

**DISEÑO Y PROBLEMAS OPERACIONALES DE TORRES EMPACADAS
EN PLANTAS DESHIDRATADORAS DE GAS CON GLICOL**

**KETTY YELEN CALDERON MENDOZA
DAVID ORLANDO LUNA LOZANO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
ESCUELA INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2007

**DISEÑO Y PROBLEMAS OPERACIONALES DE TORRES EMPACADAS
EN PLANTAS DESHIDRATADORAS DE GAS CON GLICOL**

**KETTY YELEN CALDERON MENDOZA
DAVID ORLANDO LUNA LOZANO**

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar el título de:
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

Director

**MGS. NICOLAS SANTOS SANTOS
Ingeniero De Petroleos**

Codirector

**Ing. CARLOS DALLOS
Ingeniero Químico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
ESCUELA INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2007

Con el paso del tiempo he aprendido...

*Que los grandes triunfos se alcanzan con el esfuerzo, dedicación y colaboración de varias
manos:*

*De la mano de DIOS y la virgen Maria por los dones, virtudes y capacidades brincadas
Llenas de amor.*

*De mis padres ANA y ROMAN, por su entrega por su gran amor, por su empuje para
darnos lo mejor.*

*De mis hermanitas DELLY, YELÉN, MILE por que cada una con su cariño y
ternura, por su compañía incondicional me llenan la vida.*

*De mi familia que me ha apoyado a mis tíos primos abuelos
De David más que un amigo mi hermano por su insistencia y perseverancia me dio fuerzas
para seguir adelante*

*De mis amigos con su apoyo y confianza, encuentro los mejores momentos
A ellos, por y para ellos es este logro.*

Ketty

A DIOS fuente de vida e inspiración

*ANA GISELA mi madre y maestra, por su inmenso amor, su esfuerzo y dedicación,
por luchar cada día por nosotros, por su inteligencia para afrontar los problemas y por la
fortaleza que siempre ha tenido para levantarse y seguir adelante. A ti mamá todo mi
amor y reconocimiento.*

A mi papa y mi hermana por sus oraciones

*A los amigos, los verdaderos, que aun siendo pocos, de corazón me dejaron entrar en su
vida y cambiaron la mía.*

*A Ketty por su lealtad, cariño y comprensión, por ayudarme en los momentos difíciles y
porque siempre hubo una sonrisa cuando lo necesite.*

*A los sueños, los que se han cumplido los que están pendientes y los que nacerán, por
mantener encendida la chispa de mi vida.*

David

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos:

Al M.Sc Nicolás Santos Santos por su colaboración, orientación y su apoyo constante en la realización de este proyecto.

Al ingeniero Carlos Dallos por su ayuda y por su confianza.

A los ingenieros Julio Cesar Pérez y Edelberto Hernández por su colaboración y sus recomendaciones para mejorar este proyecto.

A los profesores de la escuela de ingeniería de petróleos por su aporte a la consolidación de nuestros conocimientos.

A nuestras familias por su dedicación, apoyo y paciencia.

A los amigos y compañeros con quienes compartimos en la universidad.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	19
 CAPITULO I	
1. GENERALIDADES.....	21
1.1 GAS NATURAL.....	21
1.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL.....	21
1.2.1 Gas libre.....	21
1.2.2 Gas asociado.....	21
1.2.3 Gas agrio.....	21
1.2.4 Gas rico.....	22
1.2.5 Gas dulce.....	22
1.3 CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS NATURAL.....	22
1.4 SOLUBILIDAD DEL GAS.....	22
1.5 FORMACIÓN DE HIDRATOS.....	23
1.6 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL.....	23
1.6.1 Expansión-Refrigeración.....	24
1.6.2 Adsorción.....	24
1.6.3 Absorción.....	24
1.7 PROPOSITO DEL TRATAMIENTO DE DESHIDRATACION CON GLICOL.....	25
1.8 ESPECIFICACIONES DEL GAS DE VENTA.....	26
 CAPITULO II	
2. DESHIDRATACIÓN DE GAS CON GLICOL.....	28
2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE GAS.....	28
2.1.1 Flujo de gas.....	28

2.1.2	Flujo de glicol.....	30
2.2	RENDIMIENTO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACION.....	33
2.2.1	Punto de rocío.....	34
2.2.2	Depresión de punto de rocío.....	34
2.3	EQUIPOS DE UNA PLANTA DE DESHITRACION.....	34
2.3.1	Scrubber o separador de entrada.....	35
2.3.2	Intercambiador del calor del glicol-glicol-tanque de surgencia.....	35
2.3.3	Intercambiador de calor glicol –gas.....	36
2.3.4	Filtro.....	36
2.3.5	Bombas.....	36
2.3.6	Regenerador.....	37
2.3.7	Separador flash o tanque de expansión instantánea.....	37
2.4	VARIABLES DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN.....	37
2.4.1	Temperatura del gas de entrada.....	38
2.4.2	Presión del gas de entrada.....	38
2.4.3	Tasa de flujo de gas de entrada.....	38
2.4.4	Temperatura de glicol de entrada.....	38
2.4.5	Concentración del glicol.....	39
2.4.6	Tasa de circulación de glicol.....	39
2.5	TORRES DE ABSORCIÓN UTILIZADAS EN LOS PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN DE GAS CON GLICOL.....	40
2.6	TORRES CONTACTORAS EMPACADAS.....	43
2.6.1	Objetivos de los empaques.....	45
2.6.1.1	Objetivos para maximizar eficiencia.....	45
2.6.1.2	Objetivos para maximizar la capacidad.....	45
2.6.1.3	Otros objetivos.....	46
2.6.2	Factores para la selección del material empacante.....	46
2.6.3	Tipo de material empacante.....	48
2.6.3.1	Empaques vaciados o al azar.....	48
2.6.3.2	Empaques estructurados o arreglados.....	50

