	<b>24</b>
2.5 <b>DESHIDRACION POR PROCESOS DE BAJA TEMPERATURA 26</b>	
2.6 <b>DESHIDRACION UTILIZANDO CLORURO DE CALCIO .....</b>	<b>26</b>
<b>3. CAPITULO III: DESHIDRACION CON TEG.....</b>	<b>28</b>
3.1 <b>DESCRIPCIÓN GENERAL.....</b>	<b>28</b>
3.2 <b>DESCRIPCIÓN POR EQUIPO .....</b>	<b>30</b>
3.2.1 <b>Separador de entrada.....</b>	<b>30</b>

3.2.2	Torre contactora gas-glicol .....	31
3.2.3	Tanque flash.....	34
3.2.4	Filtro de partículas .....	35
3.2.5	Filtro de carbón activado .....	37
3.2.6	Reboiler.....	37
3.3	CONDICIONES OPERATIVAS .....	38
3.3.1	Torre contactora.....	38
3.3.2	Caudal de gas de entrada .....	38
3.3.3	Temperatura y presión de gas de entrada .....	38
3.3.4	Temperatura de glicol de entrada .....	39
3.3.5	Concentración de glicol pobre .....	40
3.3.6	Temperatura y presión del reboiler de glicol .....	42
3.3.7	Gas de stripping .....	43
3.3.8	Caudal de circulación TEG.....	44
3.3.9	Temperatura en torre despojadora .....	45
3.4	PROBLEMAS OPERACIONALES .....	46
3.4.1	Descomposición térmica:.....	46
3.4.2	Oxígeno en el sistema:.....	46
3.4.3	Valores anormales de PH: .....	47
3.4.4	Contaminación con sales .....	47
3.4.5	Presencia de hidrocarburos líquidos .....	48
3.4.6	Acumulación de lodos .....	48
3.4.7	Espuma .....	49
3.4.8	Presencia de CO <sub>2</sub> .....	49
3.5	CONTROL DE CALIDAD DEL TEG .....	50

3.5.1	Parámetros a analizar en el TEG .....	50
3.5.2	Ejemplo de análisis de TEG .....	53
<b>4.</b>	<b>CAPITULO IV: DESCRIPCION DE CASO REAL .....</b>	<b>55</b>
4.1	PROCESO A ANALIZAR .....	55
4.2	DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS .....	57
4.2.1	Torre contactora.....	57
4.2.2	Bombas de Glicol .....	58
4.2.3	Intercambiador .....	59
4.2.4	Regenerador de Glicol .....	59
4.2.5	Niveles en Reboiler.....	61
4.2.6	Filtro de Carbón Activado .....	62
4.2.7	Filtro de Sólidos de Glicol.....	63
4.3	VARIABLES DE OPERACIÓN ACTUALES .....	64
4.3.1	Control de calidad TEG rico/pobre.....	65
4.3.2	Cromatografía y Propiedades de gas de entrada.....	65
4.4	VERIFICACIÓN DE VALORES TOMADOS EN CAMPO: .....	66
<b>5.</b>	<b>CAPITULO V: PROPUESTA DE MEJORA Y ANÁLISIS DE RESULTADOS .....</b>	<b>72</b>
5.1	PROPUESTA DE MEJORAS .....	72
5.1.1	Agregado de tanque flash para el TEG rico previo ingreso a regeneración.....	72
5.1.2	Reducción de contenido de TDS (sólidos totales en suspensión) mediante filtrado de partículas. ....	74
5.1.3	Aumento de la temperatura de ingreso de TEG pobre a la torre contactora gas-glicol.....	76

5.2	CÁLCULO DE CONSUMO DE TEG CON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PREVIAS A LAS MEJORAS PROPUESTAS.....	80
5.2.1	Pérdidas en los vapores de salida de la regeneradora de TEG: .....	80
5.2.2	Pérdidas en la torre contactora por evaporación:.....	81
5.3	CÁLCULO DE CONSUMO DE TEG CON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PROPUESTAS LUEGO DE LA APLICACIÓN DE LAS MEJORAS...	83
5.3.1	Pérdidas en los vapores de salida de la regeneradora de TEG .....	85
5.3.2	Pérdidas en la torre contactora por evaporación:.....	86
5.3.3	Pérdidas en Tanque Flash .....	87
5.4	COMPARACIÓN DE RESULTADOS EN AMBOS CASOS. ....	88
<b>CAPITULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>		<b>91</b>
6.1	CONCLUSIONES .....	91
6.2	RECOMENDACIONES .....	92
<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>		<b>94</b>
<b>ANEXO I: FIGURAS EXTRAS CAPITULO II .....</b>		<b>95</b>
6.	<b>ANEXO II: SIMULADOR UTILIZADO Y VERIFICACION DEL MISMO.....</b>	<b>101</b>

## LISTADO DE FIGURAS

### CAPÍTULO II

- Figura 2.1: Gráfico de Mc Ketta para determinar contenido de Agua en el Gas (GPSA-Figura 20-4. Página 20-5, Edición año 2004)..... Pág. 4
- Figura 2.2: Gráfico de contenido de H<sub>2</sub>O del CO<sub>2</sub> saturado en mezcla de Gas (GPSA-Figura 20-6. Página 20-7, Edición año 2004)..... Pág. 5
- Figura 2.3: Gráfico de contenido de H<sub>2</sub>O del H<sub>2</sub>S saturado en mezcla de Gas (GPSA-Figura 20-7. Página 20-7, Edición año 2004)..... Pág. 6
- Figura 2.4: Gráfico de Campbell para contenido de Agua en presencia de H<sub>2</sub>S (Gas Conditioning and processing-Vol.1: The Basic Principles. Página 128, Edición año 1992).....Pág. 7
- Figura 2.5: Gráfico de Campbell para contenido de Agua en presencia de CO<sub>2</sub> (Gas Conditioning and processing-Vol.1: The Basic Principles. Página 129, Edición año 1992)..... Pág. 7
- Figura 2.10: Curvas de presión- temperatura para la predicción de hidratos (GPSA-Figura 20-19. Página 20-13, Edición año 2004)..... Pág. 9
- Figura 2.11: Temperatura de formación de hidratos (Ref. Marcias Martinez y Argeniz Lorenzo- Deshidratación del Gas Natural, Año 1994).....Pág. 10
- Figura 2.14: Esquema proceso de deshidratación con sólidos desecantes (GPSA-Figura 20-80. Página 20-40, Edición año 2004)..... Pág. 15
- Figura 2.15: Higroscopicidad comparativa de Dietilenglicol y Trietilenglicol (Ref. Marcias Martinez y Argeniz Lorenzo- Deshidratación del Gas Natural, Año 1994)..... Pág. 20

Figura 2.16: Viscosidad de las mezclas Agua- Etilenglicol (GPSA-Figura 20-41. Página 20-24, Edición año 2004).....	Pág. 21
Figura 2.17: Viscosidad de las mezclas Agua- Dietilenglicol (GPSA-Figura 20-42. Página 20-25, Edición año 2004).....	Pág. 22
Figura 2.18: Viscosidad de las mezclas Agua- Trietilenglicol (GPSA-Figura 20-43. Página 20-25, Edición año 2004).....	Pág. 22
Figura 2.19: Solubilidad de Glicoles en los Hidrocarburos (Ref. Marcias Martinez y Argeniz Lorenzo- Deshidratación del Gas Natural, Año 1994).....	Pág. 23
Figura 2.20: Esquema de funcionamiento planta de glicol (Internet: <a href="http://www.proyectopiping.blogspot.com">www.proyectopiping.blogspot.com</a> ).....	Pág. 25

### **CAPÍTULO III**

Figura 3.1: Unidad básica de deshidratación de glicol (Gas Conditioning and processing-Vol.1: The Basic Principles. Edición año 1992).....	Pág. 29
Figura 3.2: Separador bifásico horizontal convencional (Ikoku- Edición año 1994).....	Pág. 31
Figura 3.3: Torre fraccionadora de Platos (Internet: <a href="http://www.proyectopiping.blogspot.com">www.proyectopiping.blogspot.com</a> ).....	Pág. 32
Figura 3.4: Burbujeo de los fluidos dentro de la torre (Ref. Marcias Martinez y Argeniz Lorenzo- Deshidratación del Gas Natural, Año 1994).....	Pág. 33
Figura 3.5: Tanque Flash (Internet: <a href="http://www.proyectopiping.blogspot.com">www.proyectopiping.blogspot.com</a> ).....	Pág. 35
Figura 3.6: Filtro de Partículas (Internet: <a href="http://www.proyectopiping.blogspot.com">www.proyectopiping.blogspot.com</a> ).....	Pág. 36

Figura 3.7: Filtro de Carbón activado (Internet: <a href="http://www.proyectopiping.blogspot.com">www.proyectopiping.blogspot.com</a> ).....	Pág. 37
Figura 3.8: Equilibrio punto de Rocío vs Temperatura – a diferentes concentraciones TEG (GPSA-Figura 20-68. Página 20-34, Edición año 2004).....	Pág. 40
Figura 3.9: Depresión del punto de rocío vs caudal de TEG / concentración. (Surface Production Operations – Vol. 2 -Figura 8.10. Página 209, Edición año 1999).....	Pág. 41
Figura 3.10: Concentración de Glicol vs Temperatura de Rehervidor (Surface Production Operations – Vol. 2 -Figura 8.11. Página 210, Edición año 1999).....	Pág. 42
Figura 3.11: Efecto del gas de Stripping en la concentración del TEG (Surface Production Operations – Vol. 2 -Figura 8.12. Página 212, Edición año 1999).....	Pág. 44

#### **CAPÍTULO IV**

Figura 4.1: Torre contactora de unidad de Deshidratación (Documentación cedida por la empresa ).....	Pág. 56
Figura 4.2: Unidad de Deshidratación (Documentación cedida por la empresa).....	Pág. 57
Figura 4.3: Fotografía Torre contactora de unidad de Deshidratación (Documentación de campo).....	Pág. 58
Figura 4.4: Fotografía Bombas de Glicol (Documentación de campo).....	Pág. 58
Figura 4.5: Fotografía Intercambiador de calor glicol/glicol (Documentación de campo).....	Pág. 59

Figura 4.6: Fotografía regenerador de Glicol (Documentación de campo).....	Pág. 60
Figura 4.7: Fotografía Válvula controladora de temperatura (Documentación de campo).....	Pág. 60
Figura 4.8: Fotografía Nivel en reboiler anterior al rebalse (Documentación de campo).....	Pág. 61
Figura 4.9: Fotografía Nivel en reboiler posterior al rebalse (Documentación de campo).....	Pág. 61
Figura 4.10: Fotografía Filtro de carbón activado (Documentación de campo).....	Pág. 62
Figura 4.11: Fotografía Filtro de partículas (Documentación de campo).....	Pág. 63
Figura 4.12: Esquema de proceso- Variables operacionales actuales.....	Pág. 64
Figura 4.13: Determinación del punto de rocío- con datos de concentración del TEG y temperatura de contacto (GPSA-Figura 20-68. Página 20-34, Edición año 2004).....	Pág. 67
Figura 4.14: Contenido de Agua en el gas- en condiciones actuales (GPSA-Figura 20-4. Página 20-5, Edición año 2004).....	Pág. 68
Figura 4.15: Esquema del proceso – Simulación Unisim en condiciones actuales.....	Pág. 70

## CAPÍTULO V

Figura 5.1: Fotografía Regeneradora con tanque flash (Documentación de campo).....	Pág. 73
Figura 5.2: Fotografía de Elementos filtrantes (Documentación de campo).....	Pág. 75
Figura 5.3: Esquema de Proceso – indicación de By pass abierto (Documentación cedida por la empresa).....	Pág. 77
Figura 5.4: Aislación de tubería y calentamiento (Internet: <a href="http://www.proyectopiping.blogspot.com">www.proyectopiping.blogspot.com</a> ).....	Pág. 79
Figura 5.5: Concentración de TEG, según temperatura y presión de Reboiler (Surface Production Operations – Vol. 2 -Figura 8.11. Página 210, Edición año 1999).....	Pág. 84
Figura 5.6: Simulación con valores operacionales propuestos.....	Pág. 85

## ANEXO I

Figura 2.6: Contribución del H <sub>2</sub> S en el contenido de Agua en el Gas a varias temperaturas y presiones (GPSA-Figura 20-10. Página 20-8, Edición año 2004).....	Pág. 95
Figura 2.7: Contribución del CO <sub>2</sub> en el contenido de Agua en el Gas a varias temperaturas y presiones (GPSA-Figura 20-11. Página 20-8, Edición año 2004).....	Pág. 96

Figura 2.8: Contenido de Agua para mezcla de gases ácidos a 2000 psia (GPSA-Figura 20-12. Página 20-9, Edición año 2004) .....	Pág. 97
Figura 2.9: Contenido de Agua para mezcla de gases ácidos a 6000 psia (GPSA-Figura 20-13. Página 20-9, Edición año 2004).....	Pág. 98
Figura 2.12: Expansión permisible para gas natural de gravedad específica 0.6 sin formación de Hidratos (GPSA-Figura 20-20. Página 20-14, Edición año 2004).....	Pág. 99
Figura 2.13: Expansión permisible para gas natural de gravedad específica 0.7 sin formación de Hidratos (GPSA-Figura 20-21. Página 20-14, Edición año 2004).....	Pág. 100

## **ANEXO II**

Figura 2.21: Planta de Deshidratación- Simulación software Unisim.....	Pág. 101
Figura 2.22: Torre contactora datos de fabricante - Simulación software Unisim.....	Pág. 102
Figura 2.23: Still Column - Simulación software Unisim.....	Pág. 102
Figura 2.24: Contenido de Agua a condiciones del Gas (GPSA-Figura 20-4. Página 20-5, Edición año 2004).....	Pág. 104
Figura 2.25: Dew point a 1.6 lbw/MMscf (GPSA-Figura 20-4. Página 20-5, Edición año 2004).....	Pág. 105
Figura 2.26: Concentración de TEG- según depresión de Dew Point (GPSA-Figura 20-68. Página 20-34, Edición año 2004).....	Pág. 106

Figura 2.27: Caudal de TEG a circular vs caudal de Agua a remover (GPSA- Figura 20-71. Página 20-35, Edición año 2004).....	Pág. 107
Figura 2.28: Resultados simulados con software Unisim. ....	Pág. 108

## **LISTADO DE TABLAS**

### **CAPÍTULO II**

Tabla 2.1: Propiedades físicas de los glicoles (Ref. Marcias Martinez y Argeniz Lorenzo- Deshidratación del Gas Natural, Año 1994).....	Pág. 18
--	---------

### **CAPÍTULO III**

Tabla 3.1: Valores optimos para análisis de Glicol (Francis S. Manning – Oilfield Processing of Petroleum- Vol. One: Natural Gas, Año 1991 – pág. 154 – Tabla 8.3).....	Pág. 53
Tabla 3.2: Valores reales de análisis de Glicol (Documentación cedida por la empresa).....	Pág. 54

## CAPÍTULO IV

Tabla 4.1: Análisis TEG (Documentación cedida por la empresa)..... Pág. 65

Tabla 4.2: Cromatografía del Gas (Documentación cedida por la empresa)..... Pág. 65

Tabla 4.3: Propiedades del Gas (Documentación cedida por la empresa)..... Pág. 66

## CAPÍTULO V

Tabla 5.1: Porcentaje de sólidos según tamaño de partículas – Análisis de TEG (Documentación cedida por la empresa)..... Pág. 74

Tabla 5.2: Flujo másico de Vapor (temperatura 110°C) [kg/h] (Simulación software Unisim)..... Pág. 78

Tabla 5.3: Flujo másico de Vapor (temperatura 104°C) [kg/h] (Simulación software Unisim)..... Pág. 78

Tabla 5.4: Flujo másico de vapor (condiciones de operación T=110°C) [kg/h] (Simulación software Unisim)..... Pág. 81

Tabla 5.5: Flujo másico de vapor (según condiciones planteadas) [kg/h] (Simulación software Unisim)..... Pág. 86

Tabla 5.6: Flujo másico gas de salida en tanque flash [kg/h] (Simulación software Unisim)..... Pág. 87

Tabla 5.7: Comparación de Resultados..... Pág. 88

## ANEXO II

Tabla 5.8: Cromatografía del Gas- Simulación software

Unisim..... Pág. 103

Tabla 5.9: Propiedades físicas del gas- Simulación software

Unisim..... Pág. 104

## GLOSARIO

- Absorción: transferencia de un componente soluble de una mezcla en fase gaseosa a un absorbente líquido capaz de retener selectivamente a otro componente.
- Adsorción: Propiedad mediante la cual un componente se adhiere a la superficie de un sólido separándose de su original.
- Arrastre de líquido en gas: fenómeno que ocurre cuando un gas conduce gotas de líquido debido a una excesiva velocidad o a la formación de espumas.
- Calor de regeneración: calor requerido para regenerar una solución
- Condensación: conversión de un gas en estado líquido
- Cromatografía: procedimiento por el cual se intenta cuantificar e identificar los componentes de una mezcla.
- Degradación térmica: se descomponen las moléculas debido al efecto de la temperatura perdiendo sus propiedades.
- PH: es una medida del nivel de acidez o alcalinidad de un medio.
- Presión de Vapor: presión ejercida por la fase vapor en el recipiente que lo contiene cuando el líquido y el vapor de un componente puro se encuentran equilibrados a ciertas condiciones de presión y temperatura.
- MMscf : millón de pies cúbicos estándar
- Torre Contactora : Torre donde ocurre la absorción . Columna que facilita el contacto entre el gas natural y otro fluido produciendo un intercambio de masa.
- %w: Porcentaje en peso.

## 1. CAPITULO I: INTRODUCCION

La presencia de vapor de agua en el gas natural es habitual, siendo éste uno de los contaminantes más comunes, que puede acarrear problemas en los procesos de tratamientos posteriores, como lo es el transporte y la puesta en especificación del mismo.

Por esto un adecuado manejo y procesamiento del gas natural, llevara a una larga vida en las instalaciones, optimización de los costos y la disminución de los riesgos operacionales.

El proceso de Deshidratación del Gas Natural, consiste en la remoción de dicho vapor de agua asociado; donde la presión, la temperatura y composición de la mezcla de hidrocarburos, influyen en el comportamiento del sistema y en la cantidad de agua que puede retener.

Existen diversos procesos para la deshidratación del gas natural, como por ejemplo desecantes líquidos (glicoles), desecantes sólidos, refrigeración por expansión, siendo el caso que se verá en este Proyecto Integrador Profesional un proceso de deshidratación por glicol; más específicamente por TriEtilenGlicol (TEG)

Dicho proceso se da en una torre contactora en un mecanismo de absorción, el cual consiste en una íntima relación del TEG con el agua, debido a asociaciones químicas similares a los puentes de Hidrogeno que se dan en las moléculas del agua.

La eficiencia del sistema puede ser verificada por el *dew point* (punto de rocío) a la salida de la corriente de gas. Esto consiste en remover la cantidad de vapor de agua necesaria para que la curva del punto de rocío se mueva de modo que, si se alcanzara una nueva temperatura, más baja que la de entrada del gas a la torre, aún no se formarían las gotas de agua.

El objetivo del presente trabajo es la optimización del consumo de glicol en las plantas que usan estos métodos, para lo cual hay que analizar y comprender el proceso de

deshidratación del gas natural con TEG como parte del tratamiento necesario que se realiza al gas para su posterior separación, procesamiento, transporte y consumo.

Al identificar y examinar posibles factores que alteren la operación del proceso, se puede determinar la eficiencia de la deshidratación del gas y las pérdidas ocasionada en el trietilenglicol.

Conociendo en profundidad el funcionamiento de la planta, con los parámetros que causan los puntos más críticos dentro de la misma, las desviaciones que se están produciendo, y sabiendo como poder realizar mejoras, es posible sugerir la serie de correcciones que llevarían a un óptimo funcionamiento del proceso, optimizando los parámetros dentro del mismo.

El presente trabajo, abarcará como primera medida un enfoque global de los problemas ocasionados por el contenido de agua en el gas, como así también los métodos para la reducción de la misma.

Luego, se detallara el proceso de deshidratación por TEG específicamente, con una explicación de cada uno de las componentes, condiciones operativas y problemas operacionales que se pueden ocasionar en el sistema.

A continuación se presenta un caso real de una planta de la zona, cuyos datos operacionales fueron muy gentilmente cedidos por la empresa operadora del yacimiento. Con estos se llevan a cabo los cálculos manuales, para luego corroborar dichos resultados mediante la utilización del simulador Unisim Design, el cual fue también muy gentilmente cedido por la empresa.

De acuerdo al análisis de los resultados obtenidos, se observan las falencias en el sistema y se proponen mejoras a implementar, realizando nuevas simulaciones para verificar la pertinencia de las soluciones propuestas.

Finalmente se extraen conclusiones y se hace recomendaciones de orden práctico a los efectos de lograr el objetivo planteado al principio de este trabajo.

## 2. CAPITULO II: DESHIDRATAACION DEL GAS

### 2.1 CONCEPTOS GENERALES

Por diferentes razones, es normal que en el gas natural exista la presencia de vapor de agua uno de los mayores contaminantes ya que produce distintos problemas de gran importancia en el transporte o procesamiento del mismo, como por ejemplo la formación de hidratos, corrosión en las cañerías y equipos o aumento de las pérdidas de carga en el transporte del mismo en cañerías. Es por esto, que existe un valor máximo de contenido de agua que el gas puede tener a la hora de su transporte y es la razón por la cual existen distintos métodos de deshidratación de gas.

La presión, la temperatura y la composición de la mezcla de hidrocarburos inciden en el comportamiento del sistema y en la cantidad de agua que puede retener, así a presión constante, a medida que se enfría un volumen dado de gas natural, la capacidad de retención del vapor de agua disminuye, ya que el exceso comienza a condensar en forma líquida. La figura 2.1, más abajo, indica la cantidad de agua que puede retener el gas natural saturado a diferentes condiciones de presión y temperatura.

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

La gráfica permite conocer el contenido de vapor de agua que transporta el gas, siempre que esté completamente saturado. Ingresando a la gráfica con el valor de presión y temperatura a la cual se encuentre la mezcla de los hidrocarburos, se miden las libras de vapor de agua por cada millón de pies cúbicos de gas natural a condiciones normales (14,7 lpca y 60 °F). Esto indica que, a pesar de que el gas, como tal, puede estar a cualquier condición de presión y temperatura, el parámetro que se lee está referido a las condiciones atmosféricas. Con ello se puede determinar la cantidad de agua que debe ser extraída de la corriente de gas, para dejarlo en especificaciones de transporte.

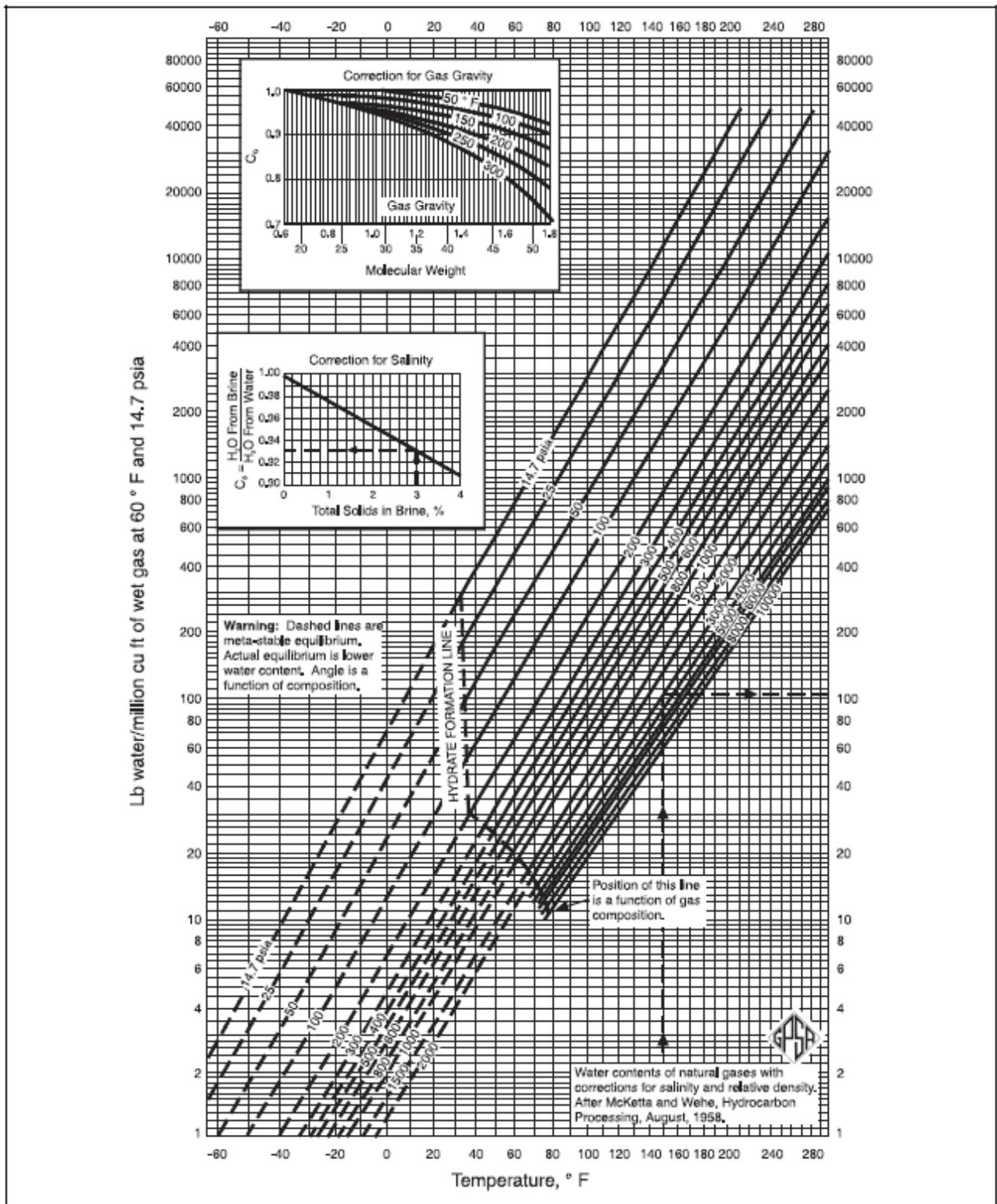


Figura 2.1: Grafico de Mc Ketta para determinar el contenido de agua en el gas

Este contenido de agua se refiere al gas dulce (sin CO<sub>2</sub> ni H<sub>2</sub>S) y puede ser corregido por efectos de la densidad del gas y el contenido de sales. La presencia de sulfuro de hidrogeno y dióxido de carbono obliga a una corrección adicional.

El llamado grafico de Mc. Ketta, tiene una línea indicativa de las condiciones de presión y temperatura por debajo de las cuales se puede esperar la formación de hidratos.

### 2.1.1 Corrección por impurezas

Si el gas contiene CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>S, es necesario corregir el contenido de agua por el efecto de la acidez, para lo cual se utilizan las figuras 2.2 y 2.3.

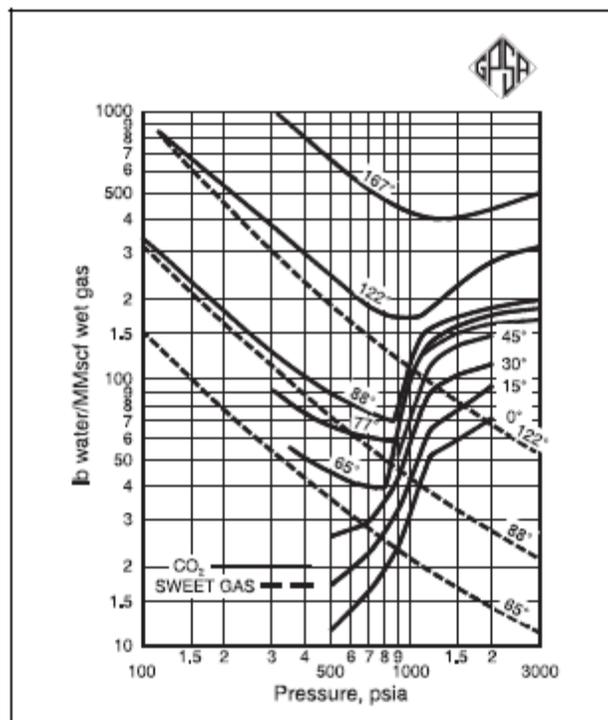


Figura 2.2: Gráfico de contenido de Agua del CO<sub>2</sub>, saturado, en mezclas de gas natural

Se emplea para calcular el contenido de agua que absorbe el CO<sub>2</sub> a condiciones de saturación. Esta grafica superpone el contenido de agua en el gas dulce y el contenido de agua en el dióxido de carbono en estado puro a diferentes presiones y temperaturas. Más allá de que esta grafica es la nueva versión, el diseñador deberá observar que la cantidad de agua reportada por esta curva difiere de manera notable de la anterior. Es por esto que se debe poner a prueba la validez de la curva mediante datos de campo.

Las figura 2.3, indica el contenido de agua en el H<sub>2</sub>S a condiciones de saturación, se emplea para calcular el contenido de agua en el sulfuro de hidrogeno considerado puro. El hecho de que la gráfica no complete la sección más comúnmente utilizada obliga a extrapolar el sistema o al empleo de otras curvas.