2.6.3.3 Parrillas.....	51
2.6.4 Material empacante utilizado en torres contactoras.....	51
2.6.4.1 Metales.....	52
2.6.4.2 Cerámica.....	52
2.6.4.3 Plásticos.....	52
2.6.5 Tamaño del empaque.....	52
2.6.6 Distribución de los empaques dentro de la columna.....	53
2.6.7 Distribución del gas en una torre empacada.....	53
2.6.8 Distribución del líquido en una torre empacada.....	54
2.6.9 Variables que afectan la eficiencia de absorción en una torre empacada.....	55

CAPITULO III

3. DISEÑO DE TORRES CONTACTORAS EMPACADAS.....	57
3.1 TEORIA DE LAS DOS PELICULAS O DOBLE RESISTENCIA.....	57
3.2 BALANCE DE MATERIALES.....	62
3.3 DIMENSIONAMIENTO DE TORRES EMPACADAS.....	66
3.3.1 Diámetro de la torre.....	66
3.3.2 Altura la torre empacada.....	70
3.3.3 Criterios de selección de los empaques.....	77
3.4 DISEÑO DE INTERNOS PARA TORRES EMPACADAS.....	80

CAPITULO IV

4. PROBLEMAS OPERACIONALES.....	84
4.1 PROBLEMAS OPERACIONALES GENERALES DE LA PLANTA DE DESHIDRATACION.....	84
4.1.1 Espumas.....	85
4.1.2 Degradación del glicol.....	85
4.1.3 Temperatura del absorbedor.....	86
4.1.4 Taponamiento por sales, hidrocarburos y parafinas.....	86

4.1.5 Alta caída de presión y Perdida de glicol.....	87
4.1.6 Sedimentos.....	87
4.2 PROBLEMAS ESPECIFICOS DE LAS TORRES DE	
ABSORCION EMPACADAS.....	88
4.2.1 Canalización.....	88
4.2.2 Velocidad limite de flujo, carga e inundación.....	89
4.2.3 Incremento en la caída de presión estática.....	90
4.2.4 Disminución en las caídas de presión (lenta o rápidamente).....	90
4.2.5 Altas tasas de flujo de glicol.....	90
4.2.6 Disminución en la eficiencia de absorción.....	91
CAPITULO V	
5. METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE UNA TORRE	
CONTACTORA EMPACADA.....	92
5.1METODOLOGÍA GPSA.....	93
5.2 METODOLOGIA Mc.CABE.....	104
5.3EVALUACION Y DISEÑO DE LA TORRE CONTACTORA	
EMPACADA.....	111
5.3.1. Solución por la metodología GPSA.....	112
5.3.2. Solución por la metodología Mc.CABE.....	125
5.3.3. Selección de la torre contactora.....	129
CAPITULO VI	
6. SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR MEDIO DE	
HYSYS.....	131
6.1 MODELO TERMODINAMICO.....	132
6.1.1 Ecuación de estado de Peng Robinsón PR.....	132
6.1.2 Simulación de columnas.....	133
6.2 SENSIBILIDAD DE PARAMETROS.....	135

6.2.1 Consideraciones y suposiciones tomadas para realizar la simulación.....	136
6.2.2 Caso base de simulación.....	138
6.3 ANALISIS DE SENSIBILIDAD.....	139
6.3.1 Variaciones en la humedad del gas de salida.....	139
6.3.2 Perdidas de glicol en la torre de absorción empacada.....	144
CONCLUSIONES.....	147
BIBLIOGRAFIA.....	150

LISTA DE TABLAS

	Pág.
TABLA 1. Especificaciones del gas de venta, según el RUT.....	27
TABLA 2. Guía para selección de columnas de absorción.....	42
TABLA 3. Recomendaciones de tamaños de diámetros para seleccionar tamaño del empaque.....	53
TABLA 4. Factores de condensados para diferentes tipos de empaques.....	70
TABLA 5. Características de rellenos para torres.....	78
TABLA 6. Tamaño recomendado de empaque.....	79
TABLA 7. Relación entre los tamaños nominales de empaques y el diámetro esperado de la torre.....	79
TABLA 8. Ejemplo de cómo tabular los datos para realizar el diagrama De Mc.Cabe.Thiele.....	106
TABLA 9. Tensión de superficie crítica de materiales de empaque.....	111
TABLA 10. Composición del gas natural.....	112
TABLA 11. Propiedades de los componentes del gas natural.....	120
TABLA 12. Cálculo del diámetro de la torre de absorción empacada.....	124
TABLA 13. Datos para realizar la línea de equilibrio del diagrama de mc.cabe.....	126
TABLA 14. Datos para el cálculo de la altura de la torre contactora con diferentes tipos de empaques.....	129
TABLA 15. Condiciones de operación caso base.....	138

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Planta de deshidratación con glicol.....	29
Figura 2. Torre empacada.....	43
Figura 3. Empaques de primera generacion.....	49
Figura 4. Empaques de segunda generacion.....	50
Figura 5. Empaques de laminas corrugadas.....	51
Figura 6. Distribuidores de líquido.....	54
Figura 7. Esquema teoría de las dos películas.....	58
Figura 8. Esquema de la doble resistencia.....	60
Figura 9. Esquema del balance de materia.....	63
Figura 10. Diagrama de equilibrio.....	65
Figura 11. Grafica de la correlación de Sherwood generalizada para inundación y caída de presión en columnas de relleno.....	68
Figura 12. Diagrama de colburn.....	75
Figura 13. Grafico comparativos entre la eficiencia para el caudal de líquido para los empaques Raschig ring y Telleretes.....	76
Figura 14. Torre empacada mostrando internos.....	81
Figura 15. Contenido de agua en el gas	95
Figura 16. Contenido de agua para un gas ácido.....	96
Figura 17. Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. Temperatura.....	97
Figura 18. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1).....	98
Figura 19. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5).....	99
Figura 20. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2).....	99

Figura 21. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.5).....	100
Figura 22. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3).....	100
Figura 23. Densidad de soluciones acuosas de TEG.....	102
Figura 24. Diagrama de Mc. Cabe-Thiele.....	104
Figura 25. Contenido de agua en el gas (Caso base).....	114
Figura 26. Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. Temperatura.....	115
Figura 27. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1).....	116
Figura 28. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de EG (N=1.5) (Caso base).....	116
Figura 29. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2) (Caso base).....	117
Figura 30. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.5) (Caso base).....	117
Figura 31. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3) (Caso base).....	118
Figura 32. Densidad de soluciones acuosas de TEG. (Caso base).....	119
Figura 33. Factor compresibilidad del gas natural (Caso base).....	122
Figura 34. Viscosidad del TEG a diferentes concentraciones (Caso base).....	123
Figura 35. Diagrama modificado de Mc.CABE (caso base).....	126
Figura 36. Diagrama de Colburn (caso base).....	128
Figura 37. Diagrama PDF del proceso simulado.....	137
Figura 38. Variación en las condiciones del gas de entrada.....	139
Figura 39. Efecto de la tasa de gas de entrada sobre la humedad del gas de salida.....	140

Figura 40. Efecto de la tasa de glicol sobre la humedad del gas de salida.....	140
Figura 41. Efecto de la concentración de TEG sobre el gas de salida.....	141
Figura 42. Efecto de la presión sobre la humedad del gas de salida.....	142
Figura 43. Efecto de la presión sobre la humedad del gas de salida.....	143
Figura 44. Efecto de la temperatura de la torre sobre las pérdidas de TEG.....	144
Figura 45. Efecto de la presión de la torre contactora sobre las pérdidas.....	145
Figura 46. Efecto de la tasa de gas de despojo sobre la concentración de TEG.....	145
Figura 47. Efecto de la tasa de TEG sobre las pérdidas de TEG en la torre.....	146

RESUMEN

TITULO: DISEÑO Y PROBLEMAS OPERACIONALES DE TORRES EMPACADAS EN PLANTAS DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL

AUTORES:

Ketty Yelen Calderón Mendoza. David Orlando Luna Lozano.

PALABRAS CLAVES:

Gas natural, Deshidratación, Absorción, torre contactora, empaques, transferencia de masa.

DESCRIPCIÓN

La deshidratación de gas es uno de los pasos mas importantes dentro de su purificación, debido a que el vapor de agua asociado al gas natural puede causar la formación de hidratos de metano que obstruyen las líneas de distribución, a demás se debe cumplir con los requerimientos necesarios para la venta. La torre contactora constituye un elemento indispensable en el proceso de deshidratación ya que en esta se efectúa la transferencia del vapor de agua asociado al gas por medio del flujo en contra corriente con glicol. El uso de torres contactoras empacadas brinda la posibilidad de aumentar el área de contacto entre el gas natural y el glicol, mejorando bajo ciertas condiciones de operación la capacidad de absorción de la planta. Este es un documento guía que muestra los principales parámetros, el procedimiento a seguir y las variables a tener en cuenta en el diseño de una torre contactora de absorción empacada, también se describen los problemas operacionales generados en la torre contactora, los cuales requieren especial cuidado para evitar daños en los equipos y sobrecostos en la operación.

El desarrollo de una expresión matemática que describa el fenómeno de deshidratación y represente el funcionamiento de la torre permite determinar el tamaño apropiado de esta para un sistema dado de condiciones y predecir cómo un cambio en estas afecta la eficiencia de absorción. Ciertos modelos describen analíticamente el mecanismo de la absorción. Sin embargo, en la práctica, ningunas de estas expresiones analíticas se puede utilizar como único recurso para los cálculos del diseño. Los datos experimentales o empíricos también son relevantes para obtener resultados confiables.

* Trabajo de grado

** Facultad De Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director Nicolas Santos Santos. Codirector Carlos Dallos

ABSTRACT

TITLE: PACKED CONTACTOR TOWER DESIGN AND OPERATIONAL PROBLEMS IN NATURAL GAS DEHYDRATION PLANTS WITH GLYCOL.

AUTHORS: Ketty Yelen Calderon Mendoza. David Orlando Luna Lozano.

KEYWORDS: Natural gas, Dehydration, Absorption, contactor tower, packed, mass transference.