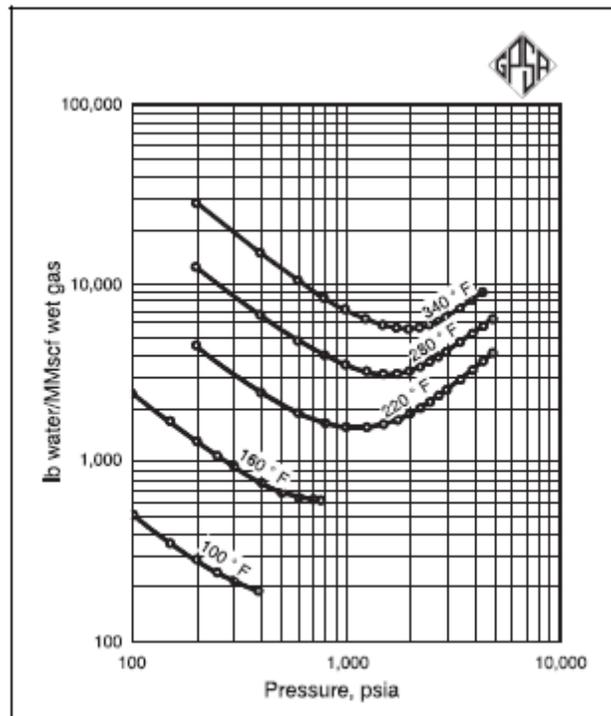


Figura 2.3: Grafico de contenido de Agua del H<sub>2</sub>S, saturado, en mezclas de gas natural

Las gráficas empleadas por el Dr. John Campbell en sus libros (Gas Conditioning and processing Vol. 1, pág. 128-129) correlacionan bien con los modelos estudiados, en razón de lo cual han sido incluidos, para propósitos comparativos

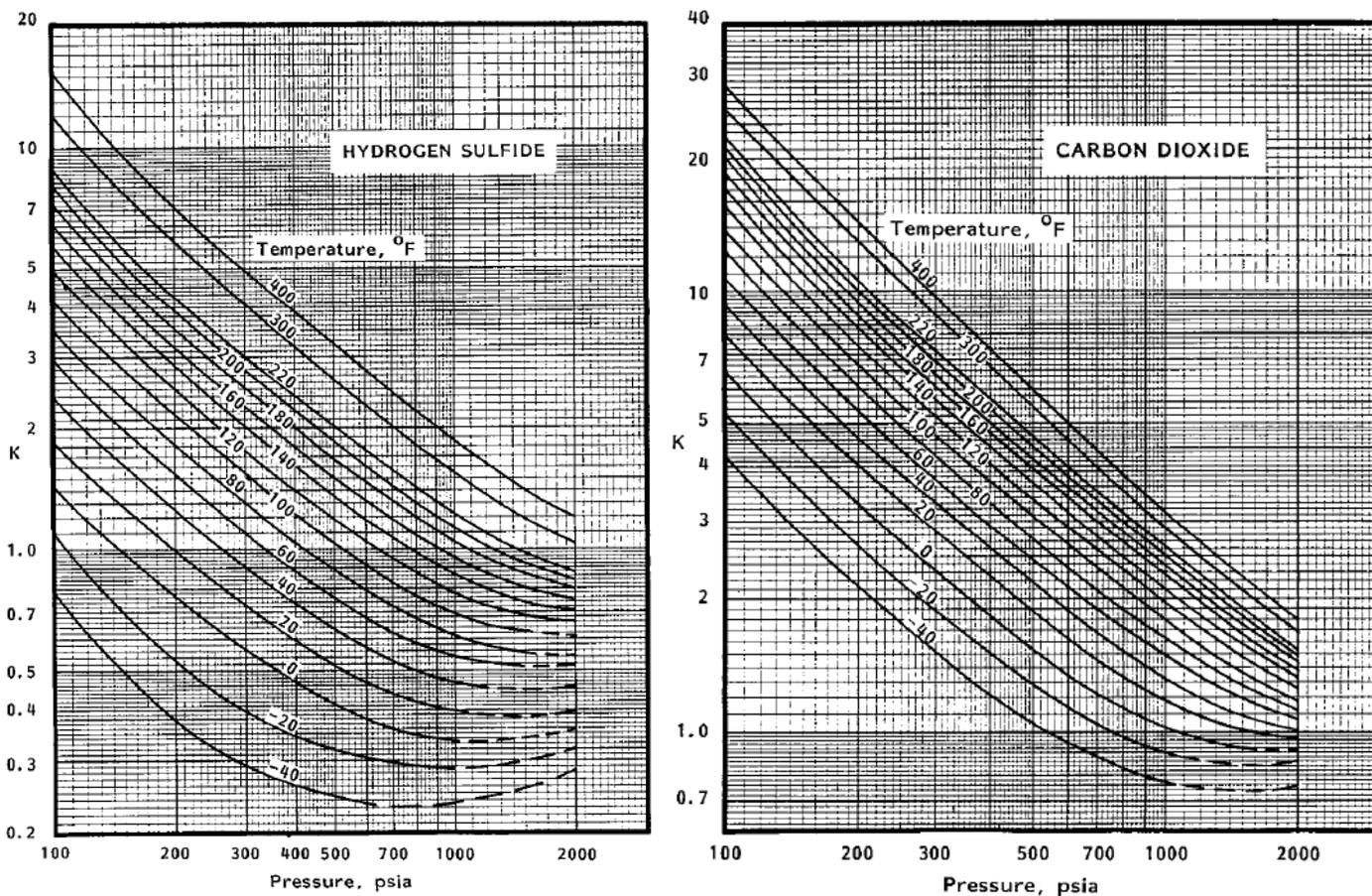


Figura 2.4 y 2.5: Gráficos de Campbell para contenido de agua en presencia de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> respectivamente.

En el Anexo n°1 se adjuntan gráficas que aparecen tanto en el databook del GPSA, como en los libros de Campbell clasificadas como “Contenido efectivo de agua en el CO<sub>2</sub> ” y fueron elaboradas a partir de los datos para sistemas binarios agua- CO<sub>2</sub> de Sharma. El data Book de GPSA, advierte que estas curvas están hechas únicamente para ser utilizadas con la ecuación 1, con la cual se evalúa el aporte proporcional de los

hidrocarburos parafínicos o gas dulce, el agua contenida en el CO<sub>2</sub> y la absorbida por el H<sub>2</sub>S. No se refiere al “contenido de agua en los componentes puros”

Mientras que las figuras 2.8 y 2.9 representan el contenido de agua para mezclas de gases ácidos a 2000 psia, así como para 6000 psia. Estas curvas, aparecen en el momento en que se empieza a trabajar con sistemas a muy alta presión.

Ahora se podrá proceder a corregir el contenido de agua en el gas natural considerando las fracciones de los componentes ácidos que estén presentes en el gas natural. La siguiente ecuación, se emplea cuando el contenido de gas ácido está por debajo del 40%, utilizando el método y los gráficos de Campbell

$$W = Y_{hc} \cdot W_{hc} + Y_{CO_2} \cdot W_{CO_2} + Y_{H_2S} \cdot W_{H_2S} \text{ (Ecuación 1)}$$

Dónde:

$W$  = contenido de agua del gas ácido (lb/MMscf)

$Y_{hc}$  = fracción molar de todos los componentes, excepto CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.

$W_{hc}$  = contenido de agua del gas dulce, calculado con McKetta (lb/MMscf)

$Y_{CO_2}$  = fracción molar de CO<sub>2</sub> en el gas.

$W_{CO_2}$  = contenido de agua del CO<sub>2</sub> (lb/MMscf)

$Y_{H_2S}$  = fracción molar de H<sub>2</sub>S en el gas.

$W_{H_2S}$  = contenido de agua del H<sub>2</sub>S (lb/MMscf)

## 2.2 HIDRATOS

Los hidratos son compuestos solidos que se forman como cristales, tomando la apariencia de la nieve, se forman por una reaccion entre el gas natural y el agua y su composicion es aproximadamente un 10% de hidrocarburos y un 90% de agua. Su gravedad especifica es de 0.98 y flotan en el agua pero se hunden en los hidrocarburos liquidos.

La formacion de hidratos en el gas natural ocurrira si existe agua libre y se enfría el gas por debajo de la temperatura llamada “de formación de hidratos”.

La figura 2.1, permite estimar las condiciones de temperatura y presión a las cuales el gas natural saturado con agua podría formar hidratos. Existen otras figuras para predecir las condiciones a las cuales se pueden generar esos problemas

La figuras 2.11, contiene la informacion mas comunmente utilizada para predecir la formacion de hidratos. Desglosa la gravedad especifica del gas, en función de la presión y la temperatura a la cual se precipitan estos sólidos

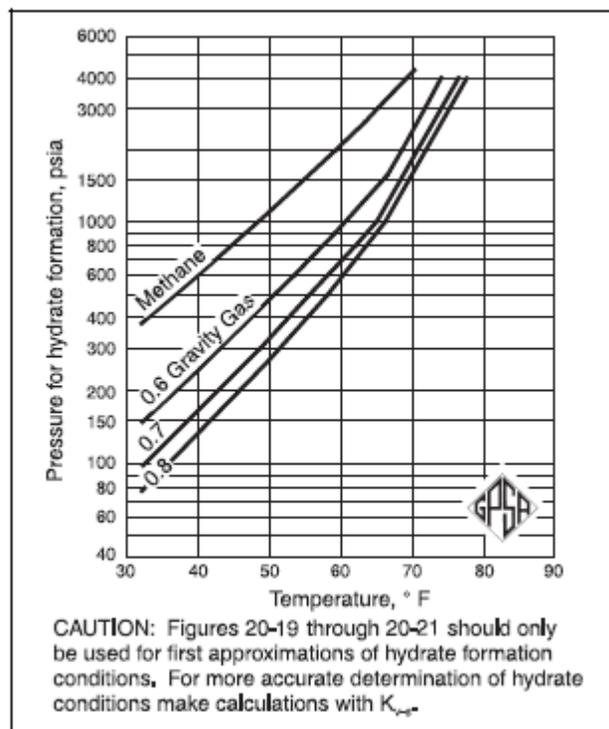


Figura 2.10: Curvas de presión-temperatura para la predicción de hidratos

La curva presentada en la figura 2.11, no aporta resultados mas exactos, no obstante, permite hacer la predicción correspondiente mediante el uso de la ecuación que acompaña al gráfico. El comportamiento de esta curva coincide con la línea de formación de hidratos de la figura 2.1.

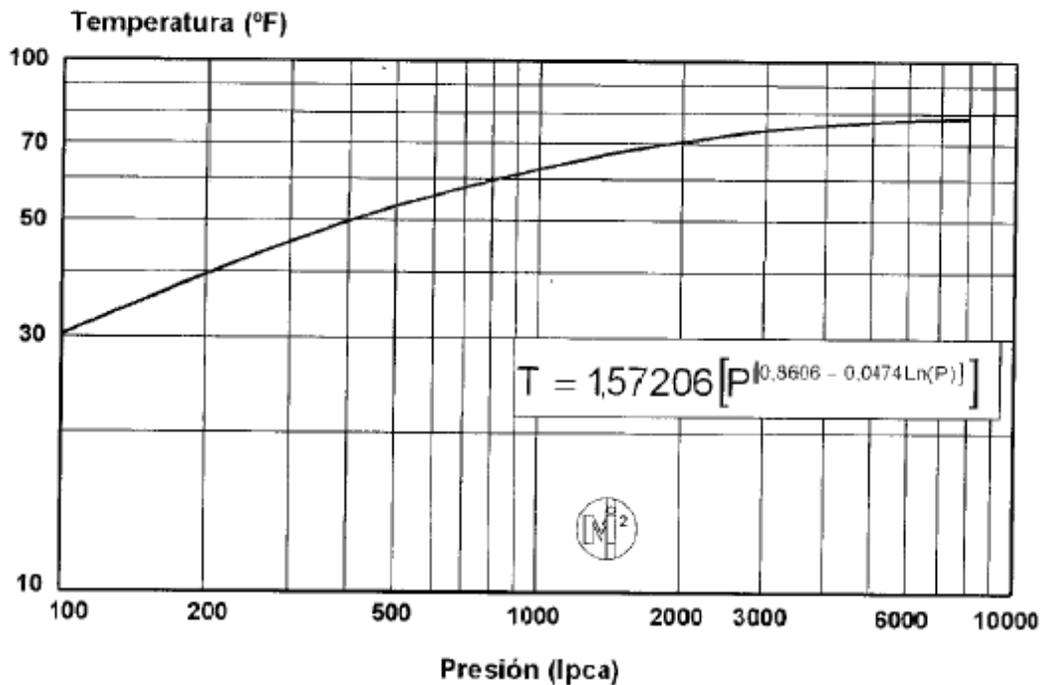


Figura 2.11: Temperatura de formación de hidratos.

En el Anexo n°1 se adjuntan las figuras 2.12 y 2.13, se emplean para predecir la factibilidad de expandir una corriente de gas, evitando que se produzcan los hidratos. Trabajan con gravedades de 0.60 y 0.70 y se apoyan en la presión y temperatura inicial y la presión final o de descarga.

Ignorar la existencia de los hidratos conduce a crear muchos problemas en las operaciones de gas, en razón de lo cual conviene recordar las siguientes observaciones:

Antes de expandir una corriente de gas, verificar la temperatura que resultara por efectos del descenso de presión.

Si (a la nueva condición de presión y temperatura) tiene riesgos de formación de hidratos, tomar las debidas precauciones:

- incrementar la temperatura inicial del gas hasta un nivel seguro, de tal manera que al descenderla no caiga dentro del rango de formación de sólidos.

- no realizar la expansión en una sola etapa. Verificar la posibilidad de bajar la presión en varias etapas, permitiendo que el gas se adapte a la nueva temperatura sin que entre dentro de la zona riesgosa.

Analizar la posibilidad de agregarle inhibidores de hidratos a la corriente de gas para evitar el taponamiento.

Deshidratar el gas hasta un nivel confiable.

### **2.2.1 Control de hidratos**

En las situaciones donde los cálculos predicen la formación de hidratos, ello puede evitarse removiendo el agua del gas antes del enfriamiento de los hidrocarburos por debajo de la temperatura a la cual podrían aparecer los problemas, lo cual se realiza mediante el uso de un inhibidor que se mezcle con el agua en estado líquido.

En estos casos, es necesario deshidratar el gas natural para que la planta pueda operar sin peligro de formación de sólidos; la profundidad de la deshidratación dependerá del nivel de la temperatura del proceso.

## 2.2.2 Tecnicas para deshidratar gas natural

La deshidratacion del gas natural puede hacerse con los siguientes procesos:

**Adsorción:** utilizando un sólido que adsorbe el agua específicamente como el tamiz molecular(molecular sieves), gel de silice(silica gel) y aluminatos.

**Absorción:** usando un liquido higroscopico como el glicol.

**Inyeccion:** bombeando un liquido reductor del punto de rocío, como el metanol o monoetilenglicol.

**Deshidratacion por procesos de baja temperatura (expansión):** reduciendo la presión del gas con válvulas de expansión o un expansor y luego, separando la fase líquida que se forma.

**Deshidratación utilizando cloruro de calcio.**

**En este trabajo se tratará el proceso de absorción mediante el uso de una corriente de trietilenglicol (líquido) a contracorriente con el flujo de gas, como proceso principal en cuestión, mientras que los procesos restantes serán enunciados y explicados brevemente.**

## 2.3 PROCESOS DE ADSORCION / TAMICES MOLECULARES.

Los tamices moleculares son, desde el punto de vista químico, silicatos de aluminio y estan disponibles en el mercado tanto en forma de pastillas(1/16" a un 1/8"), como en forma de polvo (10 micrones).

Estan diseñados para retener adsorbatos(elementos adsorbibles) por fuerzas físicas más que por químicas, en otras palabras, cuando la molécula adsorbida es posteriormente

liberada por la aplicación de calor, el cristal queda en el mismo estado químico que estaba antes de la adsorción. La desorción de agua en los tamices es un proceso reversible siempre que no ocurra condensación de hidrocarburos pesados de punto de burbujeo muy elevado, caso en el cual el lecho podría perder parcialmente su capacidad para deshidratar.

La superficie externa de los cristales esta disponible para la adsorción de moléculas de todos los tamaños, mientras que la superficie interna es alcanzable solo por aquellas moléculas cuyo tamaño sea suficientemente pequeño como para pasar por los poros. Para tener una idea de la estructura del cristal, basta decir que el area externa es solo 1% del area total.

Los tamices moleculares no solo adsorben moléculas basados en el tamaño y configuración, sino tambien en polaridad y grado de saturación.

En una mezcla de moléculas capaces de pasar a través de los poros, la menos volátil, la más polar o la más insaturada será mas fuertemente adsorbida que las demás.

La fuerza de adsorción de los tamices moleculares se debe principalmente a los cationes que forman parte del retículo cristalino. Estos cationes( Na, Ca), actúan como puntos de fuerte carga positiva que atraen electrostaticamente los extremos negativos de las moléculas polares; a mayor momento dipolar de una molécula, mas fuertemente será adsorbida. Ejemplo de tales moleculas son aquellas que contienen atomos de O<sub>2</sub>, S, C, o N<sub>2</sub>.

También puede ocurrir que esos puntos de fuerte carga positiva induzcan dipolo en otras moleculas, ocurriendo una adsorción posterior. Mientras más insaturada es una molécula, más polarizable es y por tanto, mas facil sera adsorbida.

En los tamices moleculares la cantidad del compuesto adsorbido aumenta rapidamente a un valor de saturación a medida que se incrementa la concentración de dicho compuesto en la fase externa al tamiz. Cualquier incremento adicional en la concentración a temperatura constante no ocasiona aumento en la cantidad adsorbida; ese equilibrio normalmente indica que se han llenado completamente los espacios vacíos del cristal.

Algunas consideraciones básicas sobre el diseño de un deshidratador de tamices moleculares son:

### **Variables de operación:**

**Temperatura de contacto:** a mayor temperatura de contacto, menor es la cantidad de agua adsorbible.

**Presión de Operación:** la presión tiene efecto despreciable sobre la capacidad, pero se debe tener en cuenta que a mayor presión, menor será el volumen ocupado por el gas, así como, la cantidad de agua que puede transportar el gas que entra a la planta.

### **Tiempo de Contacto**

**Tamaño de las partículas del Tamiz:** medida que se reduce el tamaño de la partícula, se incrementa la superficie de adsorción y por lo tanto la capacidad, pero también aumenta la caída de presión a través del lecho.

**Regeneración:** es un proceso en el cual se desorbe el agua del lecho y el tamiz queda preparado para el próximo ciclo de adsorción,

**Problemas operacionales:** los baches o tapones de agua dañan en cierto grado los lechos de los tamices moleculares; para evitarlo debe utilizarse una trampa o separador a la entrada de la planta, antes del absorbedor.

### **Capacidad de adsorción de algunos tipos de desecantes:**

<b>Tipo</b>	<b>lbs de agua/100 lbs del desecante</b>
Bauxita activada	3 a 6
Alúmina activada	3 a 6
Sílica Gel	5 a 7,5
Mallas Moleculares	22

### 2.3.1 Operación de una planta de deshidratación por tamices moleculares.

En el diagrama de la figura 2.14, se observa el proceso de funcionamiento de una planta de adsorción, la cual se presenta a modo ilustrativo sin ingresar en los detalles operativos de la misma.

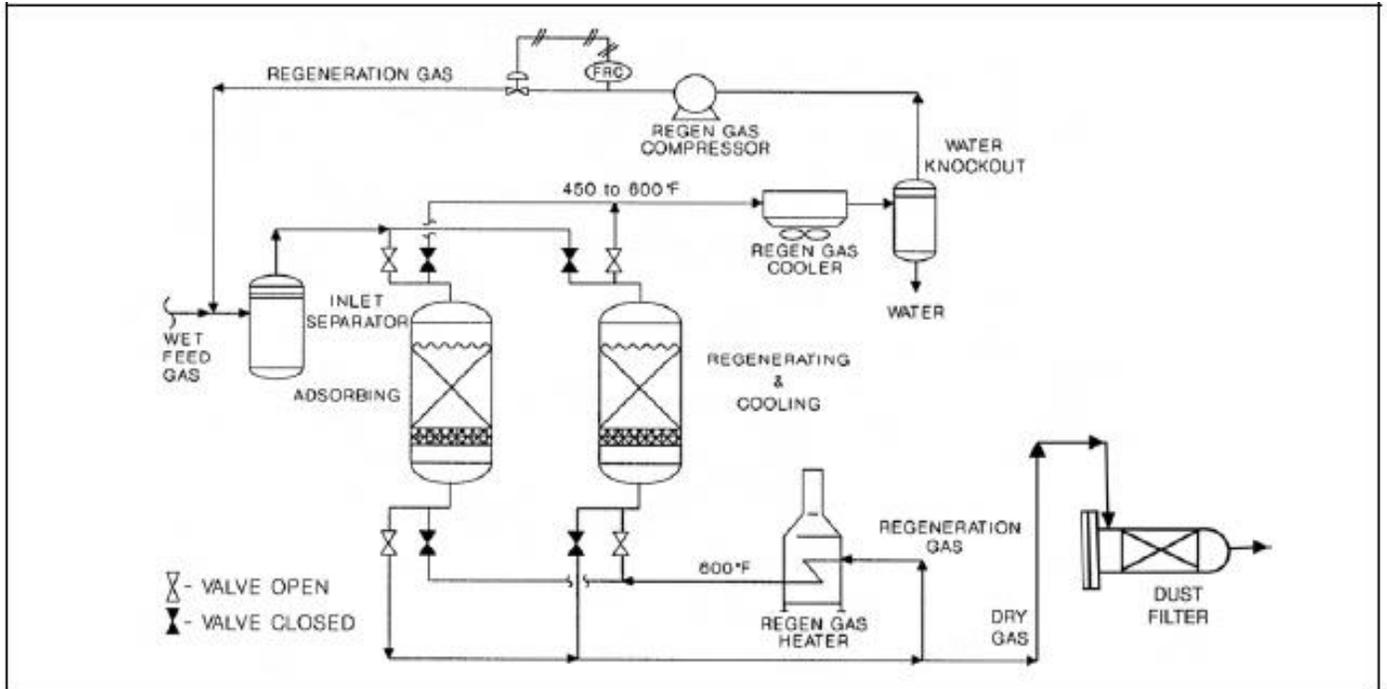


Figura 2.14: Temperatura de formación de hidratos.

El gas natural frío, ingresa separador/filtro de entrada y a la planta deshidratadora, este separador retiene cualquier líquido libre que pudiera dañar los tamices. La corriente pasa a través de filtros con el propósito de retener cualquier sólido parafínico contenido en el gas.

La corriente de gas natural pasa a los deshidratadores de tamices moleculares. A medida que el gas fluye a través de los tamices, el agua se adsorbe y el gas se deshidrata hasta 0,1 ppmv. De allí, el gas pasa a través de los filtros de salida donde se retiene el polvo

o cualquier partícula sólida que provenga de los deshidratadores evitando daños a los equipos rotativos (expansores y compresores centrífugos) que están instalados aguas abajo.

Los cuatro lechos de tamiz molecular se regeneran periódicamente, tres están deshidratando gas en cualquier momento mientras el cuarto está en regeneración. Cada lecho está trabajando durante 24 hs y luego es sacado fuera de servicio para su ciclo de regeneración, que dura 8 hs.

Un analizador de humedad del gas de línea, instalado en la salida de cada tamiz, da una indicación continua del punto de rocío y asimismo se sabe cuando ocurre la saturación del lecho (“breakthrough”).

## **2.4 PROCESOS DE ABSORCIÓN / DESHIDRATACIÓN POR GLICOL**

Es un proceso de absorción donde el vapor de agua se disuelve en una corriente de glicol líquido. Seguidamente este vapor de agua es extraído del glicol mediante la aplicación de calor; al hervir el agua se desprende del glicol, el cual se “regenera” o “reconcentra”, tomándose apto para volver a ingresar a la torre de proceso.

Tiene las siguientes ventajas con respecto a los desecantes sólidos:

- Costos de instalación menores: una planta de glicol para procesar 10 MMscfd cuesta 50% menos que una de desecantes sólidos, una planta para procesar 50 MMscfd cuesta 33% menos si trabaja con glicol.
- Menores caídas de presión (5 a 10 psi, en vez de 10- 50 psi para desecantes sólidos)
- Es un proceso continuo.

- La preparación del glicol (y su regeneración) se consigue rápidamente. El recargado de las torres de desecantes solidos es una operación demorada que a veces requiere la interrupción de las operaciones.
- Las unidades de glicol requieren menos calor de regeneración por libra de agua removida, bajando de ese modo los costos operativos.
- Los sistemas de glicol operan en presencia de materiales que podrían ensuciar los desecantes sólidos.
- Las unidades de glicol pueden deshidratar el gas natural hasta 0.5 lb de agua/MMscfd, en contraste con los tamices moleculares cuyas especificaciones son mucho más estrictas. Es por ello que la salida de las plantas de glicol no pueden alimentar una turboexpander, puesto que no se alcanza la especificación del contenido de agua, cosa que sí lo hacen los tamices moleculares

Asi tambien podemos hacer referencia a las desventajas del sistema:

- Los puntos de rocío al agua por debajo de  $-25^{\circ}\text{F}$  requieren de gas de despojamiento y una columna Stahl (es decir, una columna de platos)
- El glicol es susceptible a la contaminación.
- El glicol es corrosivo cuando esta contaminado o descompuesto.

Existen muchas clases de glicoles, pero los mas utilizados en la deshidratacion del gas natural son el monoetilenglicol (MEG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG); de los cuales el mas utilizado es el TEG, debido a la mayor resistencia y a la mayor eficiencia con el que con él se obtiene en las zonas tropicales. El MEG y el DEG, tienen mayor aceptación en las zonas geograficas donde las temperaturas ambientales pueden alcanzar

niveles muy bajos, o cuando el impacto ambiental es notorio y se desea controlar la emisión de contaminantes como los BTEX (benceno, tolueno, etilbenceno y xileno) o los COV (componentes volátiles, tales como el hexano, ciclopentano, heptano y ciclohexano).

En la siguiente tabla, se observan las propiedades físicas de algunos de los glicoles más utilizados:

Tabla 2.1: Propiedades físicas de los glicoles

	Etilénglicol	Dietilénglicol	Trieténglicol	Tetraeténglicol
Fórmula	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_4$	$C_8H_{18}O_5$
Peso molecular.	62,100	106,100	150,200	194,200
Punto de burbujeo, a 760 mm Hg, °F	387,100	472,600	545,900	597,200
Punto de burbujeo, a 760 mm Hg, °C	197,300	244,800	285,500	314,000
Presión de vapor, a 77°F (25°C) mm Hg.	0,120	<0,01	<0,01	<0,01
Densidad; (g/cc) a 77°F (25 °C)	1,110	1,113	1,119	1,120
Densidad; (g/cc) a 140°F (60 °C)	1,085	1,088	1,092	1,092
Densidad; lbs/gal a 77°F (25 °C)	9,260	9,290	9,340	9,340
Punto de congelamiento, °C	8,000	17,000	19,000	22,000
Punto cedente, °C	-	-65,000	-73,000	-42,000
Viscosidad, en centipoise, a 77°F (25 °C)	16,500	28,200	37,300	44,600
Viscosidad, en centipoise, a 140°F (60 °C)	4,680	6,990	8,770	10,200
Tensión superficial 77°C (25°C), dinas/cm	47,000	44,000	45,000	45,000
Índice de refracción 77°F (25 °C)	1,430	1,446	1,454	1,457
Calor específico a 77°F (25 °C) KJ/(Kg * K)	0,580	0,550	0,530	0,520
Punto de "flash", °C (PMCC)	240,000	255,000	350,000	400,000
Punto de fuego, °C (C.O.C.)	245,000	290,000	330,000	375,000

Nota: estas propiedades son resultados de laboratorio de componentes puros o condiciones típicas de los productos. No se deben tomar como especificaciones.

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

Etilénglicol	165°C (329°F)
Dietilénglicol	164°C (328°F)
Trieténglicol	207°C (404°F)
Tetraeténglicol	238°C (460°F)

#### 2.4.1 Elección del glicol.

**Etilenglicol (EG):** se usa como inhibidor de hidratos inyectado en las líneas y puede ser recuperado del gas por medio de separación a temperaturas por debajo de 50°F.

No es apropiado para torres a causa de su equilibrio de vapor muy alto, que tiende a perder la fase de gas en la torre de contacto.

**Dietilenglicol (DEG):** Su presión de vapor alta lleva a pérdidas grandes en el contactor. Su temperatura de descomposición es baja (328 °F) lo cual requiere bajas temperaturas en el reconcentrador (315 a 340 °F), por lo cual no se lo puede purificar lo suficiente para la mayoría de las aplicaciones. Se lo usa para ser inyectado en las líneas y actuar como inhidor de formación de hidratos. Este es un proceso de corriente paralela, no tan eficiente como los procesos a contracorriente realizados en las torres de absorción.

**Trietilenglicol (TEG)** es el mas común. Se lo reconcentra a temperaturas entre 340 y 400 °F para lograr una alta pureza. En el absorbedor no debe trabajarse por encima de 120 °F porque tiende a tener altas pérdidas de vapor hacia la corriente de gas.

**Tetraetilenglicol (TREG):** es mas caro que el TEG pero tiene menos pérdidas a altas temperaturas de contacto. Reconcentra entre 400 a 430 °F.

Los factores que influyen para la selección del glicol son:

- Costos
- Viscosidad por debajo de 100-150 Cp
- Reducción del punto de rocío que se desea en el gas tratado
- Solubilidad del glicol en la fase de hidrocarburos
- Punto de congelamiento de la solución agua glicol.
- Presión de vapor.
- Temperatura de las fases líquida y gaseosa en el separador de baja temperatura.
- Relación gas/hidrocarburos líquidos.
- Impacto ambiental, absorción y liberación de los contaminantes (BTEX y otro).

La siguiente grafica (fig. n° 2-6) permite establecer comparaciones entre la efectividad del dietilenglicol y la del trietilenglicol, trabajando a determinada temperatura y concentracion del producto.

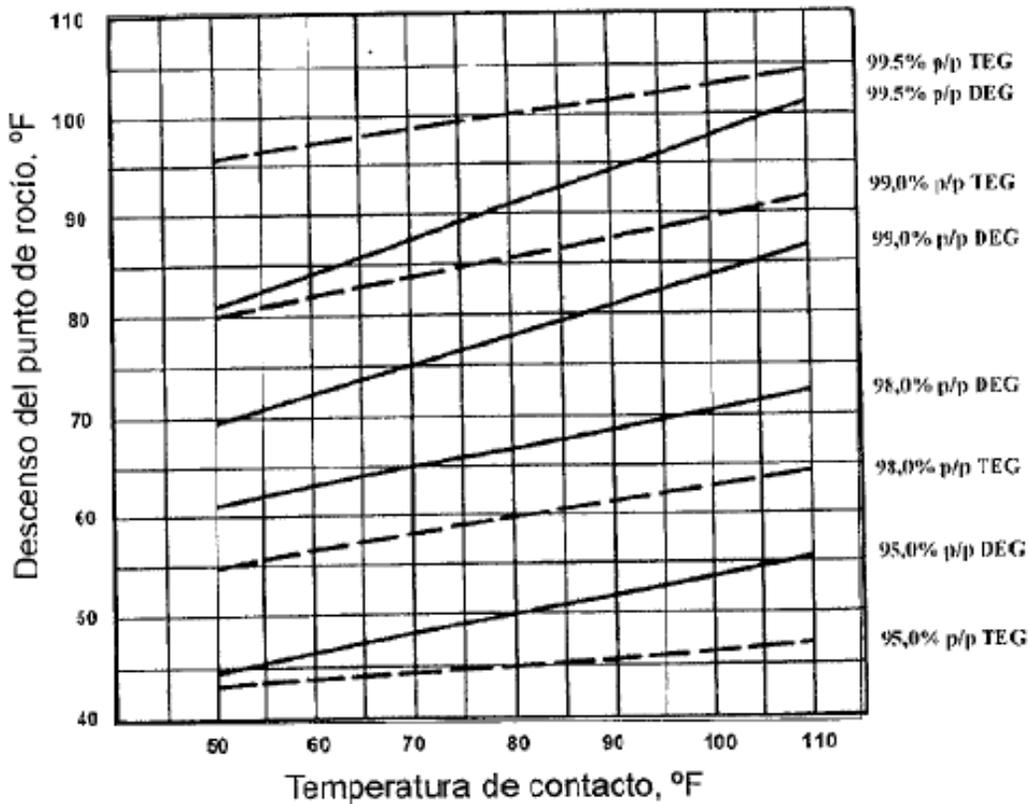


Figura 2.15: Higroscopicidad comparativa de dietilenglicol y trietilenglicol

Por ejemplo, en la gráfica se puede apreciar que cuando se deshidrata un gas a 100 °F el TEG, el TEG en una concentración por peso del 95%, puede reducir el punto de rocío hasta 46 °F. El DEG a la misma concentración del 95% por peso, reduce el punto de rocío en 54°F, con lo cual se evidencia que para estos valores de depresión del punto de rocío y con una temperatura de contacto elevada el DEG sería mas eficiente que el TEG. Sin embargo, la situación cambia de manera progresiva a medida que aumenta la concentración. Cuando el porcentaje por peso de glicol en el agua es del 99%, el punto de rocío se reduce en 90 °F con TEG mientras que con DEG es solamente de 84 °F. Estas observaciones deben tenerse en cuenta cuando se trate de seleccionar el tipo de glicol mas

apropiado para determinada operación. Se evidencia que el nivel de tratamiento que se pueda lograr en la planta y la temperatura ambiental o del gas de alimentación, tienen una incidencia fundamental en la toma de decisiones.