DESCRIPTION

Natural gas dehydration represents one of the most important steps during natural gas purification, because of the associated water steam could cause methane hydrates formation and distribution pipe blockage, besides requirements for transportation must be followed. The contactor tower is an essential element in the natural gas dehydration process, inside the tower the mass transference between the gas and glycol stream takes part by counter flowing. The used of packed contactor towers gives the possibility to increase the area for the contact of the two fluids and improve the efficiency of the plant.

This document is a guide to show the main parameters, the procedure to follow and the variables to take in account for designing a packed contactor tower; it also describes the operational problems generated in this kind of towers, those that require special care to avoid damaging the equipments and have overcharges.

Developing a mathematical expression to describe the dehydration process and represents the tower performance help to determine the correct size for a system of given conditions and forecast how the change in any condition would affect the absorption efficiency. Some models give an analytical description, however in the reality no one of those expression are used as a unique source for the calculation design. Experimental data have great importance to get allowable results.

INTRODUCCIÓN

En los últimos años en el mundo se ha incrementado el uso del gas natural con fines domésticos e industriales, ya que es una forma de obtener energía más económica que el petróleo y su combustión es catalogada como la menos contaminante comparada con la de los demás combustibles hidrocarburos.

El gas natural se encuentra frecuentemente en yacimientos fósiles, solo o acompañando al petróleo o en depósitos de carbón. Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden superar el 90 o 95%, y suele contener otros gases como nitrógeno, etano, CO₂, H₂S, butano, propano y trazas de hidrocarburos más pesados.

El gas natural que se obtiene debe ser procesado para su uso comercial o doméstico. La deshidratación del gas constituye uno de los más importantes pasos dentro de su purificación, debido a que el vapor de agua asociado al gas natural puede causar la formación de hidratos de metano que obstruyan las líneas de distribución a demás se debe cumplir con los requerimientos necesarios en composición del gas para su venta, en nuestro país se deben seguir las especificaciones dadas por el Reglamento Único de Transporte (RUT), estipulado por la Comisión Reguladora de Energía y Gas (CREG), según resolución 071 de 1999.

Una planta deshidratadora de gas esta compuesta por una serie de equipos, que permiten la circulación de los fluidos y la regeneración del glicol, La torre contactora constituye un elemento indispensable en el proceso de deshidratación ya que en esta se efectúa la transferencia del vapor de agua asociado al gas por medio del flujo en contra corriente con glicol, por lo tanto

un apropiado diseño y un correcto manejo de los problemas operacionales que se presenten en el proceso se reflejaran en la eficiencia de deshidratación de una planta.

Las torres empacadas pueden ser usadas como torre contactora en plantas de deshidratación con glicol. El proceso de diseñar una torre contactora empacada esta ligado al estudio de los fenómenos de transferencia de materia que se llevan a cabo dentro de la misma y el conocimiento de las características y las condiciones del gas a deshidratar, estos parámetros y los costos de inversión son criterios importantes tenidos en cuenta en la selección del tipo de empaques y el dimensionamiento de la torre.

Ciertas condiciones como cambios en los caudales de los fluidos y la temperatura generan problemas operacionales en la torre contactora empacada como inundación, taponamiento de los empaques y otros inconvenientes, los cuales afectaran la eficiencia de absorción, un estudio detallado de la sensibilidad en estos parámetros ayuda a encontrar condiciones optimas de operación y evita la aparición de estos problemas.

1. GENERALIDADES

1.1 GAS NATURAL

El gas es una mezcla de hidrocarburos parafínicos volátiles, constituido principalmente por metano en proporciones entre el 80% y el 90% del volumen en menor proporción se encuentra el etano, propano, butano y los compuestos mas pesados, además otros compuestos no hidrocarburos como dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrogeno (H_2S), nitrógeno (N_2), vapor de agua, helio.

1.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL

El gas natural de acuerdo a la forma como se encuentra en el yacimiento.

1.2.1 Gas libre: También llamado no asociado o seco, cuando el pozo solo produce gas natural y no contiene hidrocarburos pesados.

1.2.2 Gas asociado: También llamado húmedo, cuando el gas natural se encuentra acompañado de petróleo crudo, antes de tratarlo hay que separar el gas del crudo.

Según su composición:

1.2.3 Gas agrio: También llamado amargo, cuando contiene cantidad apreciada de sulfuro de hidrogeno ($> 4\text{ppm}$) y dióxido de carbono ($> 2\%$) y otros componentes ácidos conocidos.

1.2.4 Gas rico: Contiene cantidades apreciables de hidrocarburos recuperables como líquidos. Si un gas contiene GPM (Galones de hidrocarburos (C3 + líquidos por cada 1000 pies cúbicos estándar de gas) superior a 3 se considera rico.

1.2.5 Gas dulce: Contiene concentraciones mínimas de H₂S y CO₂ es menos corrosivo.

1.3 CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS NATURAL

Todos los gases tienen capacidad de retener agua en forma de vapor, dependiendo de la temperatura, presión y de la composición del gas en el sistema.

La presencia de agua en líneas de flujo de gas es una fuente potencial de problemas, ocasionando excesivas caídas de presión reducción en la capacidad de flujos corrosión, erosión en la parte de los equipos, operación no satisfactoria de instrumentos y aceleración de formación de hidratos.

Si el gas es dulce contiene cantidades considerables de vapor de agua cuando se trabaja a altas temperaturas y bajas presiones, pero si el gas es ácido el contenido de agua es bajo por que los componentes ácidos por ser polares (H₂S y CO₂) retienen grandes cantidades de agua.

1.4 SOLUBILIDAD DEL GAS

La solubilidad es un factor muy importante que afecta la cantidad de un agente contaminador (agua), que puede ser absorbida. La solubilidad es una función de la temperatura y, en un grado inferior de la presión del sistema. Con un aumento de temperatura, la cantidad de vapor de agua que puede

ser absorbida disminuye. De la ley ideal del gas: mientras que la temperatura aumenta, el volumen de un gas también aumenta; por lo tanto, en las temperaturas más altas, menos gas es absorbido debido a su gran volumen. La presión afecta la solubilidad de un gas de la manera opuesta; aumentando la presión de un sistema, la cantidad de gas absorbido generalmente aumenta. La solubilidad de un gas específico en un líquido dado se define en una temperatura y una presión señaladas.

1.5 FORMACIÓN DE HIDRATOS

Es el principal problema provocado por la presencia de agua en una línea de gas, la temperatura a la que se forman estos hidratos es considerablemente más alta que el punto de congelación del agua varía con la presión y la composición del gas.

Los hidratos son compuestos químicos estables cristalinos con estructura cúbica formados por gas y agua con apariencia de hielo, los hidratos se forman con Moléculas mas pequeñas que los butanos (C_1 , C_2 , C_3), cuando una molécula de agua se una por medio de puente de hidrogeno con cuatro moléculas mas formando una estructura sólida que atrapa moléculas de la corriente de gas en sus cavidades.

1.6 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

Debido a la cantidad de agua que contiene el gas es necesario someterlo a un proceso de deshidratación la cual se define como el proceso de remover el vapor de agua que esta asociado al gas, el vapor de agua es probablemente la impureza indeseable más común en un flujo de gas. La deshidratación de gas disminuye la corrosión en tuberías y mejora la

eficiencia de flujo ya que reduce la acumulación de líquido en las partes bajas de la línea.

Los métodos de deshidratación de gas mas usados son:

- Expansión-Refrigeración
- Adsorción
- Absorción

1.6.1 Expansión-Refrigeración: En este método el gas se enfría adiabáticamente; al bajar la temperatura se produce condensación de líquido entre los cuales esta el agua. Puede utilizarse con o sin inhibidor, el proceso sin inhibidor se utiliza únicamente cuando la caída de presión disponible permite que el agua alcance el punto de rocío requerido sin formación de hidratos.

En este proceso el gas sale del separador de alta presión y pasa por un reductor de presión lo cual ocasiona el enfriamiento del gas por el efecto Joule – Thomson, luego pasa por un serpentín dentro del separador donde se produce la condensación y simultáneamente se le suministra calor para fundir los hidratos que se hayan formado. Finalmente el gas llega a la sección de separación a baja temperatura.

1.6.2 Adsorción: Los materiales que se desean adsorber de una corriente son concentrados sobre la superficie de un sólido; de esta manera la cantidad de material adsorbido es directamente proporcional al área del sólido. Comercialmente los absorbedores son materiales que poseen un área de superficie muy grande por unidad de peso.

1.6.3 Absorción: La absorción es un proceso en el cual los LGN (líquidos del gas natural) son removidos del gas natural al ser este puesto en contacto con un hidrocarburo solvente líquido llamado líquido desecante; los líquidos

mas usados son los glicoles, entre los cuales se tienen: TriEtilen-Glicol (TEG), DiEtilen-Glicol (DEG) y el Etilen-Glicol (EG).

El EG se usa en plantas que operan a bajas temperaturas y algunas veces se hace referencia de el como inhibidor de hidratos, el DEG tiene baja eficiencia en comparación con el TEG que es el mas comúnmente usado en el 95% de los deshidratadores.

El TEG puede ser regenerado fácilmente hasta una solución del 98-99.5% en un despojados atmosférico por razón de su alto punto de ebullición, permitiendo una mayor depresión del punto de rocío en un rango de 80 -140 °F, su temperatura inicial teórica de descomposición es 404°F. La mayor limitación de el TEG para ser utilizado en plantas deshidratadoras de gas consiste en que a temperaturas de rocío inferiores a -25°F son difíciles de obtener, por lo que no es acto para procesos criogénicos, a demás el TEG es corrosivo si se contamina fácilmente con H₂S.

1.7 PROPOSITO DEL TRATAMIENTO DE DESHIDRATACION CON GLICOL

El propósito del tratamiento de una mezcla de gas de producción es asegurar que cumpla las especificaciones de calidad requeridas para poder ser comercializado. Cuando se considera el diseño óptimo de una planta de gas, la siguiente información debe ser conocida como mínimo:

- Especificaciones del gas de venta
- Rata de producción del gas de venta
- Composición de los fluidos que llegan al separador de entrada, tales como gas y condensado

El usuario final del gas de ventas, antes de firmar cualquier contrato para uso del gas natural en su casa o industria, desea que se le garantice lo siguiente:

- Calidad consistente del gas
- Suministro confiable de gas a la rata de flujo contratada

Por lo anterior, las facilidades para tratamiento tienen que ser diseñadas para poder convertir el gas de producción, en gas de venta de forma tal que cumpla con las especificaciones de calidad, y que dichas facilidades operen sin interrupción.