Como se nombra anteriormente, otro aspecto a tener en cuenta es la viscosidad. Los fluidos que tienen viscosidades de 100 a 150 cp, fluyen con dificultad, por eso es importante conocer la concentración del glicol y la temperatura de trabajo del equipo deshidratador.

Las figuras 2.16 a 2.18 presentan las viscosidades de las mezclas agua-glicol, en sus diversos tipos. Fueron construidas para diferentes concentraciones agua-glicol, lo cual permite apreciar los cambios de la viscosidad de la solución con respecto a la temperatura.

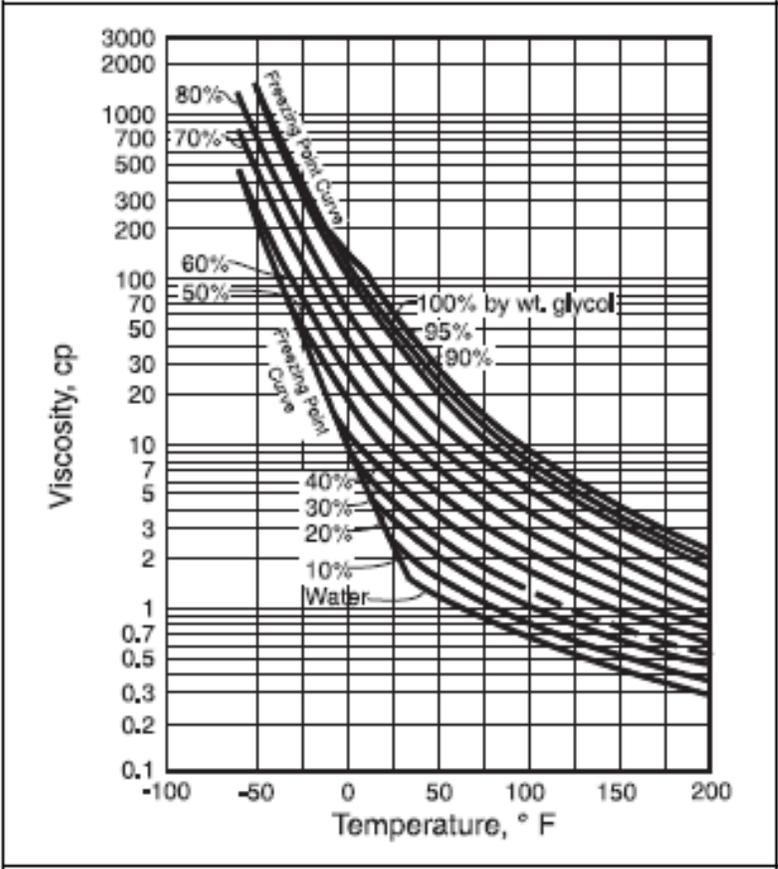


Figura 2.16: Viscosidad de las mezclas agua-etilenglicol

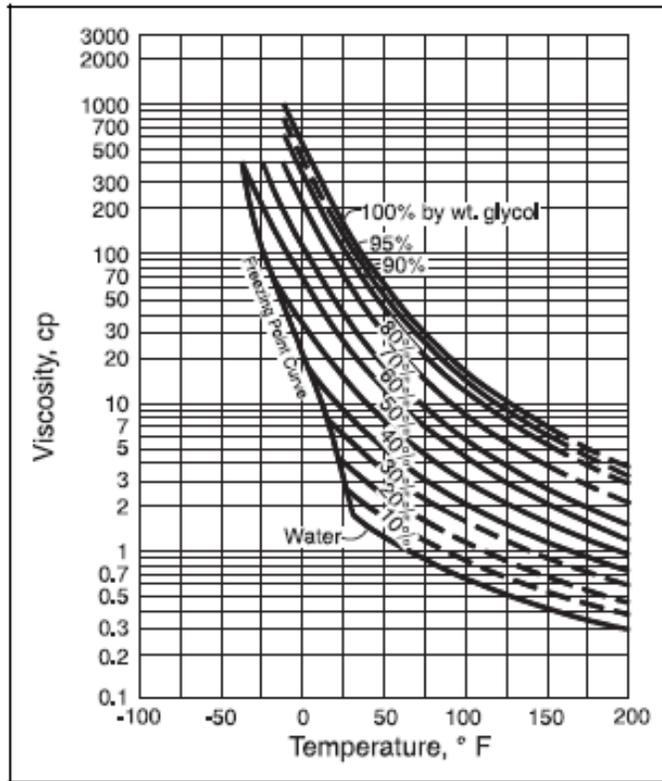


Figura 2.17: Viscosidad de las mezclas agua-dietilenglicol

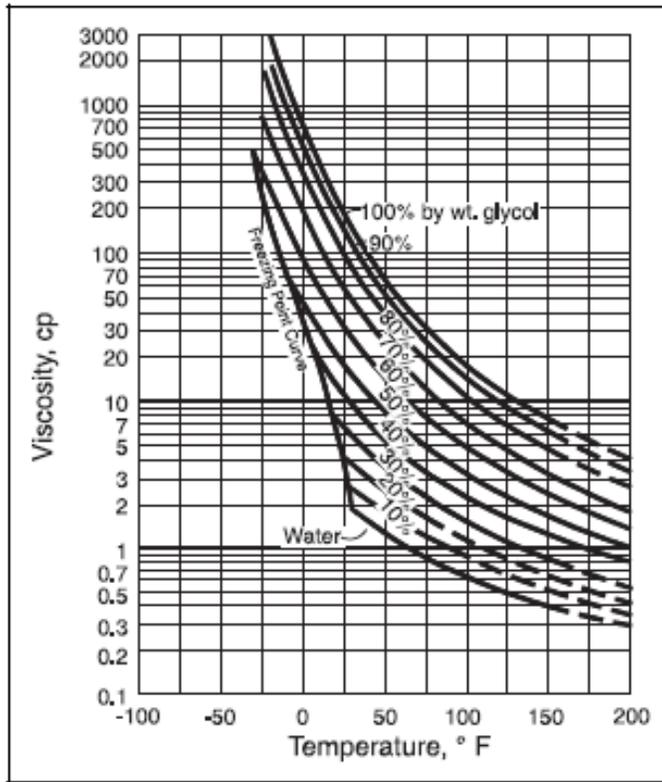


Figura 2.18: Viscosidad de las mezclas agua-trietilenglicol

Haciendo referencia a la solubilidad del glicol; este es soluble en condensados. Obsérvese la figura 2.19, donde se puede observar que el TEG es mas soluble que el DEG. La solubilidad del TEG es de 500 ppm, a 90°F, mientras que la DEG es solamente de 350 ppm.

En el caso de hidrocarburos aromaticos la solubilidad del glicol es todavia mayor.

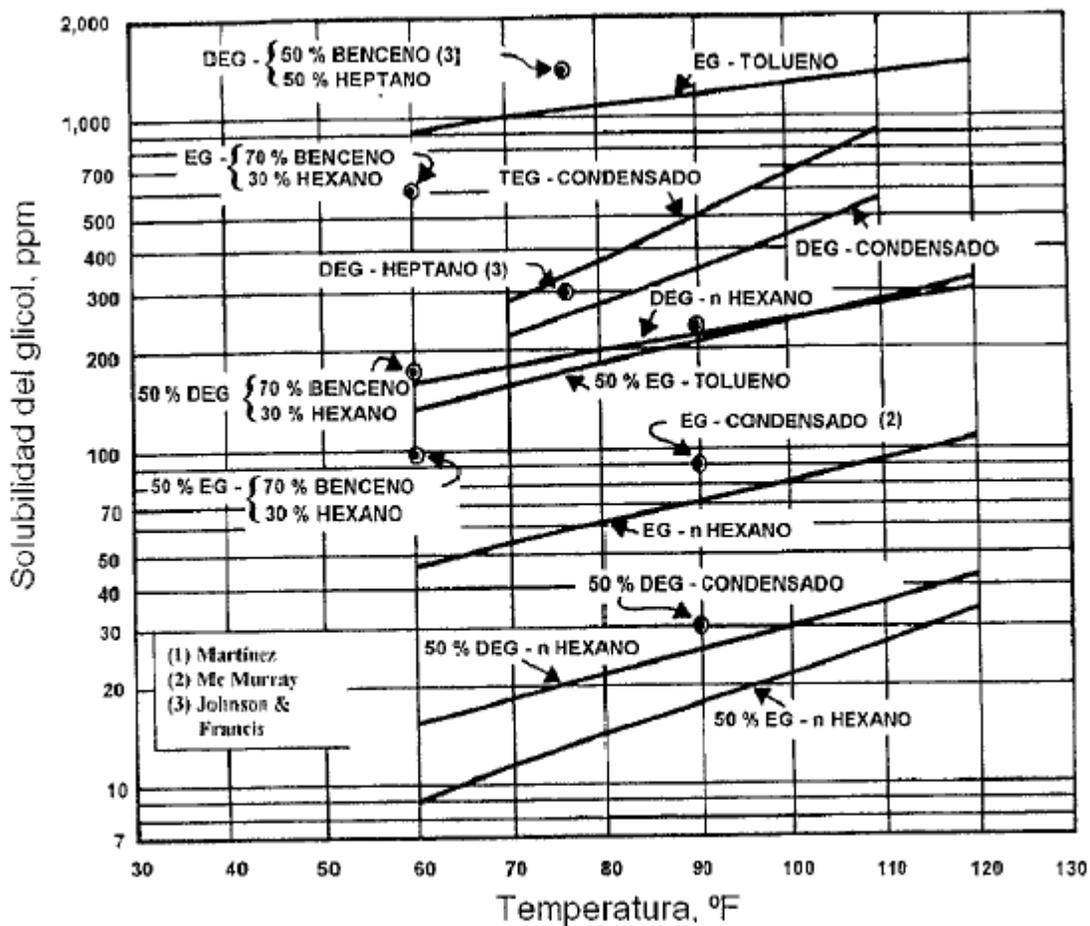


Figura 2.19: Solubilidad de glicoles en los Hidrocarburos

El TEG es el más utilizado en las plantas de tratamiento debido a varias razones, entre ellas:

Permite su regeneración a presión atmosférica, hasta concentraciones de 98 a 99.95% de pureza, debido a su alto punto de ebullición y de temperatura de descomposición (teórica inicial de 404 °F). Esto permite depresiones mayores del punto de rocío del gas natural en el rango de 80 a 150 °F.

Las pérdidas por vaporización son menores que el EG o el DEG.

El TEG no es demasiado viscoso por encima de 70 °F.

El capital invertido y los costos de operación son menores.

Las presiones del proceso pueden variar desde 75 a 2500 psig.

Las temperaturas del proceso pueden ir desde 55 a 160 °F.

#### **2.4.2 Descripción del proceso**

Como se puede observar en la figura 2.20, el funcionamiento simplificado de una planta de glicol es el siguiente: el gas de entrada llega a un separador de entrada, donde se quita las impurezas sólidas o líquidas. Luego el gas entra en el fondo del absorbedor, o contactor, en donde contacta el glicol más rico justo antes de que este abandone la columna. El gas fluye hacia arriba, en contracorriente con el glicol que desciende. El glicol pobre (o reconcentrado) entra por el tope del contactor donde fluye hacia debajo de plato en plato y absorbe el agua del gas natural que va ascendiendo. En cada plato ascendente el glicol más pobre es capaz de extraer cantidades adicionales de vapor de agua, es decir, va secando al gas al extraer la humedad. El gas seco pasa a través de un intercambiador de calor gas/glicol, y luego va a la línea de salida (ventas o despacho).

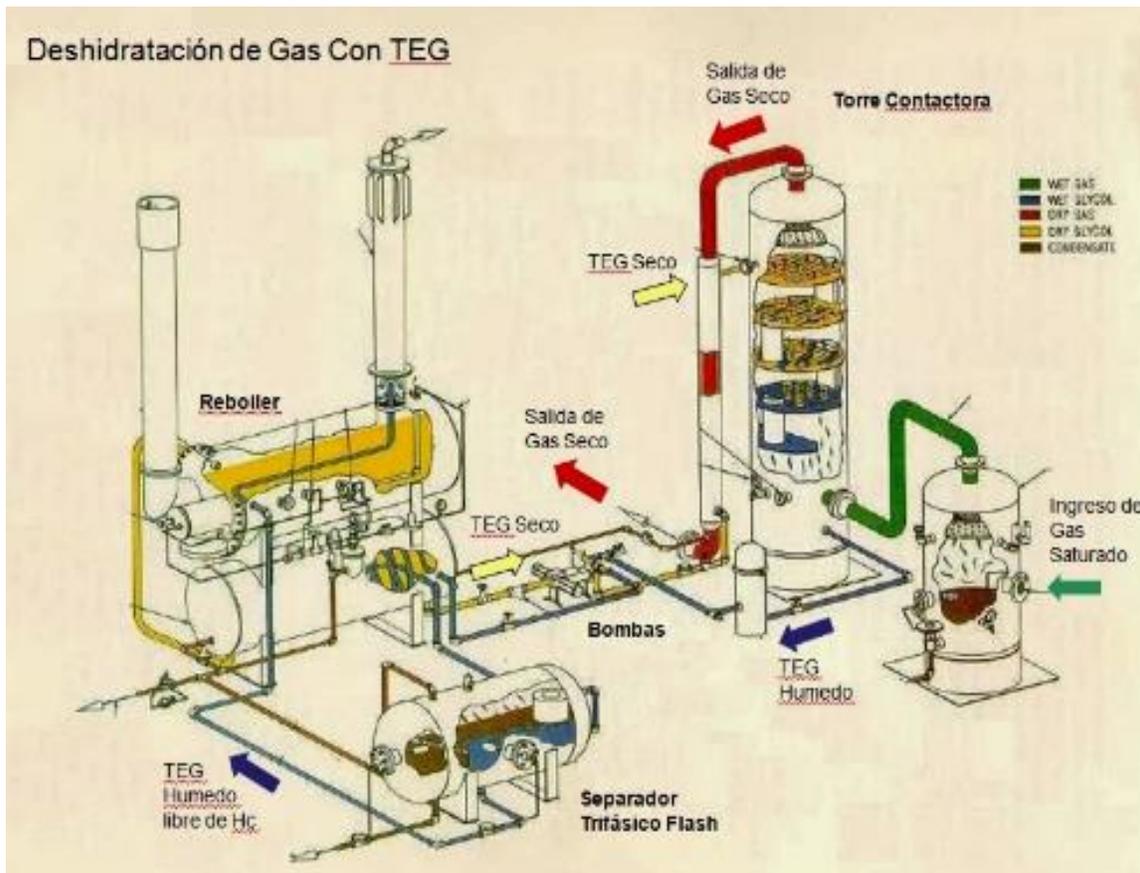


Figura 2.20: Esquema de funcionamiento planta de glicol

El glicol húmedo o rico, deja el absorbedor y fluye a través de un serpentín hacia un acumulador donde es precalentado por glicol pobre, caliente, a unos 170 a 200 °F. después del intercambiador de calor glicol/glicol, el glicol rico entra a la columna de despojamiento y fluye hacia abajo por la sección de lecho empacado hacia el rehervidor. El vapor generado en el rehervidor despoja el agua del glicol líquido a medida que asciende por el lecho empacado. El vapor de agua y gas natural desorbido son venteados por el tope del despojador. El glicol caliente reconcentrado fluye fuera del rehervidor hacia el acumulador, donde se lo enfría, por intercambio de calor con el glicol rico. De ahí, el glicol pobre fluye a través del intercambiador gas/glicol, y es bombeado hacia el tope del absorbedor.

Un esquema de funcionamiento más complejo, será detallado en el próximo capítulo, donde se explica cada uno de los componentes que constituyen el circuito.

## **2.5 DESHIDRATACION POR PROCESOS DE BAJA TEMPERATURA**

Cuando la presión en los pozos es lo suficientemente alta, la separación a baja temperatura es el método más eficiente para:

Separar agua e hidrocarburos líquidos.

Recobrar líquidos adicionales (condensados)

Deshidratar el gas a las especificaciones de gasoducto.

Si la presión del pozo excede la de la tubería, entonces se puede hacer pasar el gas a través de un estrangulador o un artefacto de expansión de Joule-Thompson a entalpía constante, para proveer el enfriamiento.

## **2.6 DESHIDRATACION UTILIZANDO CLORURO DE CALCIO**

El cloruro de calcio es el proceso más atractivo para unidades pequeñas (50 MMscfd a 2.5 MMscfd) en lugares remotos, donde no se requiere puntos de rocío al agua muy bajos, por ejemplo, para gas lift, y para usos en plataformas donde hay severas limitaciones de peso y de espacio.

Basicamente la unidad de deshidratación de cloruro de calcio consiste de tres secciones:

Sección de separación: el gas húmedo y cualquier líquido libre entra en el fondo e inmediatamente contacta una pantalla horizontal o cualquier otro dispositivo que ayude en la separación. El gas húmedo, ahora libre de líquidos acarreados fluye hacia arriba a la sección de platos.

Sección de platos: aquí el gas se contacta en contracorriente con salmuera concentrada de calcio en tres a cinco platos especialmente diseñados. A medida que la salmuera fluye hacia abajo se va diluyendo continuamente, y a medida que el gas va

subiendo va siendo progresivamente deshidratado. Las bandejas estan diseñadas especialmente de modo de usar la velocidad del gas (energía cinética) para recircular la salmuera en cada plato. Debido a que se forman pequeñas cantidades de salmuera de grandes volúmenes de gas, se requiere una recirculación de líquidos para obtener un buen contacto líquido-vapor, o alta eficiencia de platos.

Sección del lecho: una deshidratación adicional del gas tiene lugar a medida que el gas fluye hacia arriba a través de un lecho de pellets de cloruro de calcio de 3/8 a 3/4 de pulgada. Aquí el agua que sale del gas se absorbe sobre la superficie de los pellets, formando una salmuera líquida saturada que gotea continuamente sobre las bandejas de más abajo. Inicialmente los pellets consisten en cloruro de calcio anhidro ( $\text{CaCl}_2$ ). Por tanto cuando el gas fluye hacia arriba contacta progresivamente pellets más secos, es decir, cloruro de calcio sólido con estados de hidratación mas bajos.

### **3. CAPITULO III: DESHIDRATAACION CON TEG**

#### **3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL**

Para describir como es el proceso de deshidratación utilizando glicol es conveniente dividirlo en dos procesos, el de deshidratación del gas, y el de regeneración de glicol. Este proceso puede ser llevado a cabo tanto con torres de platos, como torres de relleno. En ambos casos, los platos o el relleno, proveen el soporte por donde discurrirá la corriente de glicol y ascenderá la corriente gaseosa produciéndose el intercambio de masa entre los mismos. En el trabajo realizado se analizara una planta de deshidratación de gas que cuenta con una torre de platos-

##### ***Deshidratación de gas***

El gas de entrada a la planta fluye a través de un separador bifásico donde se le retiran los líquidos y sólidos asociados al mismo. El gas separado y saturado en agua se envía hacia la torre contactora donde mediante el contacto con el glicol se le retira el agua excedente.

Este gas deshidratado atraviesa un intercambiador de calor gas/glicol, para luego enviarse al punto de medición en las condiciones especificadas.

##### ***Regeneración de Glicol***

El Glicol pobre (baja concentración de agua) entra por la parte superior de la torre contactora; a medida que desciende atravesando los distintos platos y contactándose con el gas húmedo ascendente va absorbiendo agua y por lo tanto aumentando la concentración de la misma en el glicol.

Una vez en la parte inferior de la torre, el glicol rico en agua se dirige a una bomba de glicol, la cual impulsa la corriente hacia el intercambiador de calor en la columna de destilación del rehervidor (reboiler), precalentando la misma y aprovechando la energía

liberada en dicha columna. Una vez precalentado se lo dirige a un separador flash donde se le retiran los hidrocarburos que este pudiese contener.

Luego de esto, el glicol rico pasa por dos filtros, uno de partículas y otro de carbón activado donde se le retiran las partículas e hidrocarburos que pudiese contener. Una vez pasada la corriente por los filtros, pasa nuevamente por un intercambiador de calor Glycol(rico)/Glycol(pobre), que precalienta y optimiza la utilización de energía dentro del proceso. Luego de esto ingresa por la parte superior del rehervidor (*reboiler*) y se lo calienta a aproximadamente 400°F.

De esta manera se le reduce el contenido de agua por destilación de la solución, por la cima sale vapor de agua y por la parte inferior el glicol pobre en agua.

Este glicol, muy caliente, es acumulado en un acumulador de glicol y luego de pasar por el intercambiador glicol/glicol se lo bombea a la torre contactora a la presión necesaria. Antes de ingresar a la misma, fluye por un intercambiador de gas/glicol, donde se lo enfría a la temperatura de ingreso a la torre.

Un esquema general de lo explicado podría ser el siguiente:

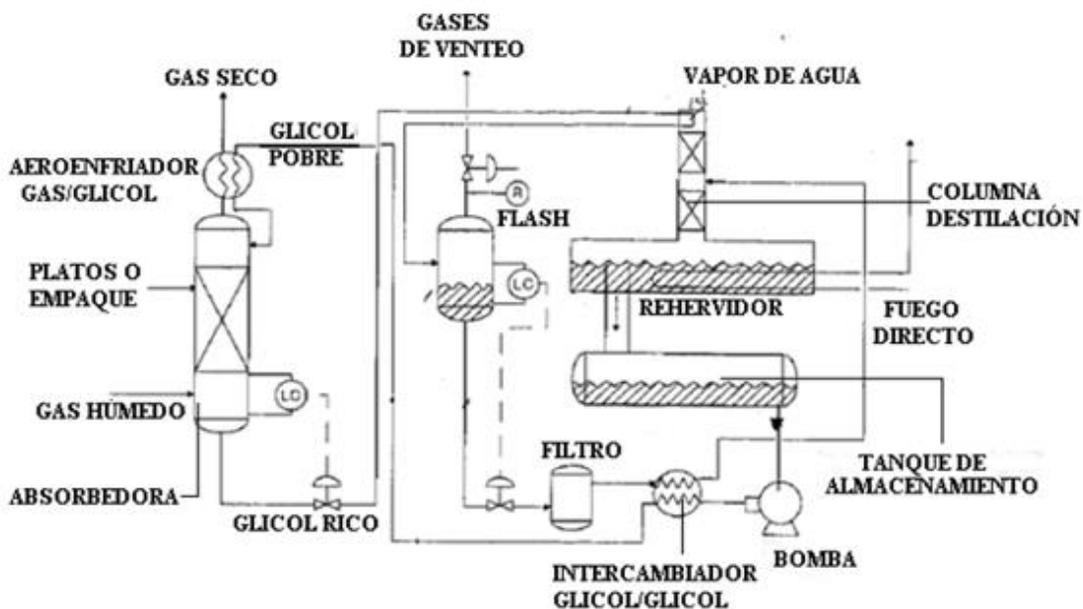


Figura 3.1: Unidad básica de deshidratación de glicol

## 3.2 DESCRIPCIÓN POR EQUIPO

### 3.2.1 Separador de entrada

Este separador es esencial para evitar el ingreso de agua libre, hidrocarburos condensados, sólidos, sales o aditivos a la contactora gas-glicol.

El ingreso de agua libre a la contactora provoca un incremento en la recirculación del glicol, por lo tanto un aumento en el consumo de energía en el *reboiler* lo que conllevará a mayores costos de operación.

Si el gas ingresa con hidrocarburo condensado, los componentes aromáticos o asfálticos del petróleo reducen la capacidad de absorción del glicol por lo que afectan el secado óptimo del gas, además, al estar en contacto con agua produce espuma lo cual disminuye el rendimiento del proceso. También es posible que este hidrocarburo tape los platos de la contactora e impidan la transferencia óptima de masa.

Otros problemas solucionados con un separador de gas de entrada es evitar que las sales ingresen a la torre contactora, ya que las mismas se disuelven en el glicol favoreciendo la corrosión en las cañerías de acero, o que estas se pueden depositar en el interior del reboiler.

En el caso de los sólidos, es importante retenerlos ya que al ingresar a la torre contactora producen espuma y pueden producir un desgaste en válvulas, codos, e instrumentos.

Por todas estas cosas, tener un separador de entrada adecuado a la entrada del gas es más que importante para mantener el óptimo funcionamiento en el proceso de deshidratación.

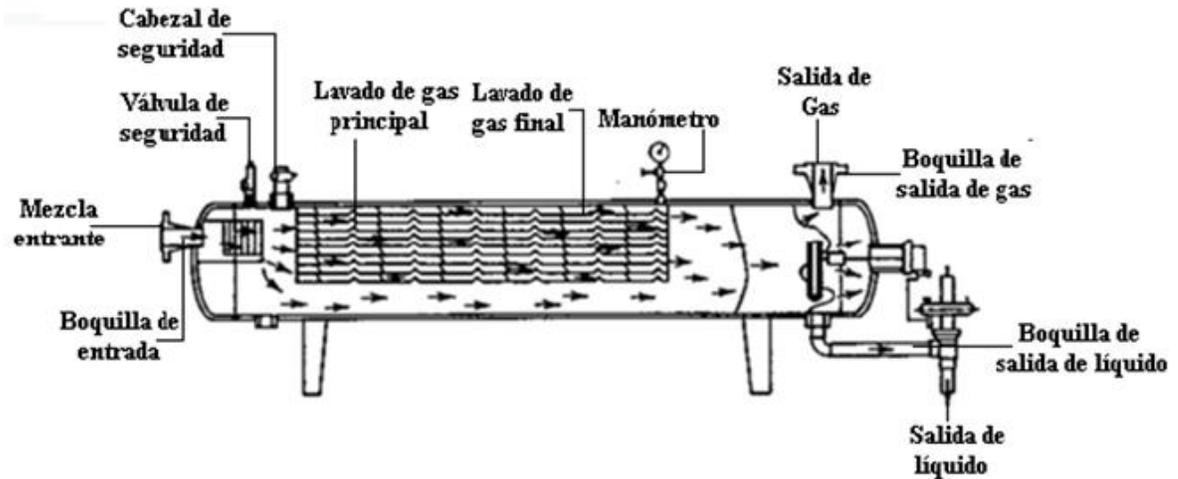


Figura 3.2: Separador bifásico horizontal convencional

### 3.2.2 Torre contactora gas-glicol

El objetivo de este equipo es facilitar el intercambio de masa entre el gas y el TEG que circulan a contracorriente. Esto se logra a través de distintas etapas o platos de burbujeo, ordenados verticalmente y separados a una cierta distancia específica entre ellos.

Como se puede ver en la siguiente figura, a una torre contactora se la puede dividir en 3 partes según sus funciones, en la parte inferior tiene un removedor de líquidos del gas o scrubber, en el medio está conformada por platos donde se produce el intercambio de masa y en la parte superior se encuentra un extractor de niebla y un enfriador de glicol de entrada.

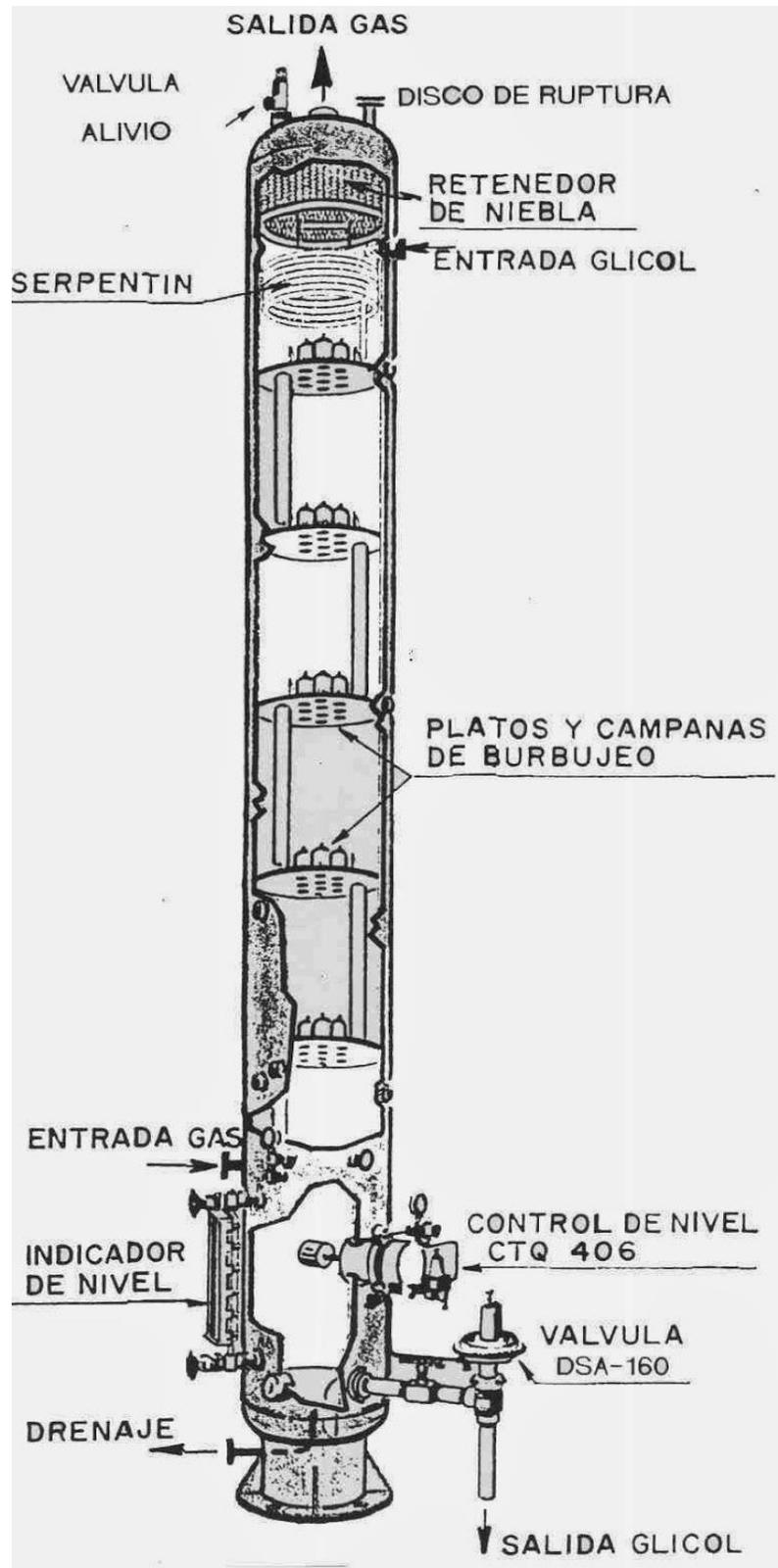


Figura 3.3: Torre fraccionadora de platos

El gas húmedo ingresa al separador de líquidos inferior tangencialmente para luego pasar por el extractor de niebla donde se remueven los líquidos que el gas pudiese contener para evitar la contaminación del glicol y el paso de agua libre hacia el sector de intercambio de masa.

Una vez retirados los líquidos del gas, este fluye hacia la parte superior de la torre donde toma contacto con el TEG que se encuentra descendiendo en los distintos platos de burbujeo que cuenta la torre. Estos pueden ir de 4 a 12 dependiendo las necesidades de procesamiento.

Los platos proporcionan una mezcla óptima entre la corriente de glicol y la de gas, la corriente de glicol desciende por efecto de la gravedad mientras que el gas asciende a través de las ranuras de cada plato produciendo un burbujeo dentro del glicol. Esto se logra colocando un pequeño tubo con un capuchón en cada orificio como se observa en la siguiente imagen.

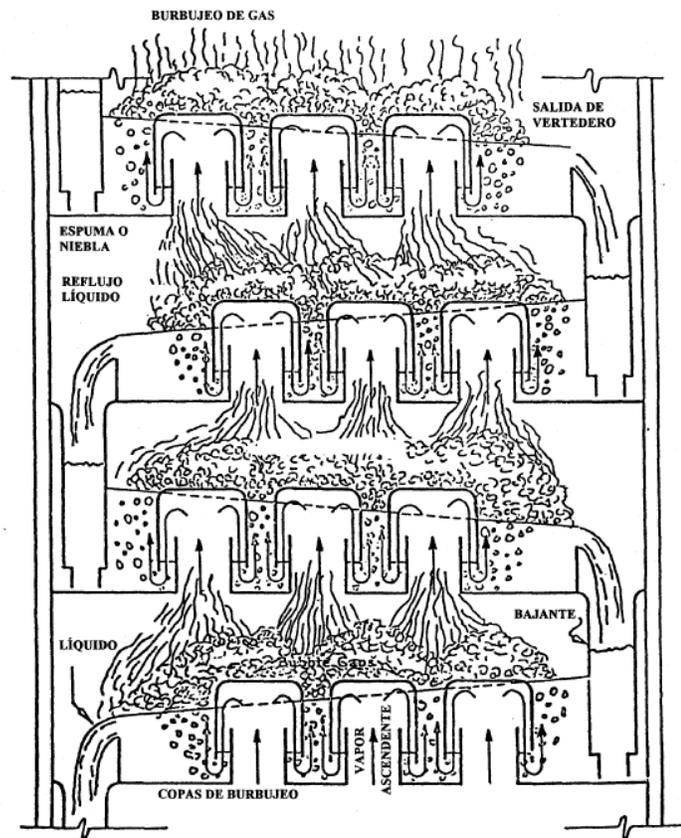


Figura 3.4: Burbujeo de los fluidos dentro de la torre

Debido a que el glicol tiende a formar espuma, los platos deben separarse al menos 18 pulgadas, se recomienda entre 24 y 30 pulgadas. Además se debe lograr que la columna este perfectamente vertical ya que si no el nivel de glicol en cada plato no será uniforme lo que produce una transferencia de masa glicol/gas dispereja.

Los caudales de TEG dentro de la torre varían entre 1.5 y 4 gal de TEG por Lb de agua removida. Por lo general, una torre de 3 o 4 platos requiere un flujo de TEG de 3 gal por lb de agua removida, en cambio una de 8 o más platos, requiere un caudal de 2 gal de TEG por libra de agua removida.

Como se ve en la imagen anterior, en la parte superior de la torre contactora se encuentra colocado un extractor de niebla, este está diseñado para evitar o disminuir el arrastre de glicol con el gas de salida. Un valor aceptable de pérdida por arrastre de glicol es de 1 lb por MMscf.

Según un estudio, es importante dejar cierta distancia entre el último plato y el extractor de niebla. Se estima que el valor optimo es 1.5 veces la distancia existente entre platos. (NATCO,1984)

### **3.2.3 Tanque flash**

El glicol cuando ingresa a la torre contactora y se pone en contacto con el gas, absorbe el agua del gas pero también hidrocarburos, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S.

La cantidad de gas que el glicol absorba, es función de las condiciones de operación del proceso, de todas formas, se estima que el TEG absorbe 1scf de gas natural por gal de TEG a 1000 psig y 100 F° (Guenther , 1979; GPSA, 1987,p2018). En el caso de compuestos aromáticos y compuestos ácidos, la solubilidad en TEG es mayor.

Es por este motivo que es necesario instalar un separador flash donde se disminuye la presión del TEG rico proveniente de la torre contactora dando como

resultado la disminución de la concentración de gas en el TEG, liberando gas e hidrocarburos condensados.

Se estima un tiempo de retención de 20 minutos para lograr retirar tanto gas como hidrocarburos condensados en un separador trifásico. En este caso el TEG es precalentado para disminuir la viscosidad y facilitar la separación entre TEG y condensado. Es recomendado no aumentar la temperatura en demasía ya que el aumento de la temperatura aumenta la solubilidad del TEG.

El gas que se recupera en el separador trifásico gas-glicol-condensado es utilizado como gas combustible para el rehervidor (*reboiler*).

Las condiciones de operación del mismo varían entre una temperatura de 100-150 °F y una presión de 50 y 75 psig.

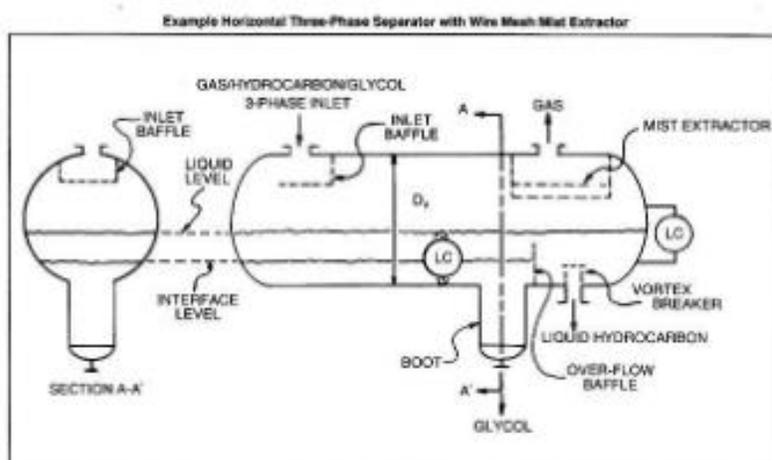


Figura 3.5: Tanque flash

### 3.2.4 Filtro de partículas

El uso de filtros de partículas es un factor importante a la hora de evitar distintos tipos problemas operativos, como puede ser el desgaste de las bombas, taponamiento de los

intercambiadores de calor, espuma o acumulación de partículas en los platos de la torre contactora.

Es por esto que se recomienda mantener una concentración de sólidos menor a 100 ppm.

Estos filtros pueden estar hechos de papel o fibra de vidrio y son capaces de remover partículas de 5 micrones o más del TEG antes de ingresar al reboiler.

Inicialmente estos filtros suelen tener una pérdida de carga de 3 a 6 psi, pero a medida que se van reteniendo sólidos esta pérdida de carga aumenta a 15 o 25 psi. En este momento es necesario realizar una limpieza de los mismos o reemplazarlos.

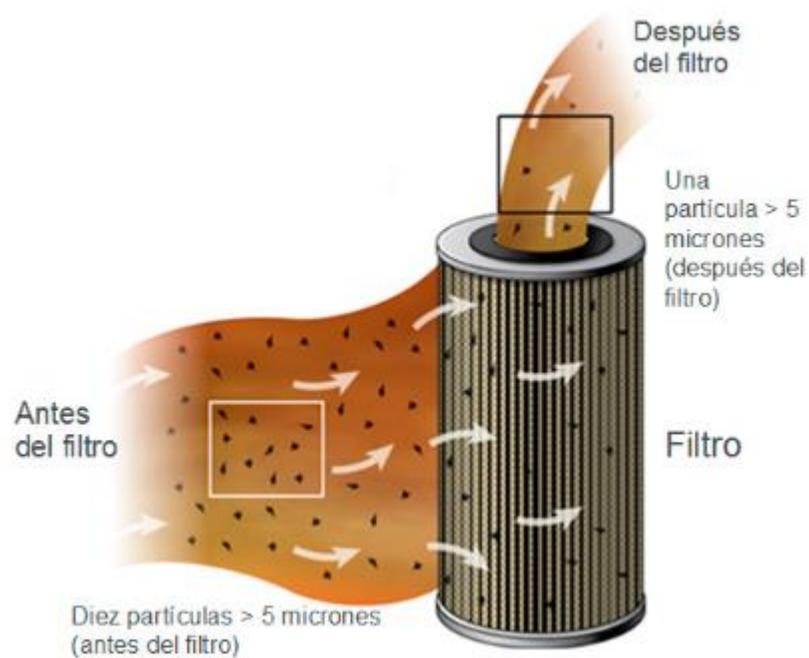


Figura 3.6: Filtro de partículas

### 3.2.5 Filtro de carbón activado

El filtro de carbón activado se utiliza para remover las impurezas disueltas, por ejemplo:

Hidrocarburos pesados y productos degradados del TEG.

Esto logra que el TEG se mantenga con una mejor calidad y sin demasiados contaminantes.



Figura 3.7: Filtro de carbón activado

### 3.2.6 Reboiler

Es un rehervidor que calienta el glicol hasta 190-200 °C, lo que provoca la evaporación del agua disminuyendo la concentración de la misma en la solución de glicol debido a que el glicol posee un punto de ebullición más elevado. Con esto se consigue que el glicol vuelva a tener las propiedades de absorción iniciales.

Existen 2 tipos de reboiler, de fuego directo donde el calentamiento se da por la llama, producto de la combustión del gas, en la cámara de fuego mientras que el de fuego

indirecto, el calentamiento se produce por el calentamiento de un aceite, el cual es circulado por medio de un serpentín con el que se logra el intercambio de calor a hacia el TEG.

### **3.3 CONDICIONES OPERATIVAS**

#### **3.3.1 Torre contactora**

Las variables para un correcto funcionamiento de la torre contactora de glicol-gas son el caudal de gas de entrada, la presión y la temperatura de la misma, como así también, el caudal, la concentración y la temperatura del glicol pobre que ingresa a la misma.

#### **3.3.2 Caudal de gas de entrada**

Claramente la cantidad de agua a remover aumenta si el caudal de gas de entrada aumenta. Por lo que aumentara el TEG necesario a circular. Es importante tener recaudos para realizar las transiciones de caudal lo más paulatinas posibles ya que un aumento brusco de caudal puede generar pérdidas por arrastre en la salida del gas de la torre contactora

#### **3.3.3 Temperatura y presión de gas de entrada**

Debido a que el gas se considera saturado con vapor de agua, la temperatura y presión del juegan un papel muy importante en el proceso.

Del grafico de McKetta se puede ver que un incremento en la temperatura del gas o una disminución de la presión del gas producen un aumento en el contenido de vapor de agua en el mismo.

En la operación, la temperatura se debe mantener entre 80 °F y 110 °F.

Temperaturas superiores a 120°F producen grandes pérdidas de glicol. A temperaturas más bajas que 50°F se pueden generar hidratos además de provocar mayor viscosidad en el glicol, lo cual produce una reducción en la eficiencia del proceso ya que se genera una mayor pérdida de carga y deteriora el intercambio de masa dentro de la torre contactora.

Temperaturas entre 60 y 70 °F el glicol puede generar una emulsión estable con hidrocarburos condensados del gas favoreciendo la formación de espuma dentro de la torre contactora y deteriorando la eficiencia del proceso.

La presión por otro lado tiene un efecto menos significativo en el contenido de vapor de agua en la corriente de gas que la temperatura. Un aumento en la presión a temperatura constante disminuye el contenido de agua. Sin embargo, una presión muy alta hace antieconómica la instalación, por lo que se recomienda operar a una presión de entre 500 a 1200 psi.

### **3.3.4 Temperatura de glicol de entrada**

La temperatura del glicol de entrada debe mantenerse lo más baja posible, de esta manera se aumenta la eficiencia del proceso, sin embargo una temperatura muy baja produce condensación de hidrocarburos favoreciendo la formación de espuma, además de volver muy viscoso al glicol.

Una temperatura muy elevada de entrada de glicol produce perdidas por evaporación dentro de la torre contactora.

Se recomienda que el glicol pobre ingrese a la torre a una temperatura de 10°F por encima de la temperatura del gas de entrada.

### 3.3.5 Concentración de glicol pobre

A un caudal dado y a un número de etapas fijo el aumento de la concentración del glicol de entrada produce una mayor caída del punto de rocío del gas.

El siguiente gráfico muestra como varía la temperatura de rocío de equilibrio obtenido a distintas temperaturas de contacto y concentraciones.

La temperatura de rocío de equilibrio se obtiene si el gas a tratar y el glicol llegan al equilibrio, debido a que el tiempo de contacto es menor a lo que se requiere para lo anterior, esto no se logra, por lo que se estima que el punto de rocío real está entre 10 y 15 °F por encima de la temperatura de rocío de equilibrio.

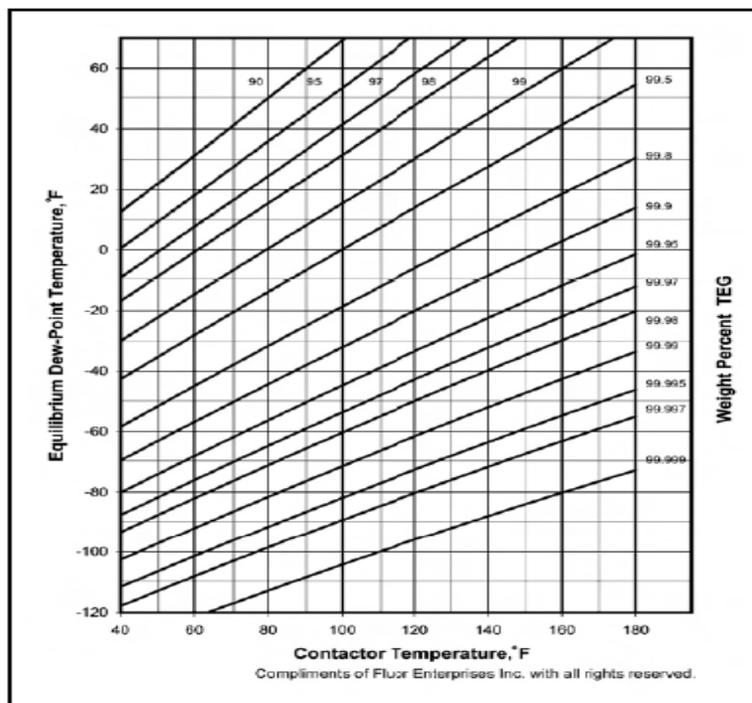


Figura 3.8: Equilibrio punto de rocío vs temperaturas a diferentes concentraciones de TEG

En este gráfico se puede ver a simple vista el peso que tiene la variación en la concentración del glicol en la temperatura de rocío resultante, por lo que es un factor que requiere seguimiento.

Esta variable se controla principalmente con la presión y temperatura en el rehervidor y con el flujo de gas de stripping (despojamiento).

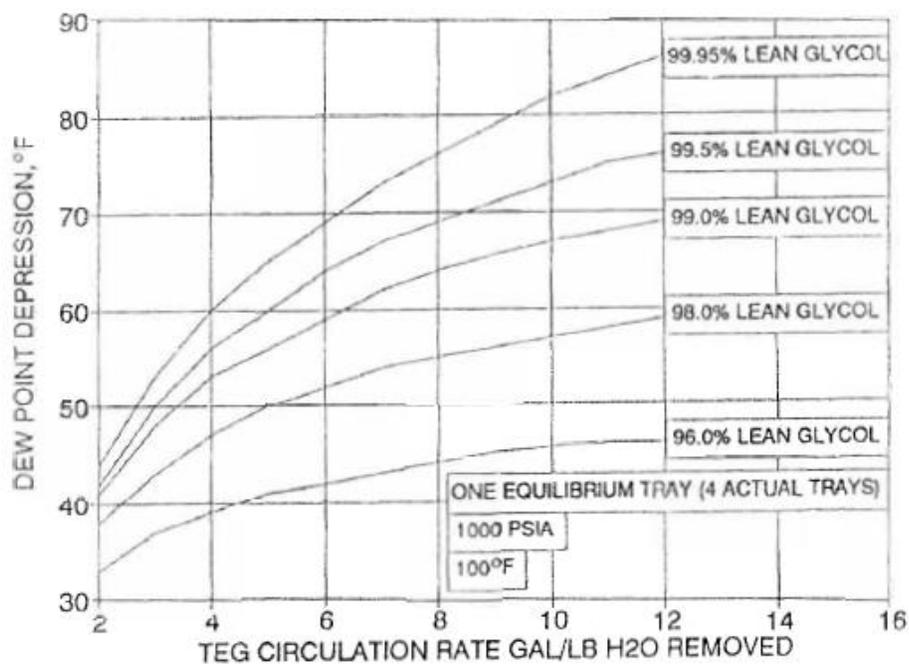


Figura 3.9: Depresión del punto de rocío vs caudal de TEG / concentraciones

En el gráfico se puede observar como varía la caída en el punto de rocío a distintos caudales y concentraciones manteniendo condiciones de 1000 psia y 100 F° en una torre contactora de 4 platos.

Aquí se puede ver que la variación en la concentración del glicol tiene mayor peso que un aumento de caudal en la temperatura de rocío a obtener.

### 3.3.6 Temperatura y presión del reboiler de glicol

La temperatura a la que opera el reboiler afecta a la concentración del glicol. A mayores temperaturas se obtienen mayores concentraciones, como se observa en el siguiente gráfico.

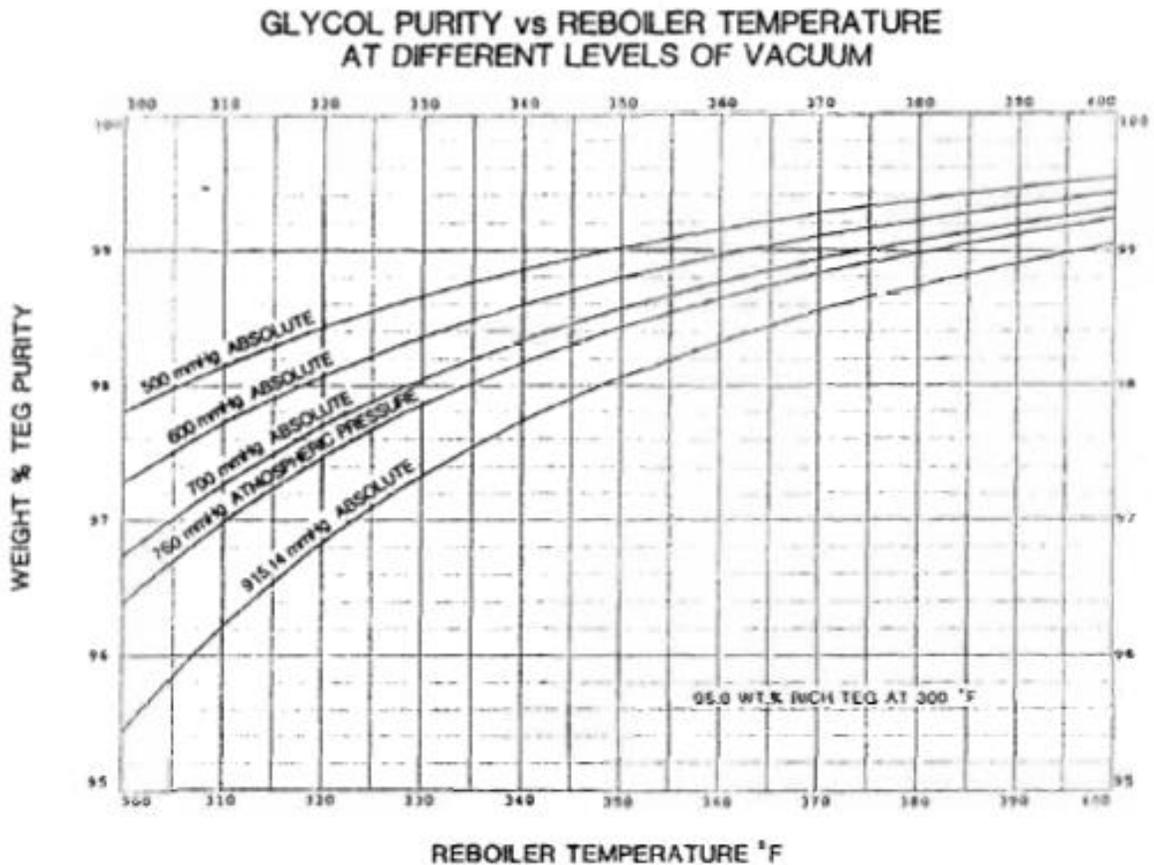


Figura 3.10: Concentración de glicol vs temperatura del rehervidor

Se observa que se tiene como límite de temperatura 400°F , ya que a partir de esta temperatura el glicol comienza a degradarse. Por lo que se recomienda operar el reboiler a una temperatura de 390 °F.

Como se observa en el grafico anterior, la concentración máxima a obtener operando a 390 °F es de entre 98.5% y 98.9 %. Por lo que si se desea aumentar este valor es necesario utilizar gas de stripping.

Si no se cuenta con gas de stripping, otra posibilidad es disminuir la presión de operación del reboiler. Presiones por debajo de la presión atmosférica dan como resultado mejores concentraciones y aumenta la eficiencia del proceso.

Para poder operar de esta manera es necesario adecuar el venteo en la columna del reboiler para evitar el ingreso de gases.

Este tipo de condición es raramente utilizado en los yacimientos ya que agrega mayor complejidad a la operación y se suele optar por el gas de stripping.

### **3.3.7 Gas de stripping**

Como se dijo anteriormente, se pueden obtener mayores concentraciones de glicol poniendo en contacto el glicol con gas de stripping dentro del reboiler.

Se utiliza gas previamente tratado, generalmente el que se utiliza como fuel gas, el cual es capaz de absorber gran cantidad de agua del glicol. Esto permite obtener concentraciones por encima de 98.5 %

En el grafico siguiente se aprecia el aumento de concentración del glicol en función del caudal de gas de stripping inyectado a distintas temperaturas.

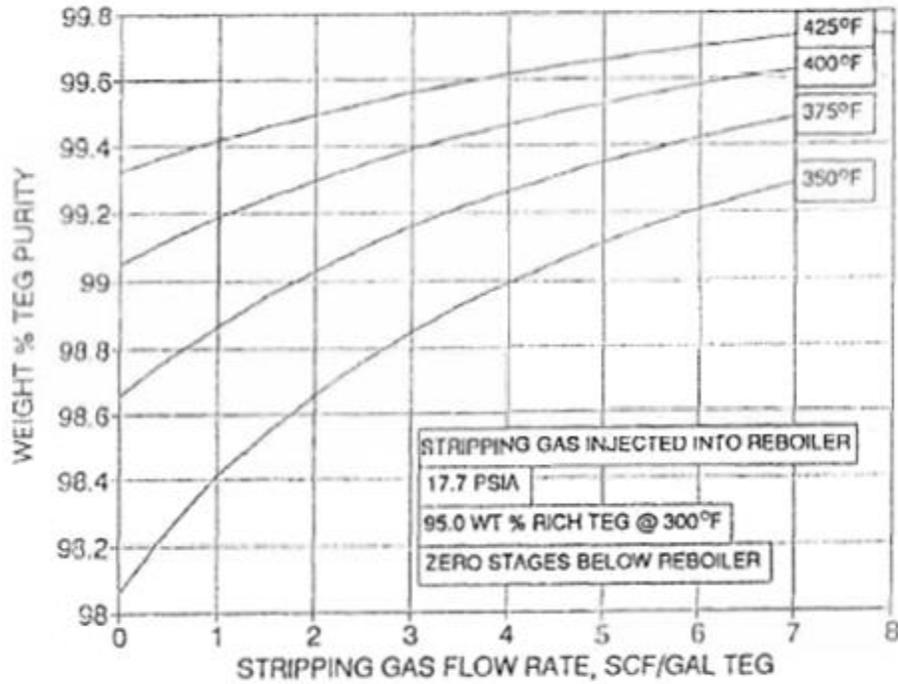


Figura 3.11: Efecto del gas de stripping en la concentración del TEG

### 3.3.8 Caudal de circulación TEG

A una concentración definida, el punto de rocío obtenido es función del caudal de glicol que circula por la torre contactora. Cuanto más glicol intercambie masa con el gas mayor será el vapor de agua removido del gas.

El caudal del glicol controla la cantidad de agua que se puede remover, el mínimo caudal que se puede circular para lograr un buen contacto entre el glicol el gas es de 2 gal por libra de agua a remover. El máximo caudal a utilizar es 7 gal por lb de agua a remover.

En general las torres son diseñadas para trabajar con caudal de circulación de 3 gal de glicol / lb agua a remover.

Un excesivo caudal de circulación puede sobrecargar el reboiler afectando el proceso de regeneración de glicol. Además, un aumento brusco de caudal de circulación

produce una disminución de la temperatura de operación del reboiler afectando la concentración del glicol pobre y por lo tanto el punto de rocío obtenido. Por esto se recomienda incrementar el caudal paulatinamente.

### **3.3.9 Temperatura en torre despojadora**

Una temperatura elevada en el tope de la torre despojadora puede generar pérdidas de glicol elevadas debido a la vaporización.

Teniendo en cuenta que el punto de ebullición del agua es 212 °F y del glicol es de 546°F se recomienda operar con una temperatura en el tope de la torre despojadora de 225°F como máximo.

El vapor que asciende por la torre se va desprendiendo del TEG a medida que la temperatura desciende. Por lo que temperaturas por encima de 250°F generan pérdidas de glicol importantes.

Por otro lado, una temperatura muy baja en el tope de la torre genera condensación excesiva de agua y sobrecarga el reboiler y el consumo de calor.

En caso de operar con gas de stripping se debe operar a una temperatura aproximada de 190°F. Ya que el stripping gas podría generar pérdidas adicionales.

Esta temperatura es controlada con el flujo de glicol que circula por el serpentín donde el glicol proveniente de la torre intercambia calor con los vapores que ascienden por la torre.

### **3.4 PROBLEMAS OPERACIONALES**

La operación del sistema, puede verse afectada debido a diferentes factores que alteran la calidad del TEG, los cuales se detallan a continuación

#### **3.4.1 Descomposición térmica:**

Esto ocurre cuando el glicol es sobrecalentado, esto se debe a que la temperatura en el reboiler se mantiene por encima de los 400°F o cuando se generan depósitos de sales o alquitrán que producen sobrecalentamientos localizados generalmente en los tubos de fuego del reboiler.

El TEG se torna de un color oscuro cuando se encuentra degradado y se vuelve ácido.

#### **3.4.2 Oxígeno en el sistema:**

El glicol en presencia de oxígeno se oxida fácilmente, formando distintos ácidos corrosivos.

Fuentes de oxígeno son tanques de almacenamiento de glicol abiertos, perdidas en bombas y cañerías.

Para minimizar el ingreso de oxígeno en los tanques de almacenamiento, se utiliza gas de blanketing, el cual consiste en un flujo reducido de gas combustible en la parte superior del tanque para desplazar el aire del recipiente.

En el caso de perdidas, deben ser reparadas inmediatamente.

### **3.4.3 Valores anormales de PH:**

Se considera ácida a una solución con un ph de 0 a 7 y una solución es básica cuando el ph es superior a 7 y menor a 14.

El TEG puede volverse ácido con el uso diario, en particular si el gas de entrada contiene grandes cantidades de H<sub>2</sub>S o CO<sub>2</sub>.

Cuando el TEG se descompone térmicamente o cuando hay un ingreso considerable de O<sub>2</sub>, se forman compuestos ácidos que tienden a bajar el PH y favorecer la corrosión en el sistema. Para tratar esto, se pueden utilizar compuestos bases como la trietanolamina , NACAP , entre otros.

Un PH por encima de 7, puede ser causante de formación de espuma o emulsiones.

Por esto se recomienda mantener un control semanal de los valores de ph del TEG, utilizando cintas de PH u otros medidores de PH.

### **3.4.4 Contaminación con sales**

Los depósitos de sales provocan puntos calientes dentro de los tubos del reboiler favoreciendo la degradación del TEG y disminuyendo la eficiencia de transmisión de calor.

Por lo general las sales que se depositan son cloruros de sodio en su mayoría y con menor frecuencia cloruro de calcio.

Si los valores de sal en el glicol exceden los 2500 ppm se deberá drenar el glicol y limpiar las instalaciones para evitar distintos problemas operativos.

### **3.4.5 Presencia de hidrocarburos líquidos**

Estos hidrocarburos pueden ingresar por arrastre con el gas, condensar dentro de la torre de contactora o ser absorbidos por el TEG en el intercambio de masa.

La presencia de hidrocarburos favorece la formación de espumas, la degradación y las pérdidas de TEG.

A su vez, no permite un buen contacto entre el TEG y el gas, disminuyendo la eficiencia del intercambio de masa por lo tanto de todo el sistema.

Para prevenir este tipo de problemas se recomienda que el TEG pobre ingrese a la torre entre 10 o 15 °F por encima de la temperatura del gas de entrada. Y mantener en óptimas condiciones de funcionamiento el separador flash trifásico a la entrada de la regeneradora.

### **3.4.6 Acumulación de lodos**

Distintos tipos de partículas sólidas e hidrocarburos alquitranosos se encuentran suspendidos en el TEG, si esta cantidad es elevada los mismos sedimentan dentro del reboiler generando un producto abrasivo que puede causar corrosión en distintos puntos de la instalación además de favorecer la formación de espumas e emulsiones.

Se debe mantener una buena filtración para lograr tener una concentración de sólidos en suspensión de 0.01 % en peso.

### **3.4.7 Espuma**

La presencia de espuma afecta el intercambio de masa entre el gas húmedo y el TEG dentro de la torre contactora, además produce un aumento considerable en las pérdidas de TEG por arrastre en la misma.