1.8 ESPECIFICACIONES DEL GAS DE VENTA

Considerando que el gas es una mezcla de varios componentes cuya concentración varía considerablemente, las especificaciones del gas de venta no se limitan a los componentes individuales de la mezcla. En su lugar, las especificaciones describen propiedades físicas del gas de venta de forma tal que pueda ser transportado por tubería a alta presión y grandes distancias a la temperatura de la tierra, sin que se formen líquidos, los cuales pueden causar corrosión, hidratos o baches (slugs) de líquido dentro de los equipos aguas abajo.

Por consiguiente, las especificaciones del gas de venta son típicamente como siguen:

Conociendo estas especificaciones y la rata y composición requerida del gas de venta y del gas de producción entrando a la planta; se pueden diseñar los diferentes equipos para el procesamiento del gas y fijar las condiciones óptimas de operación.

**TABLA 1. ESPECIFICACIONES DEL GAS DE VENTA, SEGÚN EL
REGALMENTO UNICO DE TRANSPORTE (RUT)**

PROPIEDAD FISICA DEL GAS	VALOR
Temperatura máxima de rocío por hidrocarburo (Dew Point) a una presión de 800 psia.	15 °F (- 10 °C)
Máximo contenido permisible de (CO ₂).	2 % Vol.
Máximo contenido permisible de (H ₂ S).	4 - 16 ppmv
Máximo contenido permisible de vapor de agua.	6 lb./MMscf
Temperatura máxima del gas a la salida.	120 °F
Presión de operación.	900 psig
Mínimo poder calorífico superior – HHV.	950 Btu/ft ³
Máximo poder calorífico superior – HHV.	1,150 Btu/ft ³
Libre de partículas, gomas, químicos de tratamiento y otros contaminantes de planta de proceso. Gas sin formación de hidrocarburos líquidos a las condiciones de operación.	

2. DESHIDRATACIÓN DE GAS CON GLICOL

La deshidratación del gas natural se define como la remoción del agua en forma de vapor que esta asociado al mismo. El gas requiere deshidratación para evitar la formación de hidratos, reducir la corrosión y asegurar una operación eficiente en las líneas de transporte.

Uno de los métodos más comunes de deshidratación de gas natural es el proceso de absorción, empleando como desecante liquido el glicol. En algunos sistemas de deshidratación se usa el trietilenglicol (TEG) como desecante liquido, debido a su facilidad de regeneración por su alto punto de ebullición, su alta temperatura de descomposición, menores perdidas por vaporización que otros glicoles y menores costos de operación que otros sistemas de glicol.

2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE GAS

Un buen entendimiento del proceso permitirá un mejor control sobre la operación y sobre la maquinaria utilizada, además de proporcionar el criterio para diagnosticar y dar oportunas soluciones a los problemas que se presenten. El diagrama mostrado en la figura numero 1 describe el proceso y el flujo de los fluidos a través de una unidad de deshidratación con glicol.

2.1.1 Flujo de gas: La corriente de gas húmedo entra primero a la unidad a través de un separador vertical de gas llamado scrubber de entrada, en donde se remueven los líquidos y sedimentos acumulados en la corriente de gas.

Para este fin, el scrubber consta con un desviador tangencial que induce el flujo circular de los fluidos alrededor de la pared de la vasija generando una separación centrífuga. Luego el gas húmedo pasa por la parte superior del scrubber a través de una malla metálica que actúa como un eliminador de niebla, la cual no permite el paso de los líquidos remanentes que puedan ser arrastrados. Los fluidos y sedimentos separados caen a un compartimiento de drenaje en el fondo de la vasija y posteriormente son descargados a través de una válvula operada por el control del nivel del líquido.