La espuma se puede formar por un flujo excesivo dentro de la torre, o por la presencia de contaminantes como partículas sólidas o sales, inhibidores de corrosión o hidrocarburos líquidos

Para evitar la formación de espuma es necesario tener una excelente separación de contaminantes, mantener los filtros en condiciones y mantener la temperatura de entrada del TEG a la torre 10 a 15 °F por encima de la temperatura del gas de entrada.

Otro aspecto sumamente importante es mantener un seguimiento de todos los parámetros de calidad de TEG en sus valores óptimos.

### **3.4.8 Presencia de CO<sub>2</sub>**

Cuando la corriente de gas a deshidratar presenta concentraciones elevadas de CO<sub>2</sub> se deben tomar ciertos recaudos:

- El contenido de agua debe ser calculado teniendo en cuenta la presencia de gases ácidos, ya que los mismos incrementan el contenido de agua en la corriente de gas.

- El CO<sub>2</sub> es más soluble que el CH<sub>4</sub> en el glicol, por lo que estos gases deberán ser removidos del glicol, generalmente el tanque flash es suficiente si la concentración de CO<sub>2</sub> no es muy elevada. Se deberá llevar un control exhaustivo de corrosión en la regeneradora y especial cuidado en los gases liberados con el vapor de agua en la columna de destilación.

- Controlar PH regularmente, puede ser requerida la adición de NACAP o monoetanolamina.

### **3.5 CONTROL DE CALIDAD DEL TEG**

Para prevenir los distintos problemas citados anteriormente se realiza un análisis del TEG periódicamente en un laboratorio.

Además, en campo se puede controlar el PH con cintas de PH, tomar la densidad y controlar la concentración del TEG de forma aproximada, y controlar el color del TEG el cual tiende a oscurecerse cuando se degrada.

#### **3.5.1 Parámetros a analizar en el TEG**

##### **3.5.1.1 PH:**

La velocidad de corrosión en el circuito de glicol aumenta con la disminución del PH debido a la presencia de ácidos orgánicos y gases ácidos: CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S. Un PH adecuado en la operación es de 6,5 -7,3

Si el PH es ácido (menor a 6,5) puede ajustarse con bórax o MEA (1/4 de lb por 100 gal de glicol)

El PH no debe superar el valor de 8 para que no se formen espumas o emulsiones. Cuando el PH es netamente alcalino (lo cual no suele suceder) se puede acidificar con ácido acético o bórico. Analizar bien la concentración a colocar.

En muchos casos, el elevado valor de PH es causado por inhibidores de corrosión en campo o secuestrante de H<sub>2</sub>S.

##### **3.5.1.2 Concentración de TEG (% w/w):**

Con esto se puede controlar la concentración lograda de TEG y compararla con la teórica.

Además se puede comparar la concentración entre el TEG rico y el TEG pobre, el primero debe rondar entre 93 y 97 % y el segundo, entre 98 y 99 % según lo calculado teóricamente.

Si el rango entre el TEG rico y TEG pobre es demasiado estrecho significa que el régimen de circulación es muy elevado. En caso contrario, el régimen de circulación se puede considerar muy lento

#### 3.5.1.3 Contenido de agua:

El contenido de agua del TEG pobre debe ser menor a 1.5 (%w/w). Si la concentración es mayor a este valor puede que la temperatura del rehervidor sea muy baja o hay algún elemento de la regeneradora funcionando mal.

En el caso del TEG rico generalmente se sitúa entre 3,5 a 7.5 (%w/w).

#### 3.5.1.4 Contenido de hidrocarburo:

La presencia de hidrocarburos arrastrados por el gas aumenta la tendencia a formar espuma y favorece la degradación. Gran parte de estos hidrocarburos, se eliminan en el tanque flash y en el filtro de carbón activado.

La concentración debe ser menor a 0.3 tanto en el glicol rico como en el pobre.

#### 3.5.1.5 Contenido de sales:

La presencia de sales en los glicoles

- Acelera la corrosión

- Reduce la eficiencia térmica en los tubos del reboiler.

El contenido de sales indica la cantidad de cloruros inorgánicos mayormente de sodio y calcio.

La acumulación de sales en los tubos de fuego reduce la transferencia de calor y genera puntos calientes que aceleran la degradación del glicol

La sal también puede depositarse en filtros y bombas.

La concentración de sales tiene que ser menor a 600 mg/l, en caso contrario se recomienda renovar el TEG.

#### 3.5.1.6 Contenido de hierro:

Este valor es un contenido de la corrosión existente en el sistema. Se recomienda que el contenido de hierro en el sistema sea menor a 15 mg/l.

Un valor muy elevado de hierro promueve las espumas y es muestra de que existen problemas de corrosión en el sistema.

#### 3.5.1.7 Sólidos en suspensión:

Sólidos como sulfuros de hierro o asfaltos pueden considerarse sólidos suspendidos. Estos sólidos son agentes espumantes y generan barro. Debido a su tamaño los filtros de paño y los de carbón activado, no son capaces de retener. Pueden generar erosión en las bombas de glicol

El contenido de sólidos en suspensión debe ser menor a 200 mg/l de TEG.

### 3.5.1.8 Espuma:

La formación de espuma es consecuencia de la presencia de diferentes tipos de contaminantes, como por ejemplo, HC líquidos, inhibidores de corrosión, sales o sólidos suspendidos.

Se debe monitorear la altura de espuma formada y la estabilidad de la misma.

### 3.5.2 Ejemplo de análisis de TEG

El siguiente cuadro muestra los valores típicos en un análisis de TEG según Manning (1)

Tabla 3.1: Valores óptimos para análisis de Glicol

Parameter	Glycol	
	Rich	Lean
pH	7.0–8.6	7.0–8.6
Chlorides (mg/L)	<600	<600
Hydrocarbon (wt%)	<0.3	<0.3
Iron (mg/L)	<15	<15
Water (wt%)	3.5–7.5	<1.5
Suspended solids (mg/L)	<200	<200
Foaming tendency	Foam height, 10–20 mL Break time, 5 sec	
Color and appearance	Clear and light-colored to medium amber	

El siguiente es un análisis real de TEG realizado en una de las plantas que han sido visitadas para este trabajo.

Tabla 3.2: Valores reales de análisis de Glicol

OBJETIVO:		ANALISIS DE CALIDAD DE GLICOLES		
RESULTADOS				
Contactor T 209				
DETERMINACIONES	UNIDAD	TEG POBRE	TEG RICO	MÉTODO
pH	---	6,39	6,25	S.M 4500 H-B
TEMPERATURA	°c	23,0	23,0	S.M 4500 H-B
GLICOL	%w	99,25	96,78	ASTM D-4928
AGUA	%w	0,72	3,02	ASTM D-4928
HIDROCARBURO	%w	0,03	0,20	EPA 418.1
CLORUROS	mg/lts	5928,2	5958,2	S.M. 4500 Cl-B
HIERRO TOTAL	mg/lts	82,0	72,5	S.M. 3500 Fe-D
CENIZAS	%v	0,18	0,18	ASTM D-482
TOTAL DE SOLIDOS EN SUSPENSION	mg/lts	3100,0	2800,0	S.M 2540-D

## **4. CAPITULO IV: DESCRIPCION DE CASO REAL**

### **4.1 PROCESO A ANALIZAR**

La unidad de deshidratación está compuesta por dos módulos: un módulo contactor gas-glicol y un módulo de regeneración de glicol. El primer módulo dispone de una torre contactora, en la que el glicol (pobre) absorbe parte del agua contenida en el gas, dejándolo en especificación para su exportación. El glicol ingresa por el tope y desciende hacia el fondo, pasando a través de las válvulas, montadas en los platos. El gas, a la inversa, ingresa por el fondo y en su ascenso, al pasar por las válvulas, se pone en contacto con el glicol y transfiere el agua hacia la fase glicol. Es importante separar los líquidos libres (condensado) que llegan con la corriente de gas húmedo, para evitar dilución del glicol y arrastre de líquido, por lo cual la sección del fondo de la torre funciona como scrubber.

El gas que sale por el tope de la torre tiene un contenido reducido de humedad, apto para su exportación a gasoducto. Antes de salir del módulo, intercambia calor con el glicol pobre que ingresa a la torre, en un intercambiador tipo doble tubo. Por su parte, el glicol con el agua absorbida (denominado glicol rico) se colecta en el último plato de la torre (plato colector) y es enviado al segundo módulo.

El módulo de regeneración de glicol tiene por objetivo remover el agua absorbida por el glicol, para dejarlo en condiciones de reingresar a la torre y realizar la absorción (circuito cerrado). La remoción del agua se realiza por destilación, empleando como fuente de calor la combustión de gas combustible.

El glicol rico proveniente de la torre contactora a alta presión ingresa a la bomba kymray donde la misma se reduce a aproximadamente 2 kg, luego se precalienta en un intercambiador en la still column para ingresar al primer intercambiador donde se vuelve a precalentar. A la salida del mismo se hace pasar el glicol rico por el filtro de partículas y luego por el filtro de carbón activado.

Luego de esto, vuelve a ingresar a los intercambiadores de calor para ingresar por la still column a una temperatura aproximada de 104°C.

El glicol ya regenerado sale por la parte inferior del acumulador y pasa por un filtro Y, luego por los intercambiadores de calor TEG rico/ TEG pobre para ingresar a la succión de la bomba Kymray y ser presurizado a una presión tal que permita el ingreso a la torre.

El siguiente diagrama de procesos muestra lo explicado anteriormente:

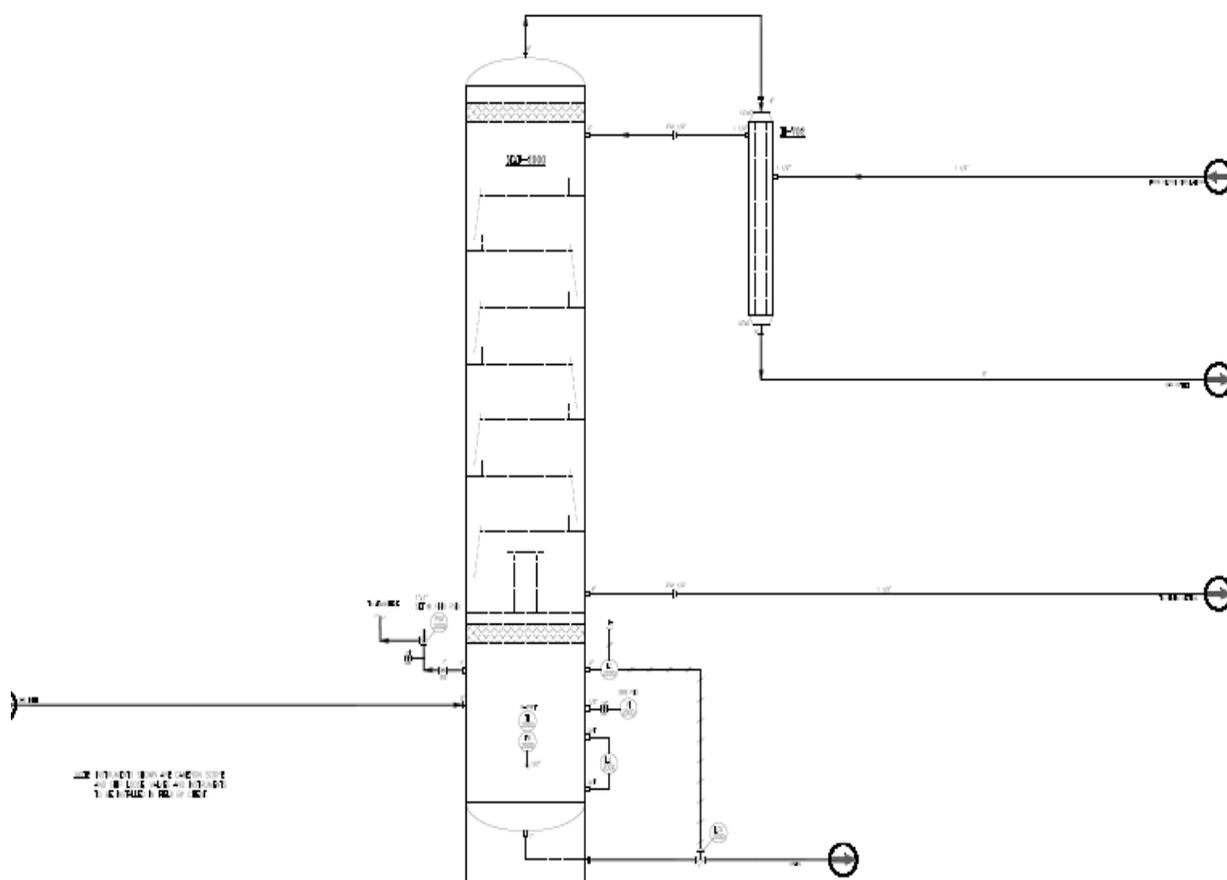


Figura 4.1: Torre contactora de unidad de deshidratación

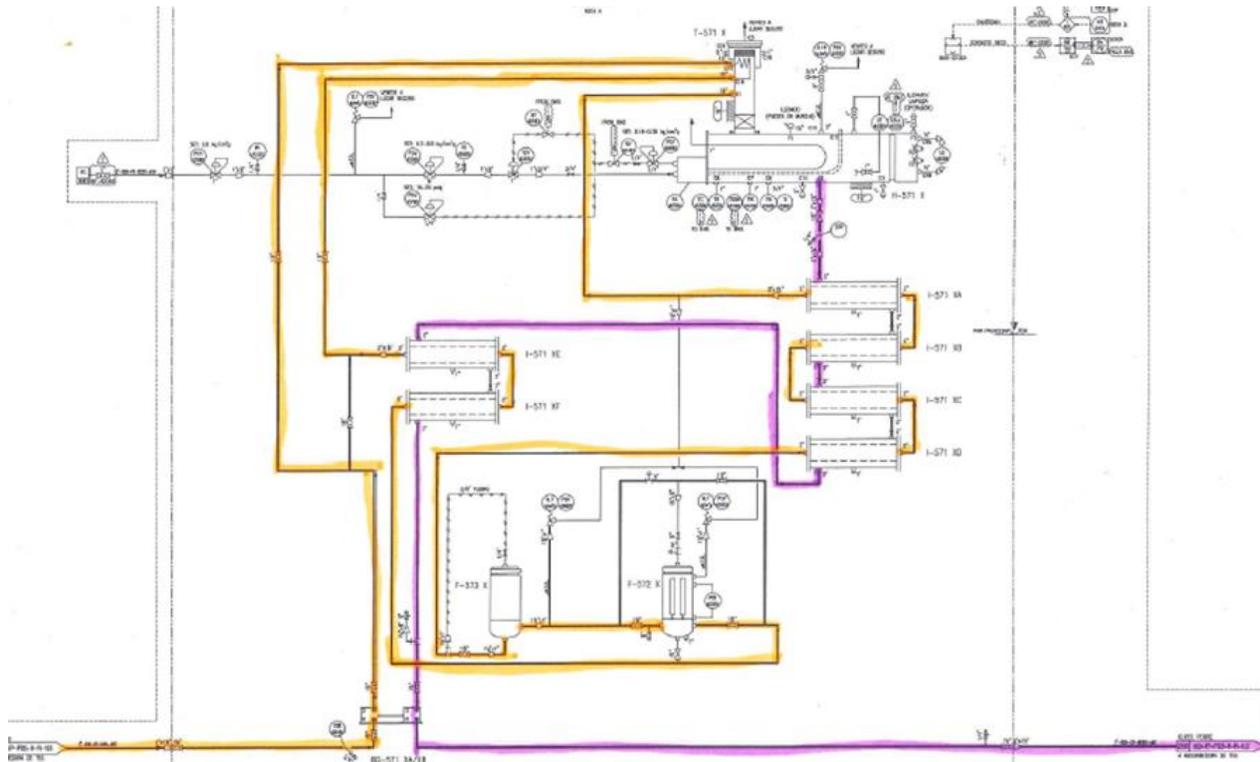


Figura 4.2: Unidad de deshidratación

## 4.2 DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS

### 4.2.1 Torre contactora

La misma cuenta con 8 platos equipados con válvulas de burbujeo capaz de operar a 1440 psi, 120 ° F y está diseñada para procesar 1.2 MMSCMD. Su diámetro es de 48" OD y 44.5" ID.



Figura 4.3: Fotografía torre contactora de unidad de deshidratación

#### 4.2.2 Bombas de Glicol

Tipo Kimray, las mismas reciben el glicol rico desde la torre contactora hacia el Regenerador de Glicol, empleando la energía de presión que tiene esa corriente para impulsar al glicol pobre. La misma es capaz de operar a 28 emboladas/min lo que equivale a 450 gal/h.



Figura 4.4: Fotografía bombas de Glicol

### 4.2.3 Intercambiador

Del tipo casco y tubo enfría el glicol pobre que sale de la regeneradora mediante integración térmica con el glicol rico proveniente de la contactora, para enviarlo a la succión de las bombas de glicol.



Figura 4.5: Fotografía intercambiador de calor Glicol/Glicol

### 4.2.4 Regenerador de Glicol

Remueve el agua contenida en el glicol rico, mediante la entrega de calor por combustión de gas combustible.

La regeneradora se encuentra operando a 390 °F. Cuenta con indicación local y remota.

Se cuenta con un controlador de protección por alta temperatura en el que se setea la temperatura que activa el switch a la cual se corta el suministro de gas combustible al quemador para proteger el horno, además de evitar la degradación del TEG por temperatura.

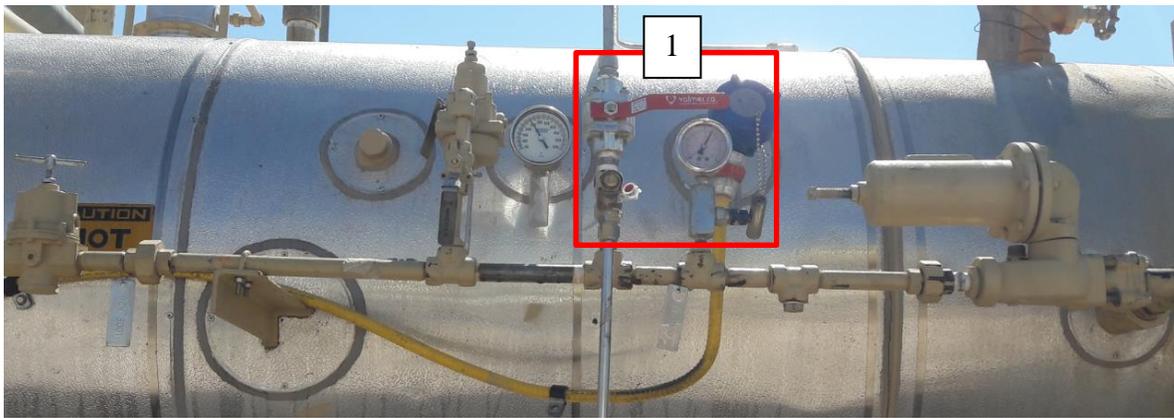


Figura 4.6: Fotografía regenerador de glicol

El gas combustible ingresa a 7-8 kg/cm<sup>2</sup> y luego se reduce mediante válvulas de control de presión a 0.5 kg/cm<sup>2</sup>.

La unidad cuenta con gas de stripping el cual se habilita o deshabilita maniobrando la válvula 1. La misma tiene que ser operada con mucho cuidado ya que el equipo no cuenta con válvula controladora de presión ni manómetro que indique la presión en el acumulador.

La valvula controladora de temperatura es la que se muestra en la siguiente figura, la misma recibe señal del PLC :



Figura 4.7: Fotografía válvula controladora de temperatura

#### 4.2.5 Niveles en Reboiler

Se cuenta con dos indicadores de nivel, uno anterior al rebalse del acumulador y otro posterior al mismo.



Figura 4.8: Fotografía nivel en reboiler anterior al rebalse

El LG de la figura muestra el nivel luego del rebalse y debe estar entre un 50% a 70 %. Este nivel es el que variara durante la operación dependiendo del consumo.



Figura 4.9: Fotografía nivel en reboiler posterior al rebalse

El LIT de la figura está situado antes del rebalse y debe estar en 1.8-1.9 pies aproximadamente para asegurarse que se encuentra por encima del tubo de fuego del reboiler.

Este valor se mantendrá estable durante la operación. Si el mismo disminuye se puede deber a que no existe retorno de TEG desde la torre contactora.

#### **4.2.6 Filtro de Carbón Activado**

El filtro de carbón activado se utiliza para remover las impurezas disueltas, por ejemplo:

Hidrocarburos pesados y productos degradados del TEG.

Esto logra que el TEG se mantenga con una mejor calidad y sin demasiados contaminantes.

Al no contar con un tanque flash es clave el buen funcionamiento del mismo. No se debe operar sin filtro de carbón activado.



Figura 4.10: Fotografía filtro de carbón activado

#### 4.2.7 Filtro de Sólidos de Glicol

Remueve partículas que puedan estar presentes en la corriente de glicol rico previo a su ingreso a la regeneradora. Se tienen instalados filtros de 30 micrones.



Figura 4.11: Fotografía filtro de partículas

El mismo cuenta con un indicador de presión diferencial. Se deberán cambiar los mismos cuando el manómetro de presión diferencial marque entre 25 y 30 psi.

### 4.3 VARIABLES DE OPERACIÓN ACTUALES

Los siguientes son los valores con los cuales se está operando la planta en la actualidad.

Valores de Operación Actuales	
<i>Variable</i>	<i>Valor</i>
Caudal de Gas (MMm <sup>3</sup> /d)	1
Temperatura de Ingreso a Torre (°C)	36
Presión de Ingreso a Torre (Kg/cm <sup>2</sup> )	77
Presión Salida de Torre (Kg/cm <sup>2</sup> )	76.5
Caudal TEG (m <sup>3</sup> /h)	1.1 (290 gal/h)
Concentración TEG (%w)	98.6 %
Objetivo Contenido de Agua Salida de Gas	Menos de 65 mg/Sm <sup>3</sup>

En el siguiente grafico se muestran todas las temperaturas de operación del proceso de deshidratación actuales:

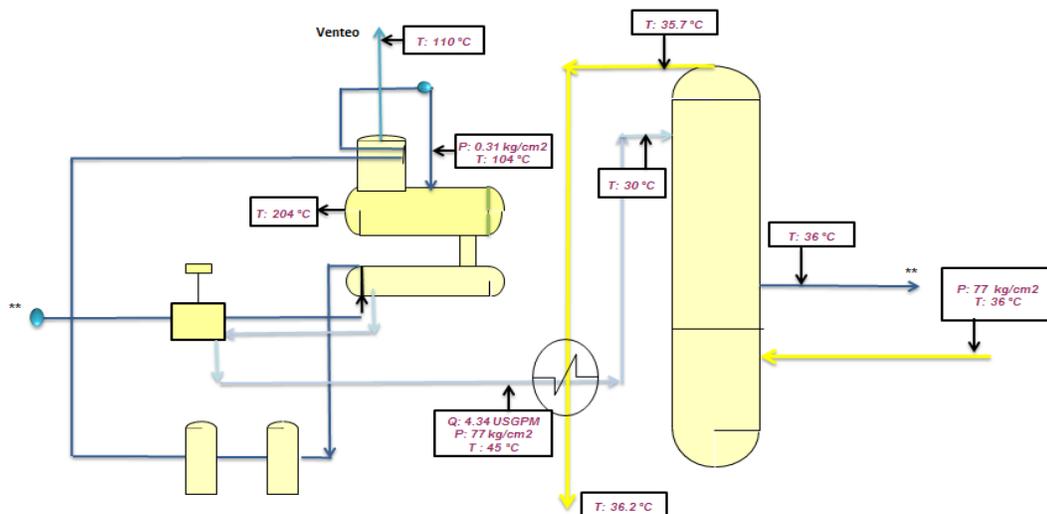


Figura 4.12: Esquema de proceso - variables operacionales actuales

### 4.3.1 Control de calidad TEG rico/pobre

Tabla 4.1: Análisis TEG

Análisis TEG		
Variable	TEG Pobre	TEG Rico
<i>PH</i>	9.3	8.77
<i>Densidad a 25 °C (gr/cm<sup>3</sup>)</i>	1.12	1.117
<i>TEG %w</i>	98.6	96.5
<i>Agua %w</i>	1.07	2.95
<i>HC %w</i>	0.18	0.4
<i>Cloruros (mg/lts)</i>	24	28
<i>Hierro Total (mg/lts)</i>	7.8	7.5
<i>Cenizas (mg/lts)</i>	0.05	0.05
<i>TDS (mg/lts)</i>	1040	1020
<i>Detergentes (mg/lts)</i>	0.27	0.28
<i>Aminas (mg/lts)</i>	67	49.07

### 4.3.2 Cromatografía y Propiedades de gas de entrada

Tabla 4.2: Cromatografía del Gas

Methane	0.833476
Ethane	0.101781
Propane	0.034112
i-Butane	0.007777
n-Butane	0.008738
i-Pentane	0.002820
n-Pentane	0.002076
n-Hexane	0.002589
n-Heptane	0.001224
n-Octane	0.000224
n-Nonane	0.000000
n-Decane	0.000000
Nitrogen	0.002479
CO2	0.002704

Tabla 4.3: Propiedades del Gas

Stream Name	Gas Sat	Vapour Phase
Molecular Weight	19.81	19.81
Molar Density [kgmole/m3]	3.727	3.727
Mass Density [kg/m3]	73.82	73.82
Act. Volume Flow [m3/h]	473.3	473.3
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-4085	-4085
Mass Entropy [kJ/kg-C]	7.549	7.549
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	55.82	55.82
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.818	2.818
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	9.599e+005	9.599e+005
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4.846e+004	4.846e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000
Partial Pressure of CO2 [kg/cm2_g]	-0.8224	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	473.3	473.3
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	16.89	16.89
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	55.82	55.82
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	4.170e+004	4.170e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	334.5	334.5
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Z Factor	0.7988	0.7988

#### 4.4 VERIFICACIÓN DE VALORES TOMADOS EN CAMPO:

A continuación se verificará que con las condiciones relevadas se cumpla con el contenido de agua obtenido en planta para analizar la factibilidad de los mismos.

Datos:

Caudal por torre: 1 MMm3/d

Presión de ingreso a torre: 77 kg/cm2

Contenido de Agua en gas de entrada: Saturado a 36°C

Concentración de TEG: 98.6 %w

Caudal de circulación TEG: 290 gal/h

Contenido de agua gas de salida: 65 mg/sm3

Con la concentración 98.6 %w y la temperatura de contacto de 36 °C (96 °F) ingresamos al siguiente grafico en donde se obtiene el punto de rocío que podríamos obtener para estas condiciones:

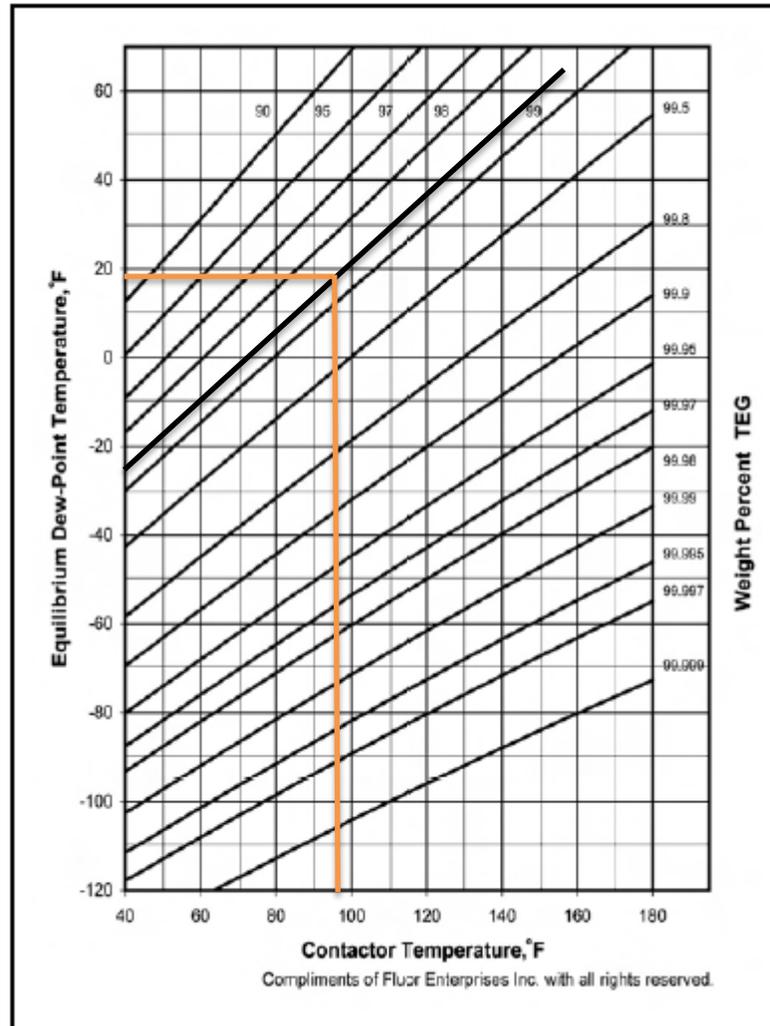


Figura 4.13: Determinación del punto rocío (con datos de concentración del TEG y temperatura de contacto)

Por lo tanto con estas condiciones podremos obtener un punto de rocío de 19 °F, ingresando en el grafico Mc Ketta (Figura 2.1 gráfico de Mc Ketta para determinar el contenido de agua en el gas, Capítulo II) con esta temperatura y una presión de 77 kg/cm<sup>2</sup> , obtenemos que el mismo contiene 3.9 lb H<sub>2</sub>O/MMscf (63 mg/sm<sup>3</sup>) (Figura 4.13)

Por lo que se cumple con el objetivo de un contenido de agua de menos de 65 mg/sm<sup>3</sup> y coincide con lo observado en la planta.

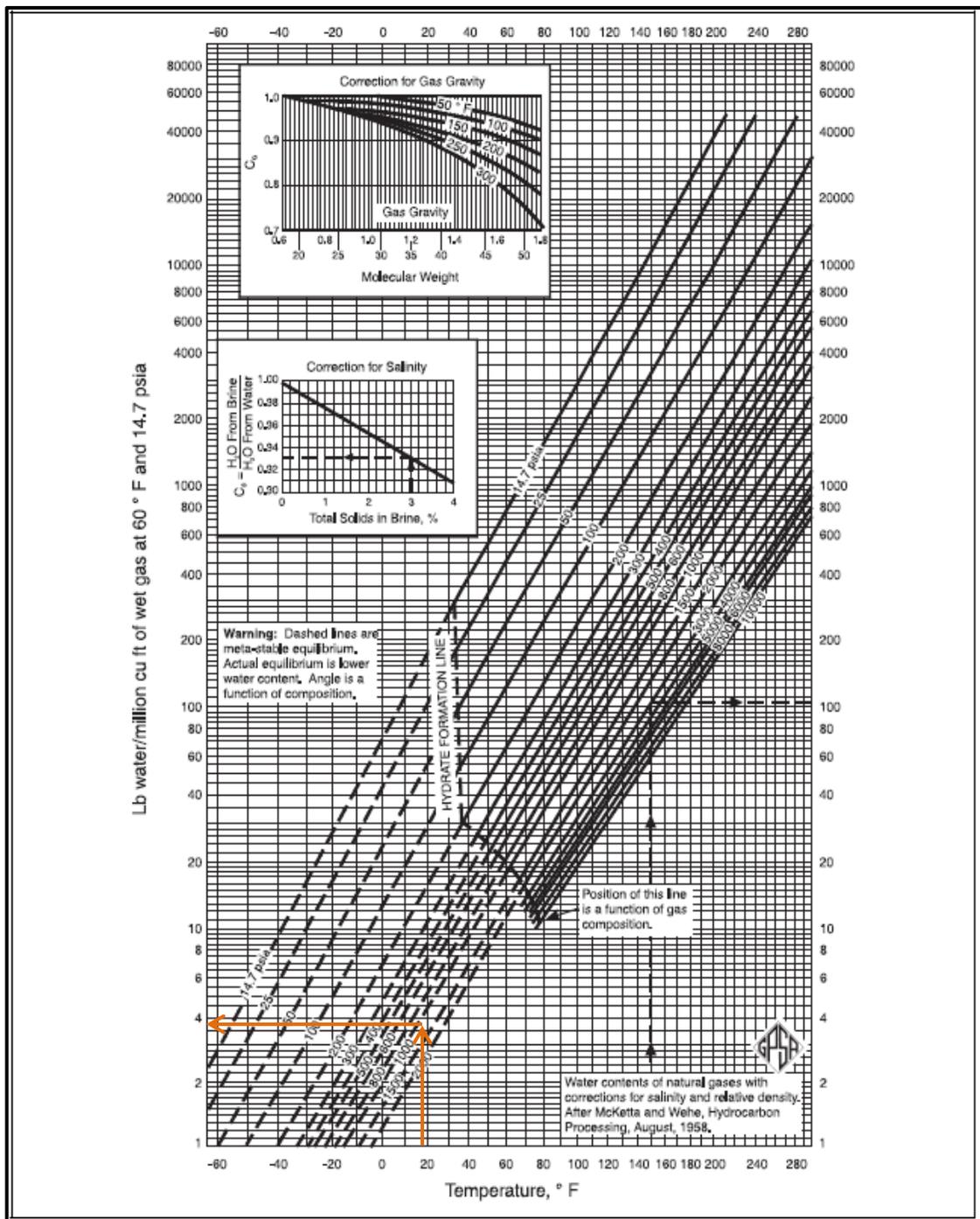


Figura 4.14: Contenido de agua en el gas (en condiciones actuales)

Además se realiza un cálculo del caudal de TEG teórico, respecto del que circula actualmente:

Utilizando el gráfico de MC Ketta, tenemos que:

- Cantidad de Agua en el gas de entrada: 59 lb de agua / MMscf
- Cantidad de Agua requerida a la salida: 4 lb de agua / MMscf
- Cantidad de agua a remover: 55 lb de agua /MM scf

Considerando que se procesa 1 MM de m<sup>3</sup> día, el agua a remover es de ***80.9 lb de agua /hora.***

Como se vio anteriormente, el caudal mínimo de TEG recomendado para una torre de 8 platos como la que analizamos es de 3 gal de TEG por lb de agua a remover.

Por lo tanto el caudal mínimo de circulación de TEG para obtener el objetivo en este caso es de 242 gal TEG/h.

Como el caudal circulando es mayor al calculado, es de esperar que se obtenga un contenido de agua en el gas de salida algo menor a 63 mg/sm<sup>3</sup>. De todas maneras, esta variación no es de una gran magnitud y más adelante en este trabajo se analizara el problema que genera un caudal más elevado que el óptimo.

En la Figura 4.11 se puede observar el proceso con las condiciones actuales de operación simuladas con el software Unisim y la concordancia con lo calculado anteriormente.

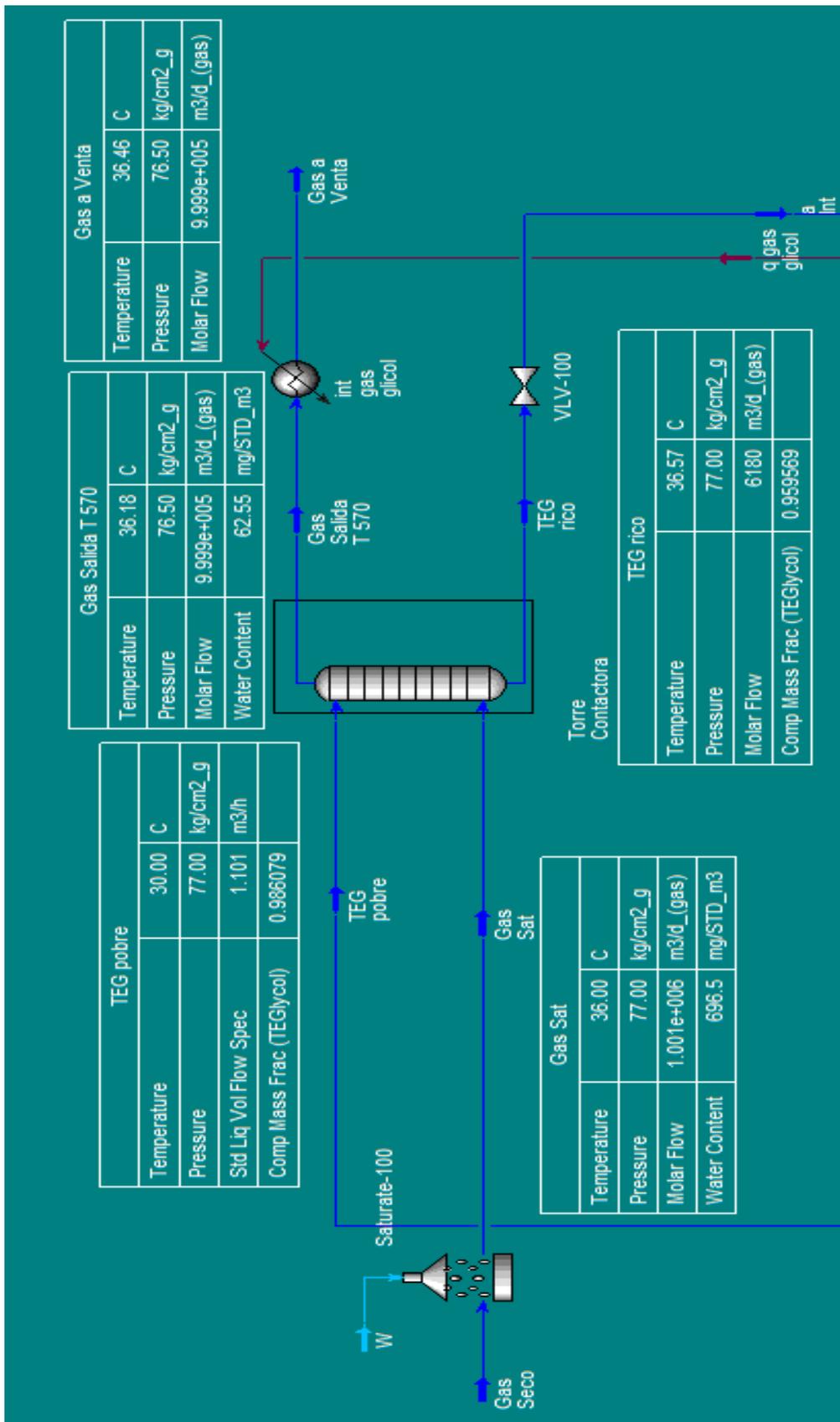


Figura 4.15: Esquema de proceso – Simulación Unisim condiciones actuales

Consultando fuentes de la empresa operadora de la instalación se nos informó que el consumo de glicol del mes de marzo de esta instalación fue de **0.18 gal/MMft<sup>3</sup>**

Este valor considera las siguientes pérdidas:

- \* Pérdidas en el sistema de bombeo filtros etc.
- \* Pérdidas en el vapor de agua a la salida a venteo de la regeneradora de TEG
- \* Arrastre de TEG en la torre absorbadora.
- \* Pérdidas en la reposición de TEG.
- \* Pérdidas en maniobras operativas.

## 5. CAPITULO V: PROPUESTA DE MEJORA Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

### 5.1 PROPUESTA DE MEJORAS

#### 5.1.1 Agregado de tanque flash para el TEG rico previo ingreso a regeneración

Como fue explicado anteriormente el TEG absorbe 1 scf de gas natural por galón a 1000 psig y 100 °F. Los compuestos aromáticos y los hidrocarburos más pesados son mucho más solubles.

Es por esto que como primera recomendación se sugiere la instalación de un separador bifásico con un tiempo de retención de líquidos de 20 a 30 minutos y unas condiciones de operación de 150 °F y 50 psig para que la efectividad en la separación gas-condensado-glicol sea mayor.

El mismo se considera de gran importancia debido a las siguientes razones:

- Con esto se logra reducir emisiones peligrosas y contaminantes de hidrocarburos en la columna regeneradora de glicol y a su vez se logra disminuir el gas consumido en la planta ya que el HC gaseoso que se recupera se utiliza como gas combustible en el rehervidor (*reboiler*) para calentar la solución.
- Se logra reducir la concentración de hidrocarburo en todo el circuito de glicol, lo cual favorece a la operación, debido a los problemas que estos ocasionan como se vio anteriormente (formación de espumas, degradación de TEG, etc.).
- Disminuye las pérdidas de TEG en los vapores de regeneración de glicol y por arrastre ya que se evita la formación de espuma.

- Como todo recipiente sometido a presión, el mismo cuenta con una válvula de alivio de presión o PSV, la cual protege al regenerador atmosférico de fallas en la controladora de nivel de glicol a la salida de la torre absorbidora.

Según el análisis de laboratorio realizado a la muestra de TEG se cuenta con 0.4 %w de HC en la corriente de glicol rico y 0.18 %w en la corriente de glicol pobre. Si este valor lo comparamos con los valores recomendados teóricos dados en el capítulo III (Tabla 3.1: Valores óptimos para análisis de Glicol), observamos que se recomienda tener menos de 0.3 %w de HC por lo que se tiene un TEG con un 33 % de exceso de concentración de HC.

En la siguiente imagen se muestra un ejemplo de una regeneradora con tanque flash al ingreso.



Figura 5.1: Fotografía de Regeneradora con tanque flash

### 5.1.2 Reducción de contenido de TDS (sólidos totales en suspensión) mediante filtrado de partículas.

Según el análisis de laboratorio realizado a la muestra de TEG la presencia de TDS en suspensión es de 1040 mg/lit en el TEG pobre y 1020 mg/l en el TEG rico.

Si estos valores los comparamos con el valor teórico recomendado de 200 mg/lit claramente estamos con exceso más que considerable (520 % por encima de lo ideal)

Estos solidos son agentes espumantes, desfavorecen la regeneración de TEG y generan barros que pueden generar erosión en las bombas de glicol.

A continuación de muestra la distribución de solidos según su micronaje:

Tabla 5.1: Porcentaje de sólidos según tamaño de partículas – Análisis de TEG

<i>Tamaños de Partículas %</i>						
	De 1u a 5u	De 5u a 15u	De 15u a 25u	De 25u a 35u	De 35u a 45u	más de 45 u
TEG POBRE	45	29	18.4	5.2	1.5	0.1
TEG RICO	54	23.3	13.3	7	1.8	0.6

Al analizar los datos mostrados en la tabla anterior, se observa que el 45 % de las partículas en la solución de TriEtilenGlicol pobre y el 54 % de las partículas en el TEG rico son de un tamaño que ronda entre 1 y 5 micrones.

Al analizar las instalaciones se observó que el filtro de partículas colocado era de 30 micrones y que solo se contaba con este tipo en el almacén. Por lo que el mismo no tenía efecto sobre las partículas más finas.

Para lograr que el contenido de sólidos sea mínimo es necesario utilizar elementos filtrantes de 1 micrón, los cuales se consiguen en el mercado. Para poder llegar a este valor de elemento filtrante se necesitan reducir los sólidos progresivamente de manera de no producir un taponamiento inmediato en los filtros y alterar la operación de la planta.

Para solucionar este problema, se recomendó la compra de filtros de 20, 10, 6, 3 y 1 micrones y se planteó la realización del siguiente plan de filtrado de TriEtilenGlicol:

- 3 días de filtrado con elemento filtrante de 30 micrones verificando que el indicador de presión diferencial no supere los 25 psig.
- 3 días de filtrado con elemento filtrante de 20 micrones verificando que el indicador de presión diferencial no supere los 25 psig.
- 3 días de filtrado con elemento filtrante de 10 micrones micrones verificando que el indicador de presión diferencial no supere los 25 psig
- 3 días de filtrado con elemento filtrante de 6 micrones micrones verificando que el indicador de presión diferencial no supere los 25 psig
- 5 días de filtrado con elemento filtrante de 3 micrones verificando que el indicador de presión diferencial no supere los 25 psig

Una vez que se cumplan dichos plazos colocar el elemento filtrante de 1 micrón verificando que el indicador de presión diferencial no supere los 25 psig.

Cada vez que el valor de presión diferencial en el filtro llegue al valor de 25 psig, se deberá cambiar el mismo por uno nuevo por lo que se recomienda tener disponibles al menos 4 o 5 elementos filtrantes de cada micronaje.

Realizando este programa de filtrado es de esperar que la concentración de sólidos en el TEG rico y Pobre sea menor a 200 mg/lit como se recomienda para una óptima operación.

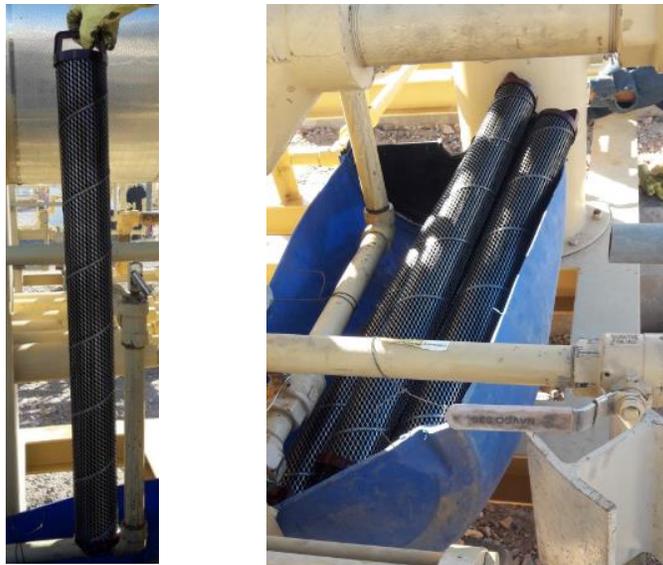


Figura 5.2: Fotografía de Elementos Filtrantes

### **5.1.3 Aumento de la temperatura de ingreso de TEG pobre a la torre contactora gas-glicol.**

Como vimos anteriormente la temperatura del glicol de entrada debe mantenerse lo más baja posible, de esta manera se aumenta la eficiencia del proceso, sin embargo una temperatura muy baja produce condensación de hidrocarburos favoreciendo la formación de espuma, además de volver muy viscoso al glicol.

Una temperatura muy elevada de entrada de glicol produce pérdidas por evaporación dentro de la torre contactora.

Se recomienda que el glicol pobre ingrese a la torre a una temperatura de 6°C por encima de la temperatura del gas de entrada.

En nuestro proceso analizado, luego de la recorrida de campo, se tomaron las siguientes temperaturas:

Temperatura de ingreso de gas a torre contactora: 36°C

Temperatura de ingreso de TEG pobre: 30°C

Claramente se observa que no se cumple con la recomendación para una operación óptima, por lo que es de esperar formación de espuma dentro de la torre contactora debido a los HC condensados, esto afecta al consumo de glicol, disminuye la eficiencia de contacto entre el gas y el TEG y afecta la regeneración del mismo.

Luego de un análisis de las instalaciones, se observó que la corriente de glicol rico que retorna de torre contactora no estaba pasando por el precalentador de la still column (*torre despojadora del rehervidor*), ya que se encontraba circulando por el by-pass de la misma, debido a esto, la temperatura de succión de la bomba kymray disminuye, ya que la corriente de TEG rico ingresa al intercambiador TEG rico/TEG pobre a una temperatura más baja aumentando el intercambio de calor entre las dos corrientes y teniendo como resultado una temperatura menor de salida del TriEtilenGlicol pobre.

Por lo que el mismo llegará a menor temperatura al intercambiador gas/glicol y por ende al ingreso en la torre contactora.

En la siguiente figura se señala el by-pass que se encontraba abierto para comprender mejor lo explicado anteriormente.

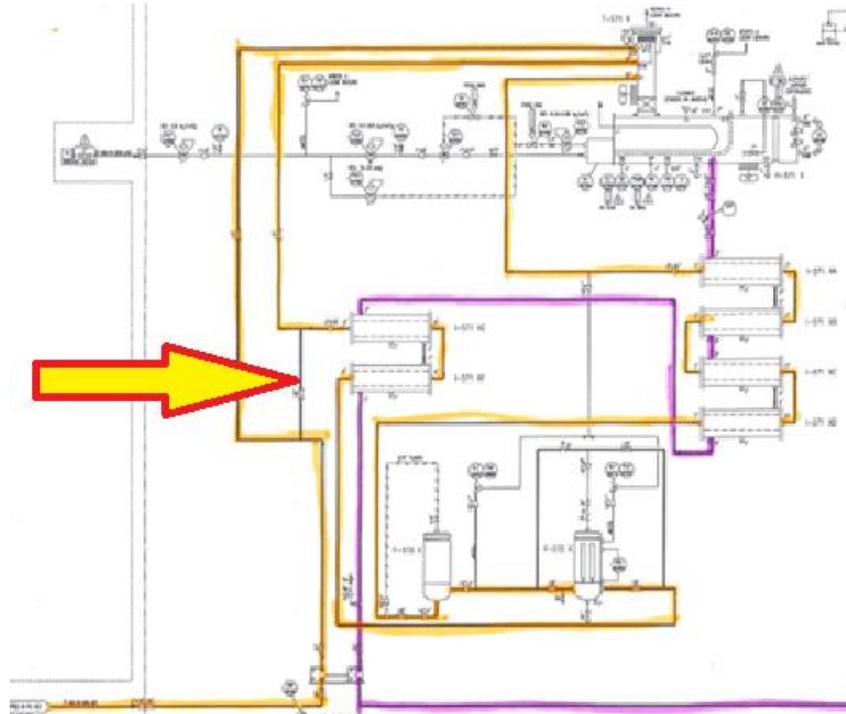


Figura 5.3: Esquema de proceso – Indicación de by-pass abierto

Otro beneficio que se encontró de hacer circular el TEG rico por el intercambiador de la still column (*torre despojadora del rehervidor*) es que reduce la temperatura en el tope de la misma. Este parámetro fue medido en condiciones normales de operación (by-pass abierto) y con la mejora aplicada (by-pass cerrado).

- Temperatura en tope de la still column (*torre despojadora del rehervidor*) con by pass abierto: 110 °C
- Temperatura en el tope de la still column(*torre despojadora del rehervidor*) con by pass cerrado: 104°C

En la siguientes Tablas se muestra el flujo másico del vapor de salida en la regeneradora de glicol teniendo 110 °C (Tabla 5.2) y 104 °C (Tabla 5.3) en el tope de la still column(*torre despojadora del rehervidor*).

Se ve claramente la reducción de pérdidas de TEG cuando la temperatura se reduce de 110°C a 104°C.

Tabla 5.2: Flujo másico de vapor (temperatura 110°C) [kg/h]

	Mass Flows
Methane	3.5343
Ethane	1.9769
Propane	1.4220
i-Butane	0.17711
n-Butane	0.21935
i-Pentane	0.06318
n-Pentane	4.9358e-002
n-Hexane	5.4183e-002
n-Heptane	2.1094e-002
n-Octane	3.0894e-003
n-Nonane	0.00000
n-Decane	0.00000
Nitrogen	0.11081
CO2	0.40923
H2S	0.00000
H2O	27.186
TEGlycol	0.25746

Tabla 5.3: Flujo másico de vapor (temperatura 104°C) [kg/h]

	Mass Flows
Methane	3.5343
Ethane	1.9769
Propane	1.4220
i-Butane	0.17711
n-Butane	0.21935
i-Pentane	0.06318
n-Pentane	4.9358e-002
n-Hexane	5.4183e-002
n-Heptane	2.1094e-002
n-Octane	3.0894e-003
n-Nonane	0.00000
n-Decane	0.00000
Nitrogen	0.11081
CO2	0.40923
H2S	0.00000
H2O	27.183
TEGlycol	0.14035

Se observa en dichas tablas que con una disminución de 6 °C en el tope de la still column (*torre despojadora del rehervidor*) se reducen en un casi 55% las pérdidas de TEG en el sistema.

Además de esto, al analizar el layout de los equipos perteneciente a la planta, se detectó que la distancia entre la regeneradora y la torre contactora era demasiado elevada, por lo que existía una pérdida de calor importante en la cañería por la que circulaba el TEG rico y el TEG pobre. De la salida de la bomba ubicada en la regeneradora, hasta la entrada al intercambiador había una pérdida de 7 °C, teniendo en cuenta que en invierno las temperaturas pueden disminuir aún más se estima que la pérdida de calor del TEG pobre puede ser de hasta 10 a 15 °C.

Es por esto que para lograr una estabilidad en el sistema, se plantea revestir la cañería de 2" realizando un trazo (colocar resistencia calefactora + aislante térmico) sobre la misma. En la siguiente figura se muestra en consiste la propuesta:

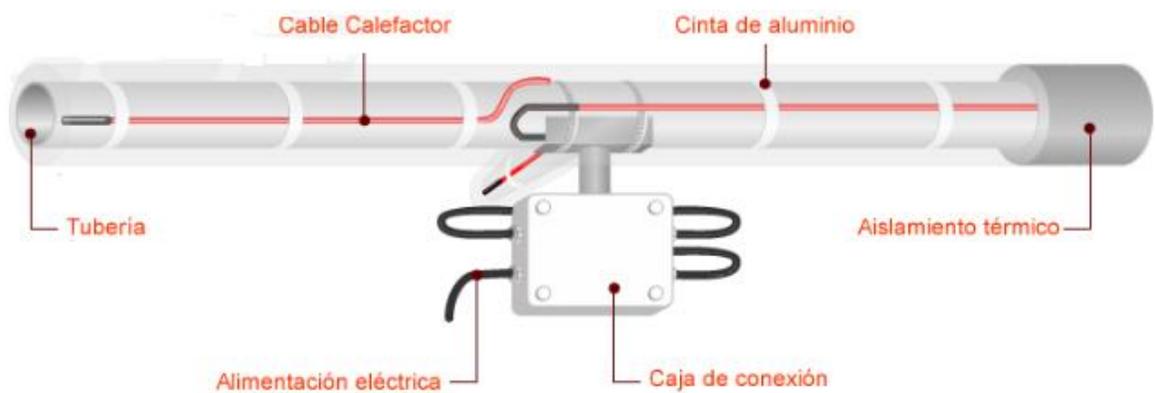


Figura 5.4: Aislación de tubería y calentamiento

Al comentar a los responsables de la compañía, se nos informó que estaba entre los planes realizar dicha modificación ya que habían notado el mismo desperfecto.

Por lo tanto, es de esperar que al aplicar esta mejora y lograr que la temperatura de ingreso de TEG pobre por la parte superior de la torre se reduzcan las pérdidas de TEG debido a la disminución de formación de espuma.

## 5.2 CÁLCULO DE CONSUMO DE TEG CON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PREVIAS A LAS MEJORAS PROPUESTAS.

Para esto se calcula las pérdidas producidas por evaporación en la torre contactora y las que se producen en la regeneración del glicol. Este valor se toma como un valor de referencia teórico, ya que operacionalmente es poco probable de lograr, debido a que se considera un funcionamiento ideal de equipos y prácticas operativas. Con estas variables de operación, sabemos que el rendimiento se desvía del óptimo debido a lo mencionado en los capítulos anteriores (es decir, existe arrastre por formación de espuma, deficiencia en la regeneración, etc.).

De todas formas es un valor que nos sirve de referencia para verificar a posteriori como impactarían las mejoras planteadas en el punto anterior en el consumo de TEG.

Para este caso tendremos que el consumo total de TEG viene dado por las pérdidas producidas en la regeneración del mismo, por evaporación y arrastre en la torre contactora, pérdidas en las instalaciones y bombas, errores de operación en la reposición de TEG y el seguimiento de datos de consumo.

En este caso, se calcula únicamente el valor de las pérdidas en la regeneradora y por vaporización en la torre contactora, ya que son las pérdidas que más se relacionan con las variables de operación del sistema y las cuales podemos tener un valor estimado teórico.

### 5.2.1 Pérdidas en los vapores de salida de la regeneradora de TEG:

Condiciones de operación:

*T° en tope still column: 110 °C*

*T° operación en reboiler: 204°C*

*Caudal de TEG: 297 gal/h*

A continuación se observa el flujo másico de los componentes de la corriente de vapor a la salida de la regeneradora:

Tabla 5.4: Flujo másico de vapor (condiciones de operación T=110°C)

[kg/h]

	Mass Flows
Methane	3.5343
Ethane	1.9769
Propane	1.4220
i-Butane	0.17711
n-Butane	0.21935
i-Pentane	0.06318
n-Pentane	4.9358e-002
n-Hexane	5.4183e-002
n-Heptane	2.1094e-002
n-Octane	3.0894e-003
n-Nonane	0.00000
n-Decane	0.00000
Nitrogen	0.11081
CO2	0.40923
H2S	0.00000
H2O	27.186
TEGlycol	0.25746

Se observa una gran presencia de HC livianos, CO2 y N2.

Estos valores arrojan una pérdida de TEG de 0.25746 kg/h lo que equivale a **0.042023 gal/MMscf**

Y una emisión de HC livianos de 7.52 kg/h

### 5.2.2 Pérdidas en la torre contactora por evaporación:

Para el cálculo de las pérdidas de TEG por evaporación en la Torre contactora, se utiliza la siguiente formula basada en la ley de Raoult:

$$Perdidas\ TEG\ \left(\frac{lb}{MMscf}\right) = \frac{PV}{760} * \frac{M}{359} * \frac{492}{460 + T} * \frac{14.7}{P}$$

Dónde:

PV: presión de vapor (mmHG)

M: Peso molecular del TEG

T: Temperatura (°F)

P: Presión (psi)

Tomando los siguientes valores:

Temperatura (°F)	96
Peso Molecular	150.2
Presión de Vapor (mmHg)	0.0045
Presión en torre contactora (psi)	1095

Se obtiene el siguiente valor:  $0.029 \frac{lb}{MMscf}$

Lo que equivale a:  $0.003 \frac{gal}{MMscf}$

Por lo tanto, el consumo optimo total esperado:

*Consumo total óptimo*  $\left(\frac{gal}{MMscf}\right) = \text{Perdidas en Contactora} + \text{Perdidas en Regeneradora}$

$$\text{Consumo total optimo} \left(\frac{gal}{MMscf}\right) = 0.003 + 0.043 = 0.046$$

Como se mencionó anteriormente este valor obtenido no representa el consumo real de TEG ya que el mismo fue obtenido considerando condiciones ideales, el cual operativamente no se puede lograr ya que están presentes otros tipos de pérdidas externas al proceso en sí. El consumo operativo brindado por la empresa a estas condiciones es el mencionado en el capítulo IV, **0.18 gal/MMscf**.

### **5.3 CÁLCULO DE CONSUMO DE TEG CON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PROPUESTAS LUEGO DE LA APLICACIÓN DE LAS MEJORAS.**

En este caso se consideran aplicadas todas las mejoras planteadas, es por esto que es necesario analizar previamente cuales son los efectos de las mismas en el proceso para poder analizar las pérdidas de TEG que se producirán.

En primer lugar consideramos que no existen más perdidas de TEG en ningún punto de la instalación analizada y que el arrastre en la torre es mínimo.

Al aplicar las mejoras propuestas, existen los siguientes beneficios:

- No habrá formación de espuma en la torre contactora.
- Se beneficiará la regeneración de TEG obteniendo valores de concentración de TEG de al menos 99%w a las mismas condiciones.
- Se disminuirán las emisiones de HC y TEG al ambiente en la regeneradora.
- Se reducirá el consumo de gas combustible en la regeneradora.

Debido a que la regeneración estará funcionando a una eficiencia mayor por las mejoras aplicadas, se propone trabajar con una temperatura en el reboiler de 190 grados, suficiente para alcanzar una concentración aproximada a (0,986 %w) como se muestra en la Figura 5.4 y el cual es corroborado en el simulador (Figura 5.5).

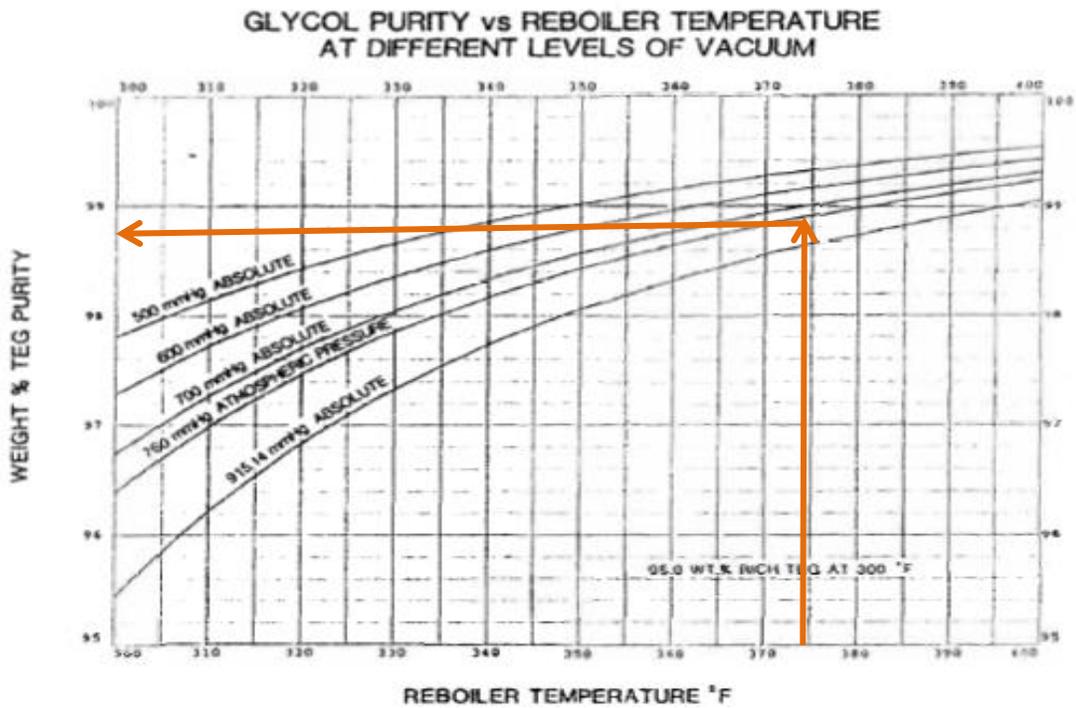


Figura 5.5: Concentración de TEG, según temperatura y presión de Reboiler.