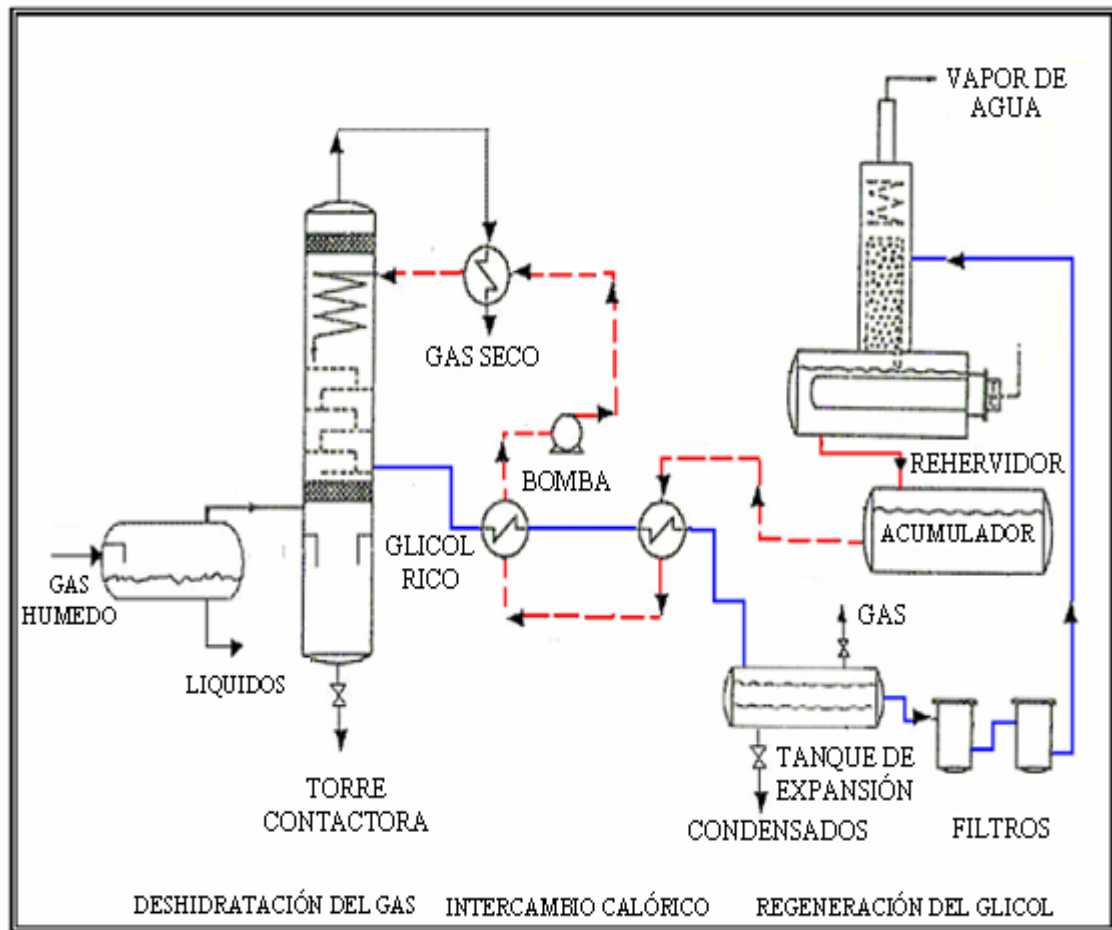


Figura 1. Diagrama de flujo en una unidad deshidratadora con glicol

El gas húmedo sale por la parte superior del scrubber y pasa a la torre glicol-gas fluyendo hacia arriba, en contracorriente al flujo de glicol. La torre

establece la superficie de contacto entre el gas y el TEG y puede estar compuesta por platos o por un arreglo de empaques que forman una columna empacada, siendo allí donde el glicol absorbe el vapor de agua de la corriente de gas. Por encima de las bandejas o de los empaques hay un espacio abierto dispuesto para la separación de las partículas de glicol arrastradas por la corriente, si se mantiene glicol en la corriente, este es removido por el eliminador de niebla instalado en el tope de la torre.

El gas deshidratado sale por el tope de la torre y fluye por un intercambiador de calor glicol-gas, en él, el glicol pobre que viene del tanque de surgencia es enfriado antes de entrar en la torre, el gas seco sale de la unidad deshidratadora por el fondo del intercambiador glicol-gas.

2.1.2 Flujo de glicol: El glicol seco o pobre es tomado del tanque de surgencia por la bomba de glicol y bombeado al intercambiador de calor glicol-gas a la presión de operación del contactor. Al salir del intercambiador de calor, el glicol pobre fluye hacia el tope de la torre para empezar a descender desde la parte superior donde se obtiene la máxima deshidratación del gas por el contra flujo del glicol pobre entrante y el gas seco saliente, de allí continua descendiendo y arrastrando el vapor de agua contenido en la corriente de gas.

El glicol húmedo sale por el fondo de la torre y pasa a través de un filtro de alta presión, el cual remueve cualquier partícula sólida extraña que haya sido arrastrada por la corriente de gas a la y luego haya sido atrapada por la corriente de glicol. La ubicación del filtro en este lugar es considerada como la ideal ya que protege la bomba de glicol que es la parte más crítica del sistema debido a su continuo movimiento, el cual es generado por la energía de la corriente glicol-gas circulante.

Luego de ser filtrado, el glicol húmedo pasa a una de las cámaras de la bomba de glicol, donde suministra la energía necesaria para bombear el glicol pobre dentro de la torre. Posteriormente el glicol rico fluye a través de un serpentín dentro del intercambiador de calor del tanque de surgencia, donde es precalentado por intercambio de calor con el glicol pobre caliente que proviene del rehervidor.

La corriente de glicol rico caliente fluye desde el serpentín del intercambiador de calor a un separador de glicol a baja presión que permite la separación del gas y los hidrocarburos líquidos que han entrado en solución.

En este tipo de unidades siempre se va a encontrar cierta cantidad de gas en el glicol rico, debido a su necesidad para el funcionamiento de la bomba. El gas separado sale por la parte superior de la vasija y puede ser usado como suplemento al suministro de gas combustible que requiere el rehervidor. El exceso de gas es descargado por la back pressure valve.

Si la corriente de glicol rico absorbe algún hidrocarburo líquido en la torre, es indispensable un separador trifásico para que el glicol que entre al rehervidor este libre de estos líquidos, ya que su presencia causa pérdidas indebidas de glicol en el venteo de la stripping still (despojadora), los líquidos hidrocarburos desprendidos en el separador son descargados por un controlador de nivel y su válvula de control.

El separador flash esta normalmente equipado con un controlador de nivel de líquidos y una válvula de control, para descargar la corriente de glicol rico a la entrada de la despojadora, la corriente de glicol húmedo caliente y filtrado entra por la parte inferior de la columna de la despojadora, la cual esta empacada y aislada con cerámica. En el tope de la columna hay un

condensador de reflujo a condiciones atmosféricas que condensa cualquier vapor de glicol que alcance el tope de la columna. El condensador de reflujo esta también empacado con cerámica para asegurar que el vapor que sea venteado entre en contacto con las paredes frescas del condensador, garantizando que las posibles trazas remanentes de vapor de glicol sean condensadas y no sean expulsadas con el venteo de vapor de agua.