Adicional a esto, se propone trabajar con 175 gal/h (caudal mínimo de la bomba) ya que con el mismo se verifica que se cumpla con el objetivo. Con esto reducimos perdidas de TEG y logramos mayor durabilidad en la bomba.

A su vez, como se aclaró antes, al utilizar el intercambiador en la still column, se toma una temperatura de salida de vapores de 104°C.

Se muestra a continuación una captura de los valores arrojados por la simulación con los valores operacionales antes descriptos:

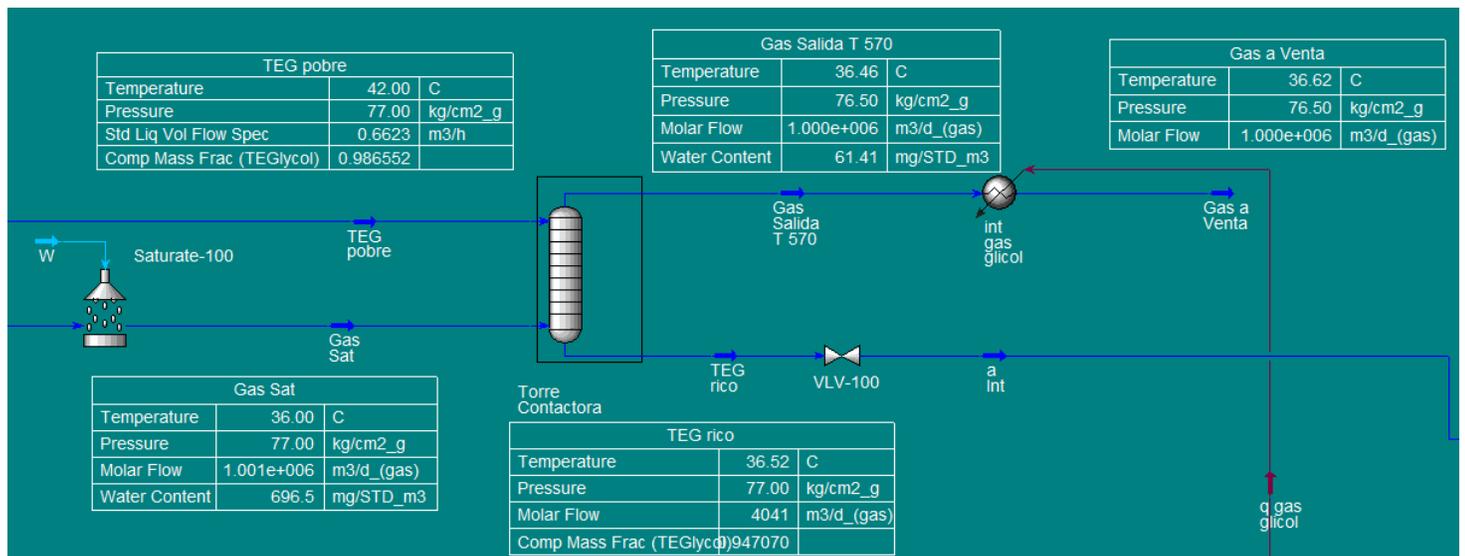


Figura 5.6: Simulación con valores operacionales propuestos

Se observa que se cumple con el objetivo de que el contenido de agua a la salida sea menor a 65 mg/Sm<sup>3</sup> manteniendo un margen por cualquier anomalía operacional.

Con estas propuestas se plantea lo siguiente:

### 5.3.1 Pérdidas en los vapores de salida de la regeneradora de TEG

Condiciones operación:

T° en tope still column: 104 °C

T° operación en reboiler: 190°C

Caudal de TEG: 175 gal/h

A continuación se observa el flujo másico de los componentes de la misma:

Tabla 5.5: Flujo másico de vapor (según condiciones planteadas) [kg/h]

	Mass Flows
Methane	0.24867
Ethane	0.29900
Propane	0.30355
i-Butane	2.7524e-002
n-Butane	3.7075e-002
i-Pentane	1.0227e-002
n-Pentane	8.4190e-003
n-Hexane	9.1368e-003
n-Heptane	3.4314e-003
n-Octane	4.8131e-004
n-Nonane	0.00000
n-Decane	0.00000
Nitrogen	1.9627e-002
CO2	0.12301
H2S	0.00000
H2O	28.668
TEGlycol	0.11509

Estos valores arrojan una pérdida de TEG de: 0.115 kg/h = **0.0188 gal/MMscf**

Y una emisión aproximada de HC livianos de 1.07 kg/h

### 5.3.2 Pérdidas en la torre contactora por evaporación:

Para el cálculo de las pérdidas de TEG por evaporación en la Torre contactora, se utiliza la siguiente formula basada en la ley de Raoult:

$$Perdidas\ TEG\ \left(\frac{lb}{MMscf}\right) = \frac{PV}{760} * \frac{M}{359} * \frac{492}{460 + T} * \frac{14.7}{P}$$

Dónde:

PV: presión de vapor (mmHG)

M: Peso molecular del TEG

T: Temperatura (°F)

P: Presión (psi)

Tomando los siguientes valores:

Temperatura (°F)	96
Peso Molecular	150.2
Presión de Vapor (mmHg)	0.0045
Presión en torre contactora (psi)	1095

Se obtiene el siguiente valor:  $0.029 \frac{lb}{MMscf}$

Lo que equivale a:  $0.003 \frac{gal}{MMscf}$

### 5.3.3 Pérdidas en Tanque Flash

Aquí también se producen pérdidas de TEG en la corriente de salida de gases del separador. En este caso se decidió utilizar un separador bifásico debido a que al proponerlo la empresa comento que se estaba evaluando colocar uno de estas características.

Las pérdidas son mínimas si el mismo se opera a las presiones y temperaturas correctas.

A continuación se muestra el flujo másico por componente de la corriente de gas de salida del separador.

Tabla 5.6: Flujo másico gas de salida en tanque flash [kg/h]

	Mass Flows
Methane	1.8252
Ethane	0.83934
Propane	0.49946
i-Butane	7.0829e-002
n-Butane	8.4885e-002
i-Pentane	2.4174e-002
n-Pentane	1.8462e-002
n-Hexane	1.9728e-002
n-Heptane	7.5446e-003
n-Octane	1.0880e-003
n-Nonane	0.00000
n-Decane	0.00000
Nitrogen	4.6759e-002
CO2	0.12456
H2S	0.00000
H2O	9.3878e-002
TEGlycol	2.8484e-003

Se obtiene como resultado una pérdida de 0.0028484 kg/h, lo que equivale a 0.00047 gal/MMscf.

Por lo tanto, el consumo total para este caso será:

Consumo total optimo  $\left(\frac{\text{gal}}{\text{MMscf}}\right) = \text{Perd. en Contactora} + \text{Perd. en Regeneradora} + \text{Perd. en Tk Flash}$

$$\text{Consumo total optimo} \left(\frac{\text{gal}}{\text{MMscf}}\right) = 0.003 + 0.0188 + 0.00047 = 0.0223$$

Es importante volver a recalcar que este valor desprecia cualquier desvío del ideal por lo que operativamente es difícil de lograr, de todas maneras es un valor que sirve para cuantificar el efecto de las mejoras planteadas en el proceso. Es de esperar que si se toman en cuenta las pérdidas operativas, de manipulación y arrastre producido por variaciones de caudal se obtenga un consumo de entre 0.05 y 0.07 para una planta de este tipo operando en condiciones ideales.

#### 5.4 COMPARACIÓN DE RESULTADOS EN AMBOS CASOS.

A continuación se da una tabla comparativa de los resultados de ambos casos:

Tabla 5.7: Comparación de resultados

	Caso A*	Caso B**
Consumo teórico de TEG (gal/MMscf)	0.046	0.023
Salida de HC a la atmosfera (kg/h)	7.52	1.07
Emboladas de la bomba (emb/min)	16	9
T° de Reboiler (°C)	204	190
Contenido de H2O gas de salida mg/Sm3	62.55	61.41

\*Caso A: Valores obtenidos con condiciones de operación previas a las mejoras propuestas

\*Caso B: Valores obtenidos con condiciones de operación posteriores a la implementación de las mejoras.

Realizando un análisis de la Tabla 5.7 se observa que el consumo teórico de TEG se redujo un 50 % luego de las mejoras aplicadas. Este porcentaje puede ser aún mayor si consideramos que con las condiciones operativas del caso A sabemos que existe formación de espuma y distintas deficiencias que provocan mayores pérdidas en la torre debido al arrastre.

En el siguiente cuadro se muestra una comparación entre los gastos en reposición de TEG anuales que representa cada caso analizado utilizando los costos brindados por la empresa y una producción de 1MMsm<sup>3</sup>/d.

<b>Consumo de TEG [gal/MMscf]</b>	<b>Valores en \$/año</b>
0.18	877000
0.046	224100
0.023	112100

Con estos datos se puede observar la importancia de mantener un óptimo consumo, para la disminución de los costos de operación. También, como comentario la planta visitada cuenta con más de 5 sistemas de deshidratación por lo que los costos por falta de optimización de los procesos pueden ser más elevados aún.

Otro resultado de muchísima importancia es la reducción en la emisión de hidrocarburos livianos a la atmósfera en la regeneradora debido al riesgo operativo que esto genera ya que producen una atmósfera explosiva en una zona donde hay varios reboilers con fuego directo y donde se realizan distintas tareas que pueden desencadenar una chispa, además de producir una contaminación que sería muy fácilmente evitable.

Estos resultados se obtienen principalmente por la colocación del tanque flash, y la reducción del caudal de TEG circulando. Ya que la absorción de HC es directamente proporcional a la tasa de circulación de TEG. Los ahorros económicos podrían ser aún mayores si el gas recuperado en el tanque de flasheo fuese utilizado para gas combustible o comprimido y re-inyectado al gas de tratamiento.

En la tabla 5.7 se observa que en el caso A las emisiones de HC a la atmósfera eran de 7.52 kg/h y con las mejoras propuestas se logró reducir a 1.07 kg/h, lo que representa una reducción en la emisión de HC a la atmósfera de 700 % con lo que ello representa económica y ambientalmente.

Otro aspecto a destacar es la reducción del caudal de circulación de TEG logrado, esto tiene dos consecuencias directas favorables para el sistema. Por un lado se reduce la emisión y pérdida de hidrocarburos, y por otro lado, al disminuir las emboladas a las que trabaja la bomba se logra aumentar la vida útil de la misma ya que tendrá menos desgaste al trabajar menos exigida.

Es sumamente importante tener en claro cuál es el caudal óptimo de circulación y cuáles son los caudales que puede brindar la bomba instalada, para que no haya sobre circulación de TEG en el sistema, evitando las consecuencias que esto provoca.

Además de lo mencionado, otra mejora a considerar es la disminución en el requerimiento de calor en el reboiler, esto se debe a que debido al mejoramiento en la calidad de TEG y de las variables de operación, se plantea trabajar a una temperatura de 190°C en el reboiler, por lo que se reduce el consumo de gas combustible en el mismo y se disminuye la posibilidad de degradación del TriEtilenGlicol.

La reducción de gas combustible es aún mayor si se considera que el gas recuperado en el tanque flash será utilizado para este motivo y que la tasa de circulación disminuyo por lo que el calor necesario para obtener dicha temperatura será menor.

Cabe destacar de la tabla 5.7, como comparación final, que trabajando con las mejoras aplicadas y teniendo todos los beneficios planteados anteriormente se logra tener un contenido de H<sub>2</sub>O similar, que cumple con el objetivo planteado.

## CAPITULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 6.1 CONCLUSIONES

A continuación se detallan las conclusiones obtenidas en este trabajo:

- 1- La planta de deshidratación analizada no se encuentra trabajando en condiciones óptimas.
- 2- La operación de un sistema de deshidratación sin tanque flash no es recomendada ya que con el mismo se reducen pérdidas de TEG y emisión de hidrocarburos volátiles.  
Además puede actuar como protector en condiciones de sobrepresión, sin poner en riesgo la torre regeneradora.
- 3- Una temperatura mayor a 104 °C en el tope de la still column aumentan considerablemente las pérdidas de TriEtilenGlicol.
- 4- Un caudal excesivo de circulación de TEG aumenta las pérdidas de hidrocarburos y de glicol.
- 5- Es posible reducir las emisiones de HC a la atmósfera en un 700 %, con el peligro potencial que esto representa operativamente, como así también las pérdidas económicas y sobre todo el daño ambiental que se ocasiona.
- 6- Un aumento en la temperatura de contacto del gas/TEG en la torre contactora aumentan las pérdidas del glicol por evaporación.

- 7- Temperaturas de ingreso de TEG pobre a la torre por debajo de la temperatura del gas de entrada producen condensación de HC, teniendo como consecuencia formación de espuma y arrastre de TEG, por lo que es recomendable que el mismo ingrese a una temperatura de 6°C por encima de la temperatura del gas de entrada.
- 8- Un seguimiento exhaustivo de la calidad del TEG es fundamental para mantener una óptima operación de la planta y disminuir las pérdidas del mismo, el desgaste de equipos e instalaciones y lograr una óptima regeneración.
- 9- Mantener las condiciones óptimas de operación y realizar las mejoras mencionadas genera una reducción del consumo de TriEtilenGlicol de más del 100 % comparado con las condiciones actuales de operación.
- 10- Mantener las condiciones óptimas de operación y realizar las mejoras mencionadas genera una reducción considerable del consumo de gas combustible.

## **6.2 RECOMENDACIONES**

A continuación se detallan las recomendaciones obtenidas en este trabajo:

- Colocar tanque flash previo ingreso del TEG rico a la regeneradora.
- Mantener la temperatura en el tope de la still colum entre 100°C y 104 °C.
- Mantener el reboiler operando a una temperatura de 190°C salvo que se necesite mayor concentración de TEG.

- No superar los 204 °C en el reboiler de la regeneradora para evitar la degradación del TEG.
- Monitorear diariamente el estado de los filtros de partículas
- Realizar semanalmente análisis de laboratorio de TEG rico y TEG pobre para verificar la calidad de los mismos.
- Mantener la temperatura del TEG pobre al ingreso de la torre contactora 6°C por encima de la temperatura del gas de entrada.
- Mantener operando la bomba de TEG a 9 emboladas por minuto.
- Chequear periódicamente la aislación y el correcto funcionamiento del sistema de calefacción en las tuberías que conducen el TEG pobre desde la regeneradora hasta la contactora, evitando pérdidas de calor.
- Verificar periódicamente que en las inmediaciones de la regeneradora no exista mezcla explosiva en el ambiente.
- Monitorear la presencia de TEG en el gas de salida de la torre para verificar si existe o no arrastre.

## BIBLIOGRAFIA

- Aqueveque R. De Delgado, Eliana: Notas de clases “Gas y Gasolina”. UNC. 2002 y 2003
- Aqueveque R. De Delgado, Eliana: Manual de Fundamentos de la Ingeniería de Gas Natural – 2000 y 2004 Circulación interna
- Deshidratación del Gas Natural – 2000 y 2004 Circulación interna
- Arnold. K & Stewart, M: Surface Production Operations –Vol. 2: Design of Gas handling
- Systems and Facilities. . Gulf Publishing Company, 1999.
- Beggs, H. Dale: Gas Production Operations, O.G.C.I. Publications. Tulsa. Ok. 1984.
- Bradley, H., Editor: Petroleum Engineering Handbook. SPE series, 1992
- Campbell, John M.: Gas conditioning and processing. Campbell Petroleum Series. Vol I,
- II, III y IV. 1995.
- GPSA: Gas Processors Suppliers Association. Data Book. Ediciones 1987 y 1993.
- Katz, Donald L. y Lee, Robert: Natural Gas Engineering, Production and Storage. 1990.
- Manning, Francis S. & Thompson, Richard E.: Oilfield Processing: Volume one: Natural
- Gas. PennWells Books, 1995.
- Martínez, Marcías J.: Tratamiento del Gas Natural. Principios y aplicaciones. Venezuela,1994.
- Martínez, Marcías J.: Ingeniería de Gas Natural. Principios y aplicaciones. Venezuela,1994.
- Imagenes sitio web [www.proyectopiping.blogspot.com](http://www.proyectopiping.blogspot.com)
- Tutorial Honeywell Unisim

## ANEXO I: FIGURAS EXTRAS CAPITULO II

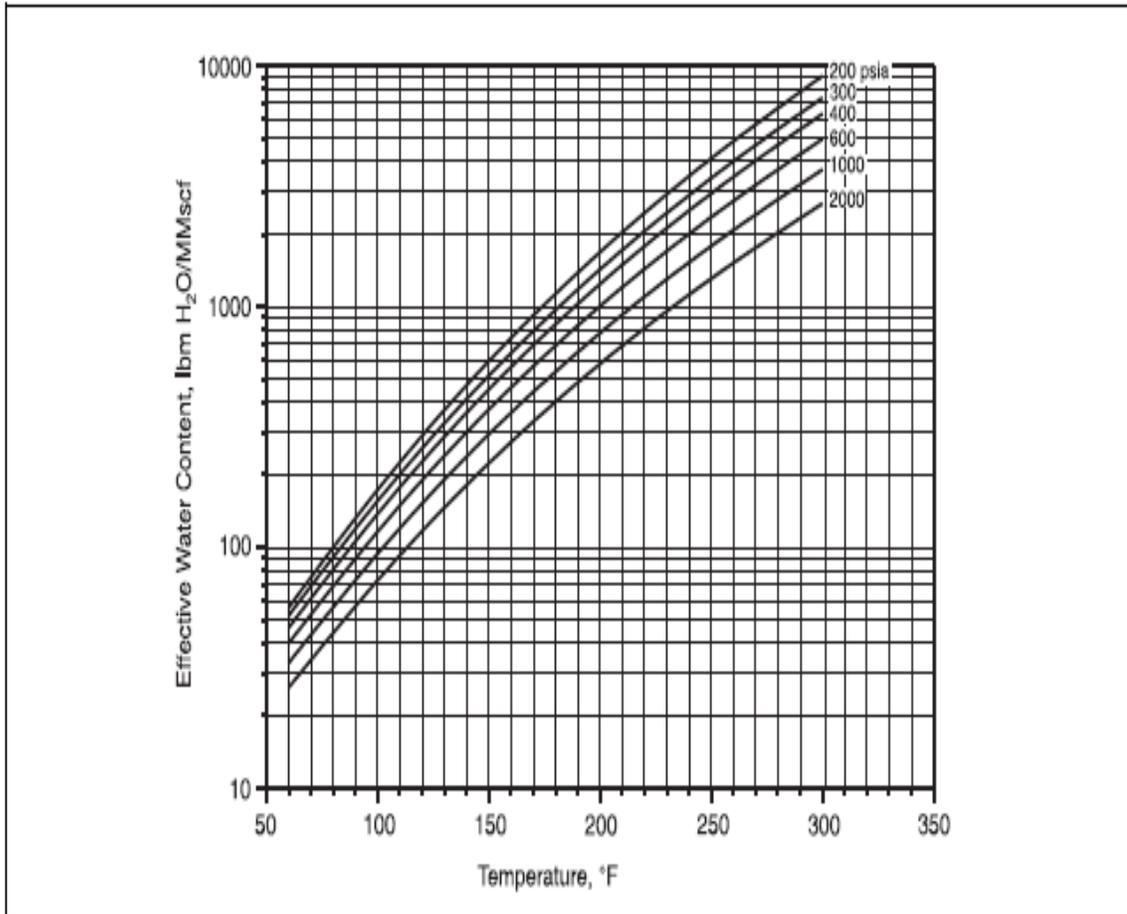


Figura 2.6: Contribución del CO<sub>2</sub> en el contenido de agua en el gas a varias temperaturas y presiones.

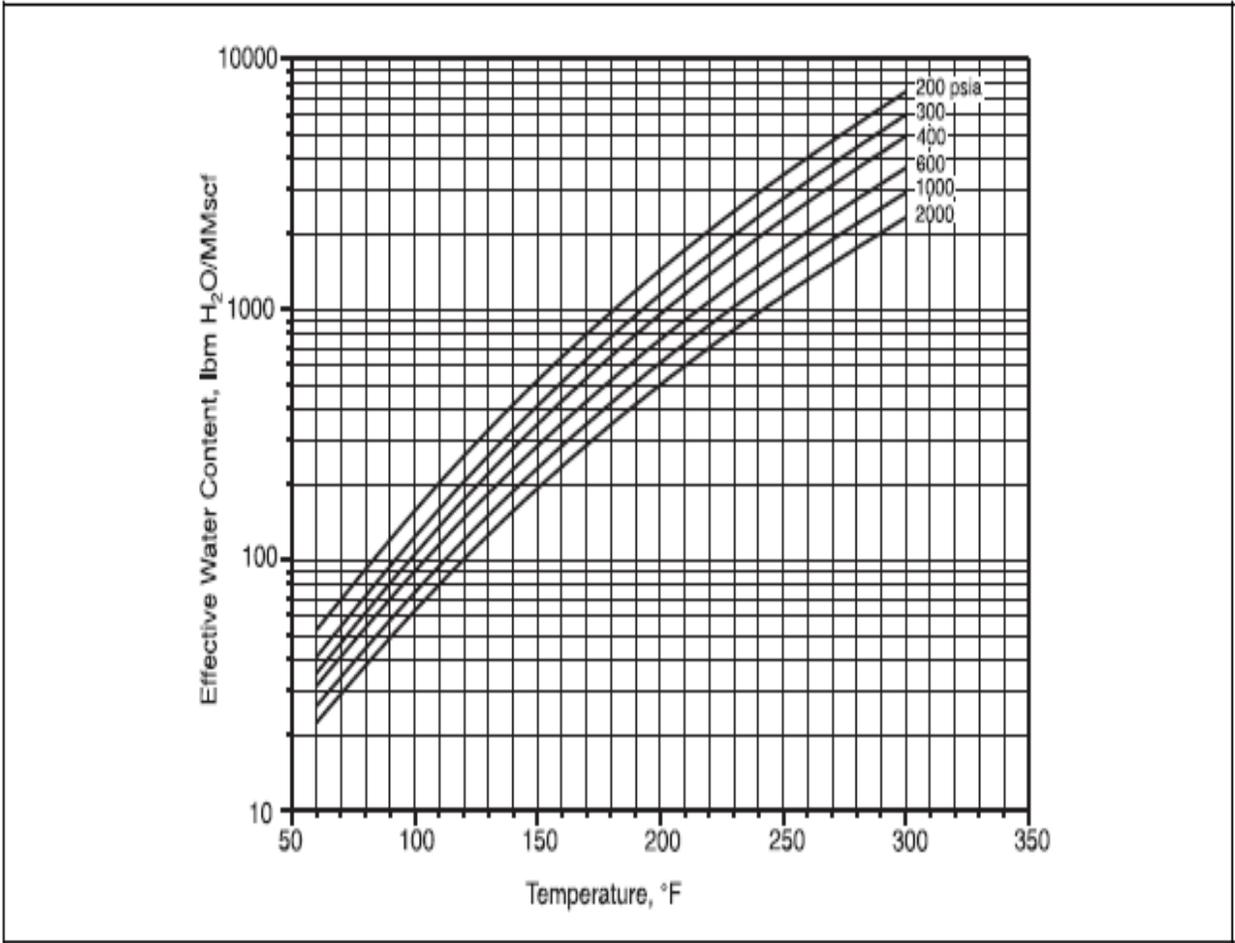


Figura 2.7: Contribución del CO<sub>2</sub> en el contenido de agua en el gas a varias temperaturas y presiones

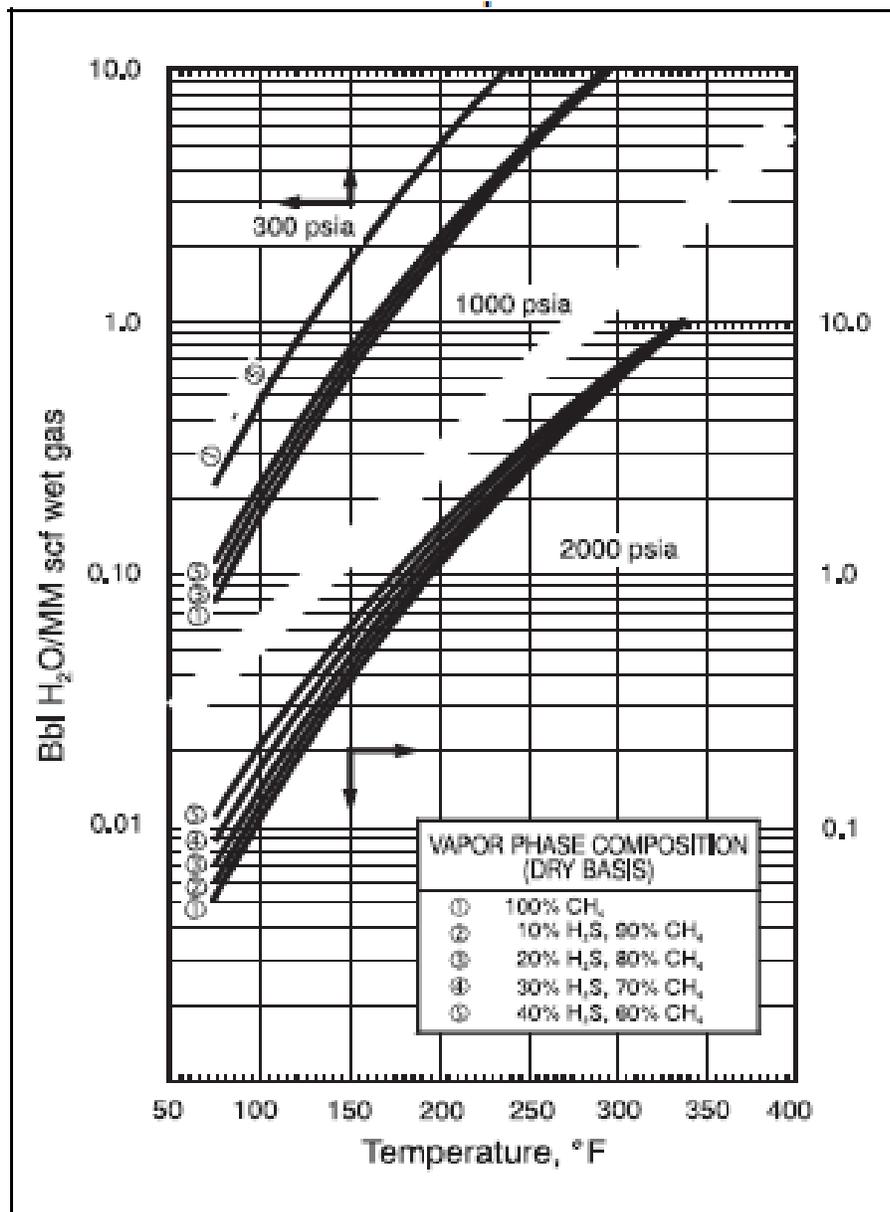


Figura 2.8: Contenido de agua para mezcla de gases ácidos a 2000 psia

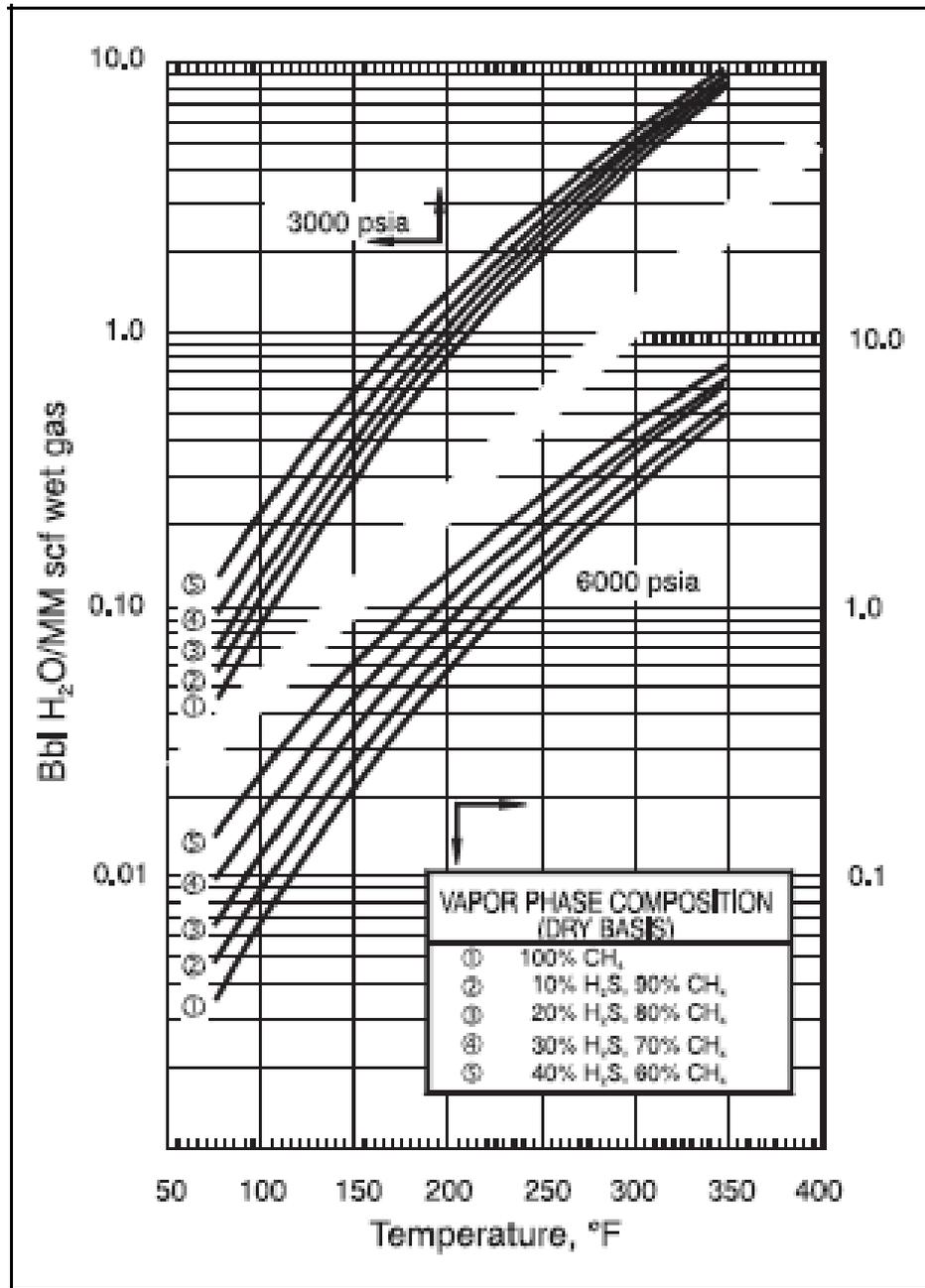


Figura 2.9: Contenido de agua para mezcla de gases ácidos a 6000 psia

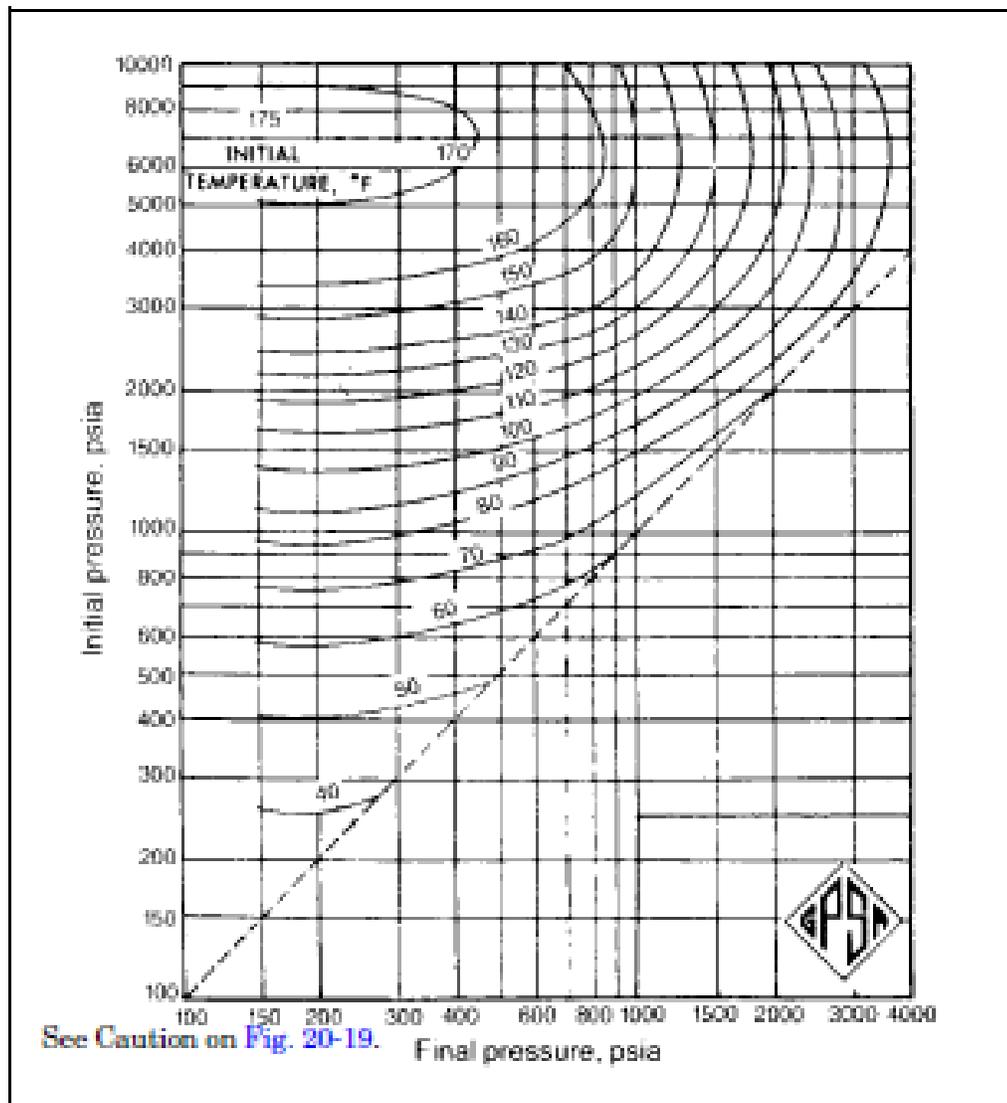


Figura 2.12: Expansión permisible para gas natural de gravedad específica 0.6 sin formación de hidratos.

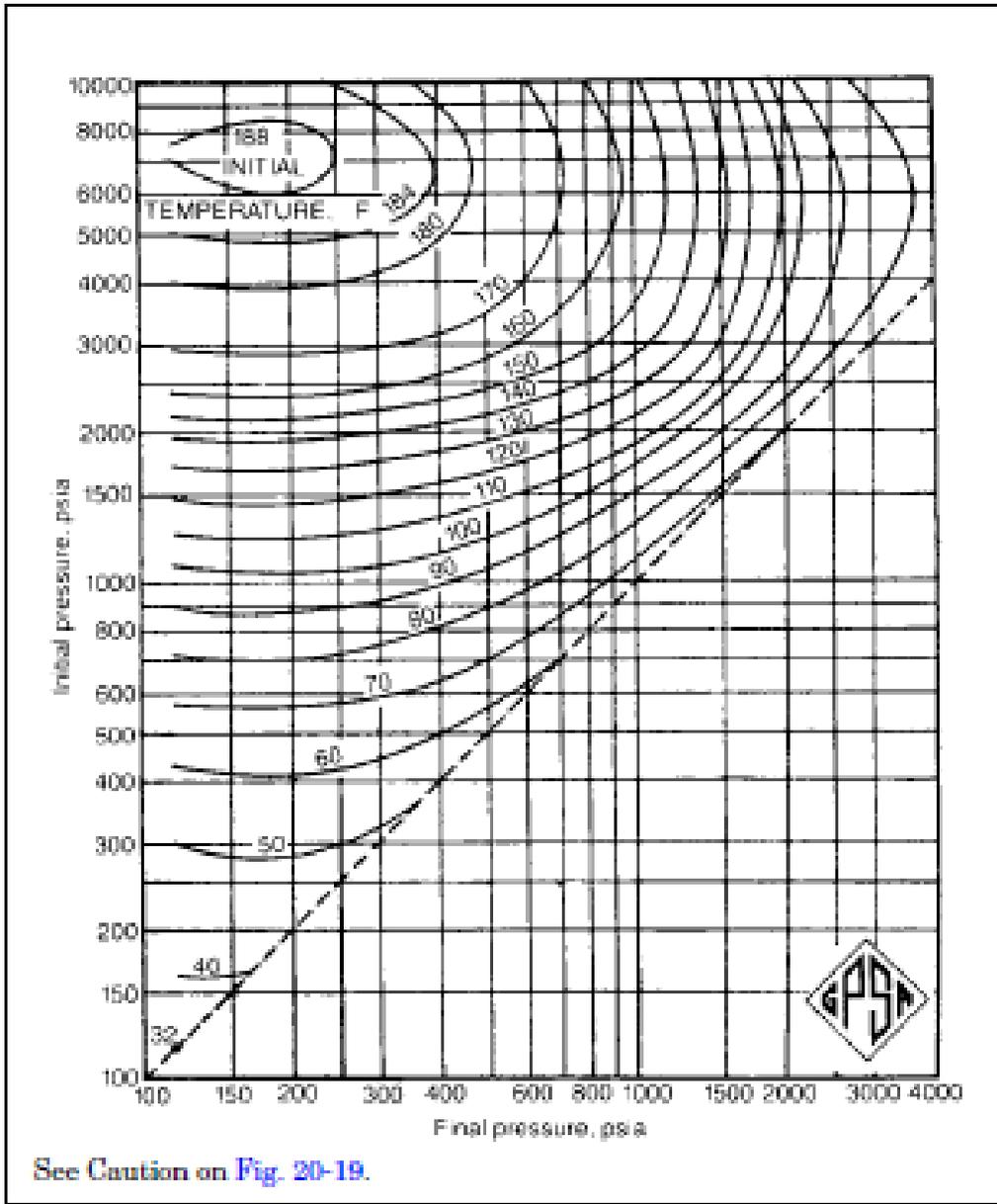


Figura 2.13: Expansión permisible para gas natural de gravedad específica 0.7 sin formación de hidratos.

## 6. ANEXO II: SIMULADOR UTILIZADO Y VERIFICACION DEL MISMO

Para la realización de este trabajo se utilizó una simulación de una planta de deshidratación de gas mediante el uso de TEG. La misma se realizó en el simulador de procesos UNISIM.

A continuación se adjunta una imagen del proceso utilizado en UNISIM:

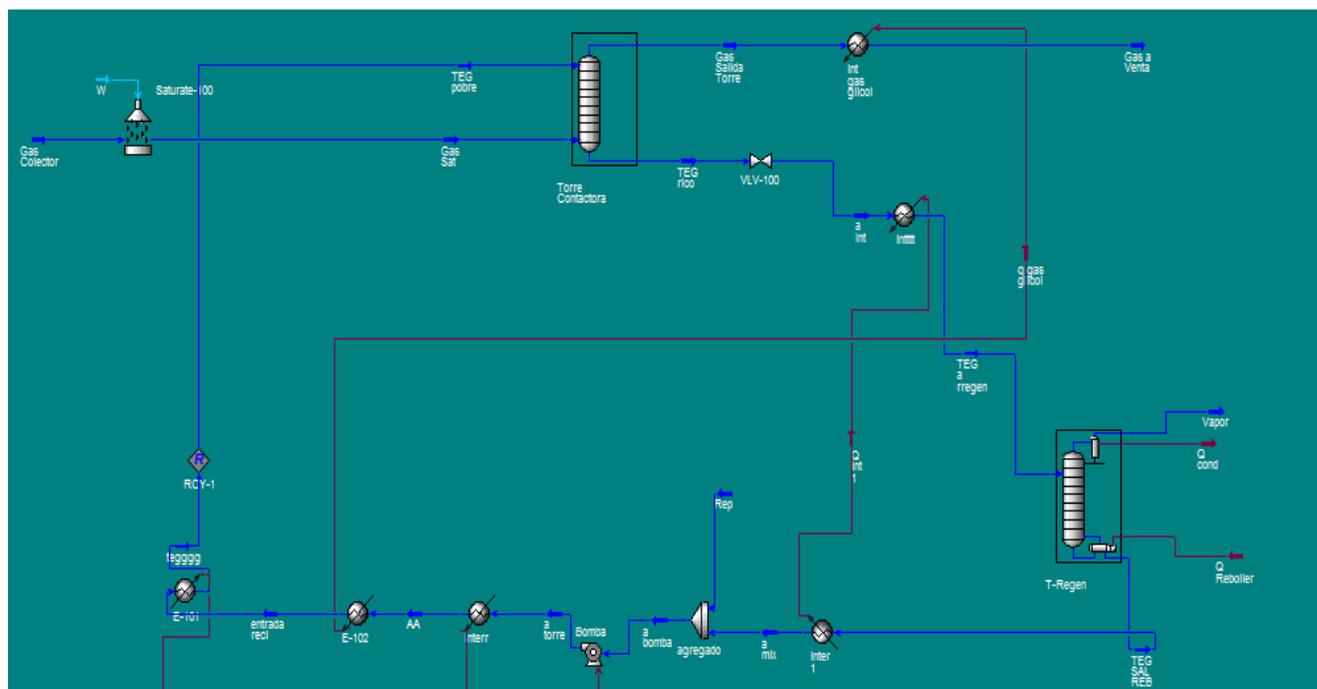


Figura 2.21: Planta de Deshidratación- Simulación software Unisim

La torre contactora de gas glicol se simuló con una torre absorbadora a la cual se le cargaron todos los datos brindados por el fabricante.

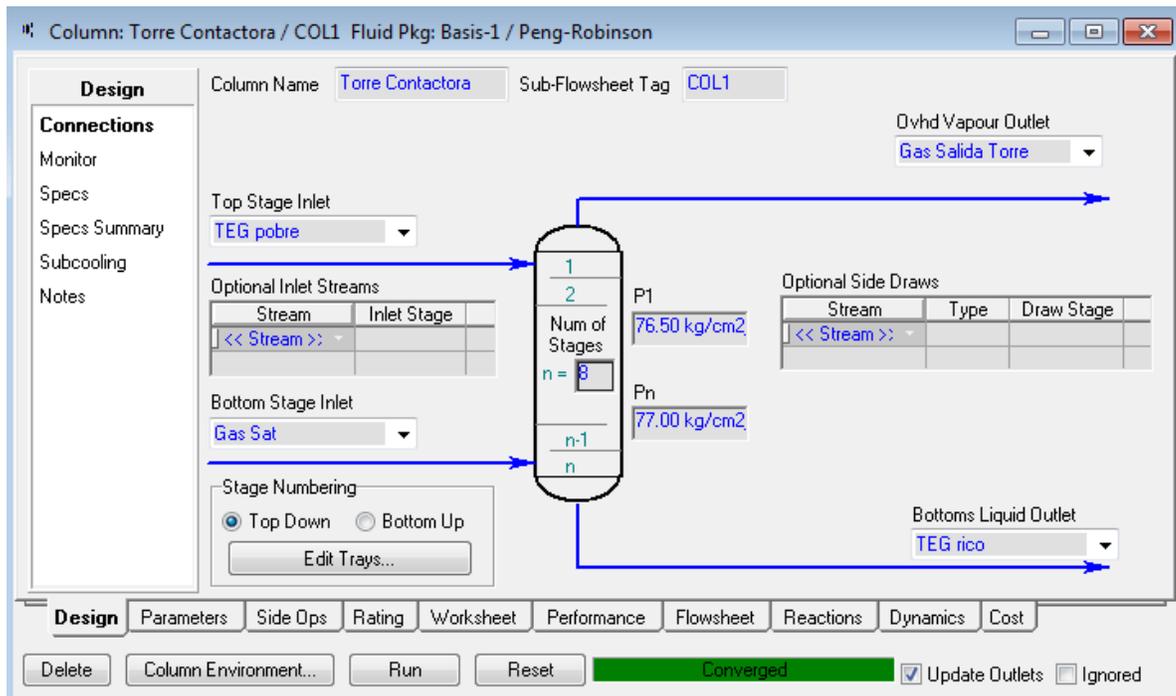


Figura 2.22: Torre contactora datos de fabricante - Simulación software Unisim

Para la simulación de la regeneradora, se tomó un reboiler el cual fue dimensionado según datos de fabricante y se tomó una still de column de dos platos equivalentes.

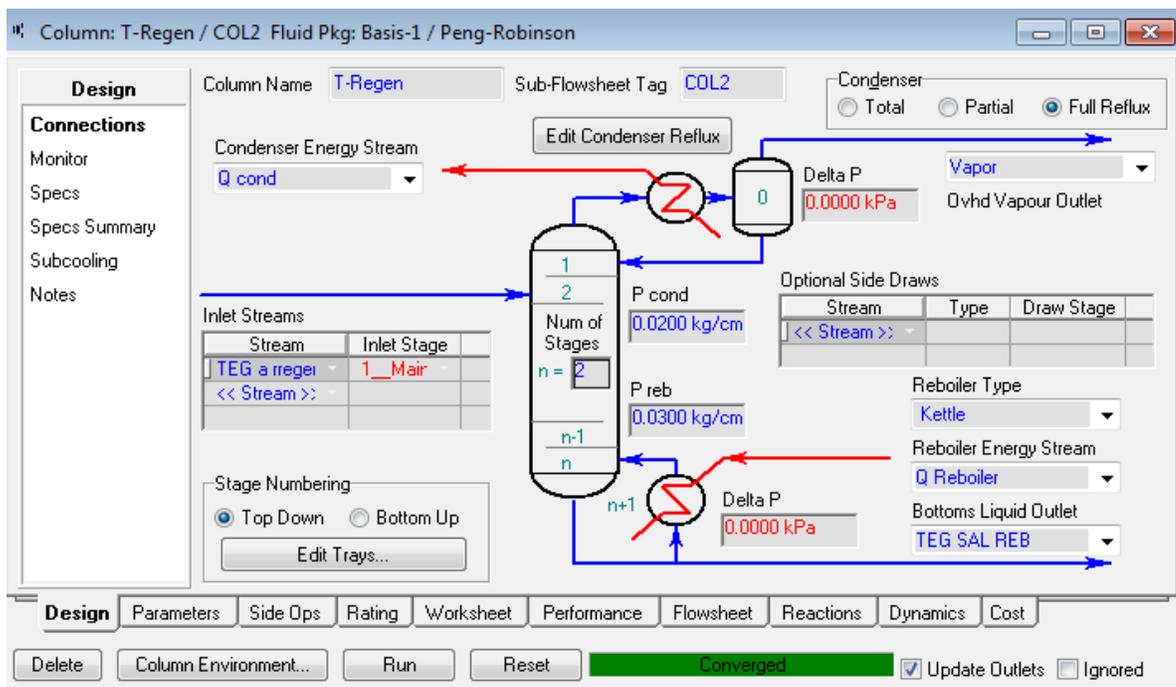


Figura 2.23: Still Column - Simulación software Unisim

A continuación se resuelve un ejercicio arbitrario y se compara con lo obtenido con el simulador para verificar su veracidad:

Se analizará el siguiente caso de deshidratación:

Datos de entrada:

Caudal de gas a deshidratar: 1.4 MMm<sup>3</sup>/d

Presión de ingreso a torre: 77 kg/cm<sup>2</sup>

Contenido de Agua: Saturado a 38°C

Delta de presión en torre contactora : 0.5 kg/cm<sup>2</sup>

Contenido de Agua gas salida: 26 mg/Sm<sup>3</sup>

Procedimiento de cálculo :

Se toma la siguiente cromatografía y las siguientes propiedades físicas:

Tabla 5.8: Cromatografía del Gas- Simulación software Unisim

Methane	0.833476
Ethane	0.101781
Propane	0.034112
i-Butane	0.007777
n-Butane	0.008738
i-Pentane	0.002820
n-Pentane	0.002076
n-Hexane	0.002589
n-Heptane	0.001224
n-Octane	0.000224
n-Nonane	0.000000
n-Decane	0.000000
Nitrogen	0.002479
CO2	0.002704

Tabla 5.9: Propiedades físicas del gas- Simulación software Unisim

Stream Name	1	Vapour Phase
Molecular Weight	19.81	19.81
Molar Density [kgmole/m3]	3.680	3.680
Mass Density [kg/m3]	72.91	72.91
Act. Volume Flow [m3/h]	430.9	430.9
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-4071	-4071
Mass Entropy [kJ/kg-C]	7.564	7.564
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	55.54	55.54
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.804	2.804
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	9.608e+005	9.608e+005
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4.850e+004	4.850e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000
Partial Pressure of CO2 [kg/cm2_g]	-0.8222	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	430.9	430.9
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	16.88	16.88
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	55.54	55.54
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3.750e+004	3.750e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	334.3	334.3
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Z Factor	0.8037	0.8037

Calculando el contenido de agua a 77 kg/cm<sup>2</sup> y 38 °C con MC Ketta se obtiene el siguiente resultado:

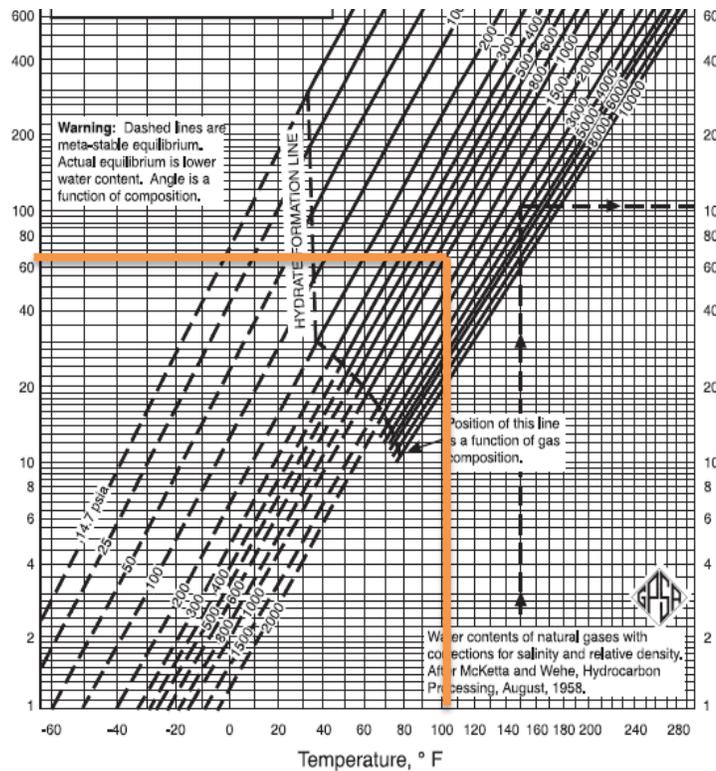


Figura 2.24: Contenido de Agua a condiciones del Gas

Contenido de agua en el gas de entrada: 61 lbw/MMscf

El contenido de agua a la salida es de 26 mgH<sub>2</sub>O/sm<sup>3</sup>, lo que equivale a 1.6 lbw/MMscf , por lo que tendremos que el agua total a remover será :

$$61 \text{ lbw/MMscf} - 1.6 \text{ lbw/MMscf} = \mathbf{59.4 \text{ lbW/MMscf}}$$

Para calcular la cantidad total de agua que ingresa realizamos el siguiente cálculo:

$$59 \text{ lbw/MMscf} * 1.4 \text{ MMm}^3/\text{d} * (35.314 \text{ MMscf}/1 \text{ MMm}^3) * 1 \text{ d}/24 \text{ h} = \mathbf{120 \text{ lbw/h}}$$

**Para estimar el punto de rocío que necesitaremos a la salida, utilizamos nuevamente MC ketta como se muestra a continuación:**

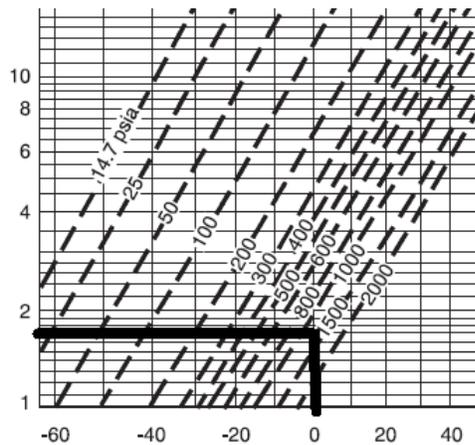


Figura 2.25: Dew point a 1.6 lbw/MMscf

Dando un valor de 0 °F, por lo que necesitaremos reducir el Dew Point en 100 °F.

Luego utilizando el siguiente grafico estimamos la concentración necesaria para lograr el objetivo

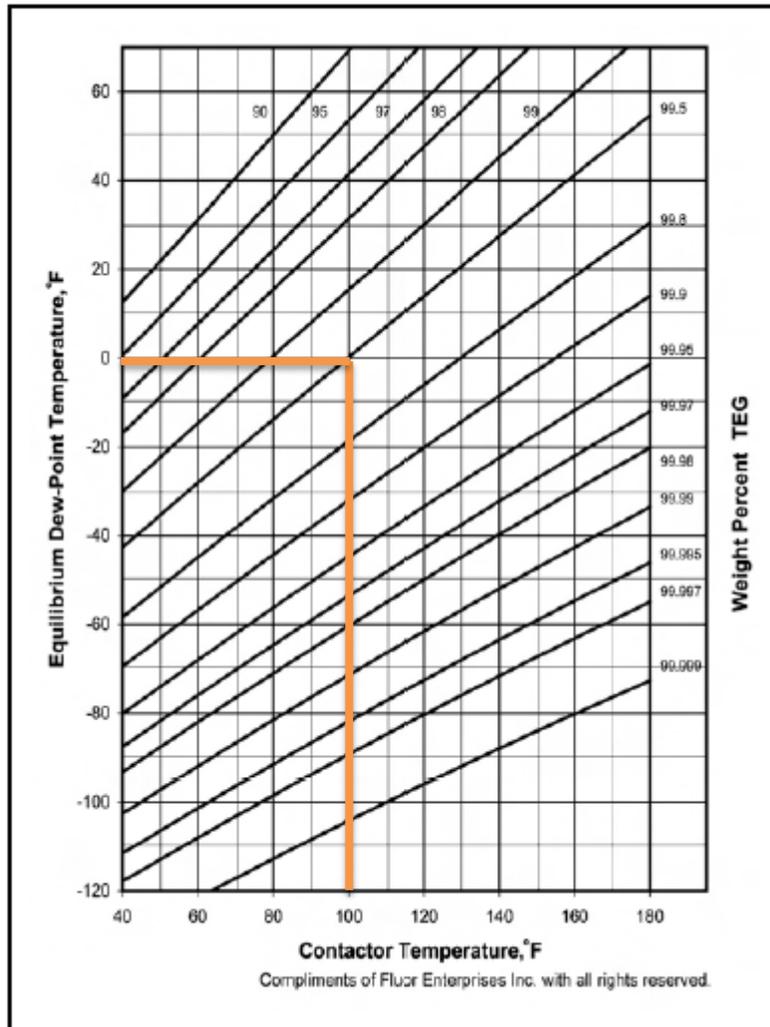


Figura 2.26: Concentración de TEG- según depresión de Dew Point

Dando como resultado que es necesario lograr al menos una concentración de TEG de 99.5 % w.

Como se observa en la Figura 2.26, caudales por encima de 3 galones de TEG por lb de agua a remover no tienen gran inferencia en la eficiencia del proceso. Por lo que se toma un caudal de 3.5 de galones por libra de agua a remover.

## Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 2.0)

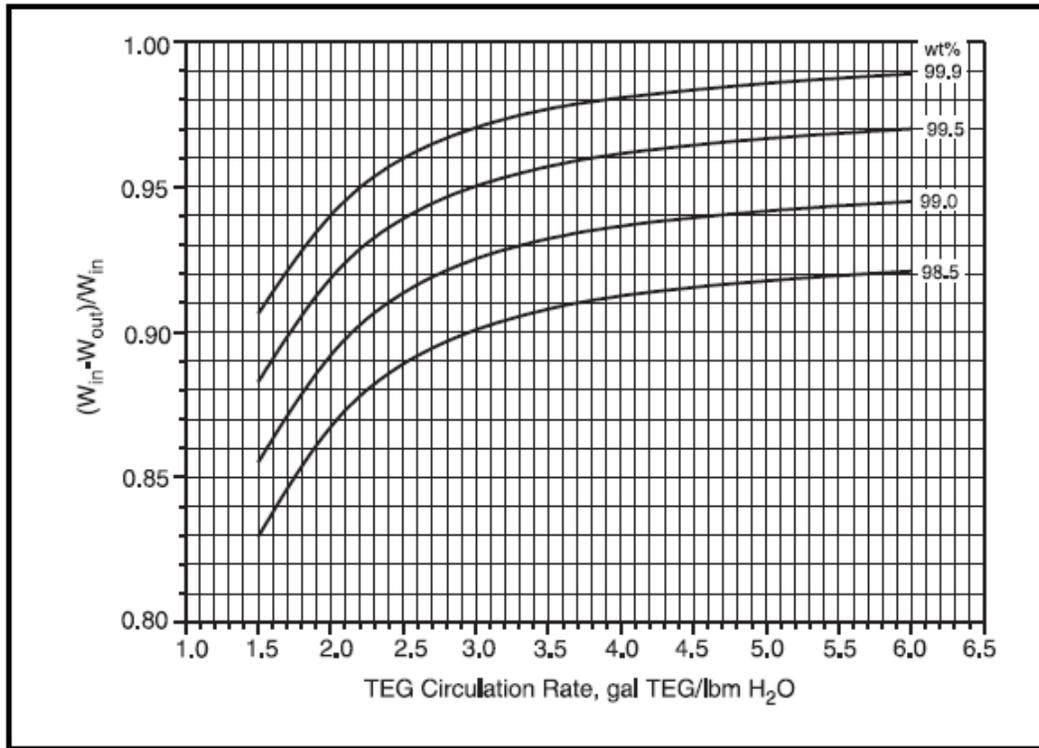


Figura 2.27: Caudal de TEG a circular vs caudal de Agua a remover

Luego, el caudal a circular viene dado por:

$$3.5 \text{ gal Teg/lbH}_2\text{O} * 120\text{lbH}_2\text{O/h} = \mathbf{420 \text{ gal TEG/h.}}$$

Por lo tanto, se requerirá circular un caudal de 420 gal TEG/h con una concentración del 99.5 %w para lograr que el gas de salida tenga un contenido de H<sub>2</sub>O de 26 mg/sm<sup>3</sup>.

A continuación se muestra el resultado de la simulación con las condiciones obtenidas en los cálculos anteriores:

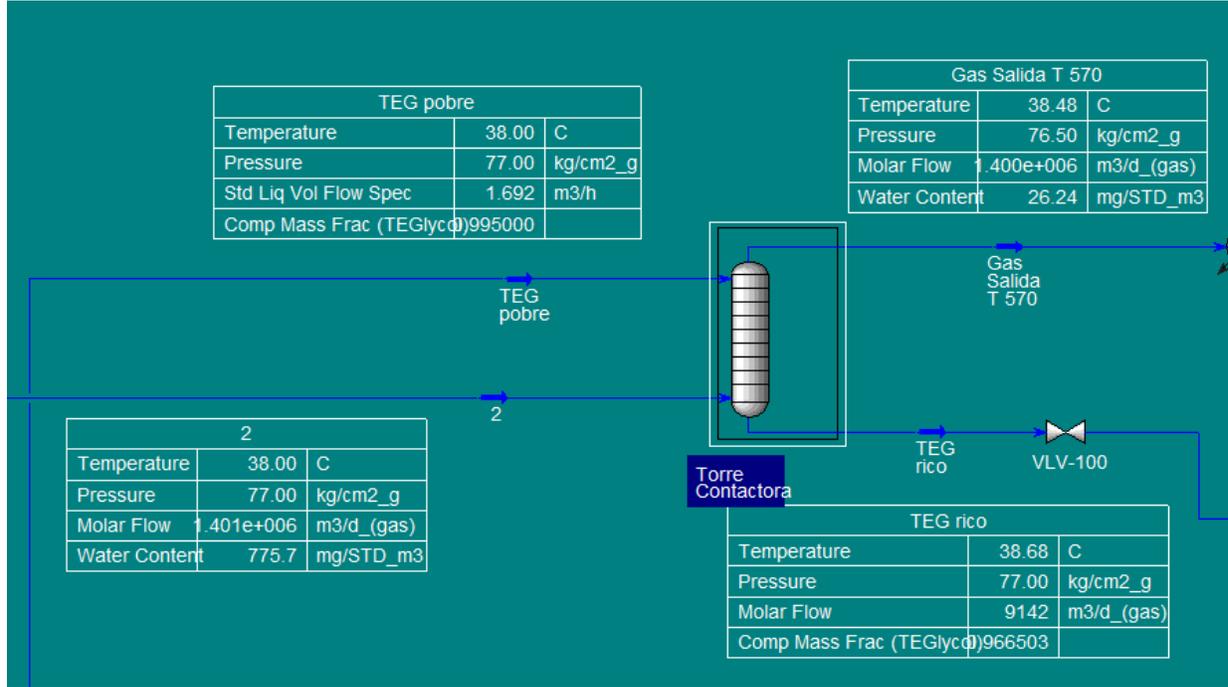


Figura 2.28: Resultados simulados con software Unisim.

Como se observa los valores obtenidos son acordes a lo esperado, por lo que en casos posterior se utilizará el simulador para la obtención de los resultados necesarios.