La corriente de glicol húmedo después de entrar en la columna del *stripping still* fluye hacia abajo, entrando en contacto con la parte caliente del rehervidor, ocasionando el ascenso de los vapores de glicol, agua y gas. El agua tiene un punto de ebullición menor al del glicol, por lo tanto el glicol que asciende se condensa en la despojadora y retorna a la sección del rehervidor. En el rehervidor el glicol debe viajar horizontalmente a lo largo de la caja de fuego para llegar hasta la salida del sobre flujo líquido al extremo opuesto. En este recorrido el glicol es calentado entre 375°F y 400°F para remover el vapor de agua en un 99.5% o más.

El glicol concentrado sale del rehervidor a través de un tubo de sobre flujo y pasa al interior del intercambiador de calor glicol-glicol del tanque de surgencia. En este tanque, el glicol reconcentrado caliente es enfriado por intercambio de calor con la corriente de glicol húmedo que esta pasando por el espiral. El tanque de surgencia actúa como un acumulador de líquidos para alimentar la bomba de glicol.

El glicol pobre fluye desde el tanque, pasando por un filtro *strainer* a la bomba de glicol. De la bomba pasa al compartimiento interior del intercambiador tubular de calor glicol-gas hacia arriba a través de el y retorna a la torre glicol-gas.

2.2 RENDIMIENTO DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN

Durante un arranque de la planta, la presión en la torre de absorciones debe caer lentamente hasta el rango de operación y entonces se debe circular el glicol para obtener un nivel de líquido en todos los empaques. A continuación se debe aumentar lentamente la rata de gas a ser absorbido, hasta que se alcance el nivel de operación.

Si el gas entra en la torre de absorción antes de que las bandejas estén selladas con líquido, puede pasar a través de los tubos de descenso y las copas de burbujeo. Cuando existe esta condición y se bombea el glicol hacia la torre de absorción, los líquidos tienen dificultad en sellar los tubos de descenso, entonces será transportado con la corriente gaseosa en ves de fluir hacia el fondo de la torre de absorción.

El flujo de gas se debe incrementar lentamente cuando se cambia desde una rata baja a una alta. Oleadas rápidas de gas a través de la torre de absorción pueden causar suficiente caída de presión a través de los empaques para romper los sellos del líquido y/o levantar el glicol de las bandejas, inundando el extractor de neblina e incrementando las perdidas de glicol.

Cuando se saca de servicio la planta se debe cerrar primero el flujo de combustible. Se debe entonces operar la bomba de circulación hasta que la temperatura del rehervidor baje a aproximadamente 200 °F esta precaución impedirá la descomposición del glicol causada por sobrecalentamiento. La planta se puede entonces parar reduciendo lentamente el flujo de gas para prevenir cualquier choque innecesario en la torre de absorción y en la tubería. La planta se debe presurizar lentamente para evitar una perdida de

glicol. El deshidratador se debe despresurizar siempre desde el lado corriente abajo (salida de gas) de la torre de absorción.

El desempeño de una planta deshidratadora se mide al determinar la cantidad de humedad en el gas de salida de la torre. Cuyo propósito principal es la remoción de la humedad de la corriente de gas. Tenemos en cuenta dos términos importantes para referirse al contenido de humedad de gas y al rendimiento de la unidad de deshidratación:

2.2.1 Punto de rocío: la temperatura a la cual el gas natural se satura con vapor de agua bajo cualquier presión dada.

1. El agua se condensara fuera del gas si él esta por debajo de su punto de rocío.
2. El gas puede absorber agua si esta por encima de su punto de rocío.
3. El gas en cabeza de pozo se considera saturado, se dice que esta en su punto de rocío.

2.2.2 Depresión de punto de rocío: es la diferencia entre la temperatura del punto de rocío del gas de entada y la temperatura del punto de rocío del gas de salida se utiliza para describir cuanto vapor de agua ha sido removido del gas natural, ya deshidratado.

2.3 EQUIPOS DE UNA PLANTA DE DESHITRACION

Teniendo en cuenta las especificaciones de diseño o de modificación, las unidades de glicol pueden operar a bajos puntos de rocío, reduciendo emisores de aromáticos e incrementando la capacidad para absorbedor especifico. En la unidad de deshidratación encontramos parámetros fijos y variables.

Parámetros fijos

- Tamaño de la torre contactora
- Capacidades máxima y mínima a una P y T dadas
- Calor máximo y mínimo de entrada al generador
- Área superficial del tubo de fuego
- Capacidad de vapor de la destiladora
- Capacidad de scrubber

Parámetros variables

- Flujo de gas a través de la unidad
- Contenido de agua del gas
- Concentración del glicol

2.3.1. Scrubber o separador de entrada: Remueve los líquidos libres de la corriente de gas húmedo, como agua líquida hidrocarburos pesados, salmueras, partículas como arena óxidos de tubería o sulfuro de hierros, separación que se realiza para mantener sin contaminantes el glicol circulante. El gas húmedo, sale del scrubber por un eliminador de niebla que retiene los líquidos remanentes en la corriente, para evitar su paso hacia la torre.

2.3.2 Intercambiador del calor del glicol-glicol-tanque de surgencia: El intercambio de calor se da entre el glicol pobre que proviene del rehervidor y el glicol rico que es descargado por la torre contactora. En el proceso, el glicol pobre entra en el intercambiador a una temperatura de 380°F a 400°F y

se debe enfriarse antes que pase a la torre. Este enfriamiento se realiza en dos etapas en la primera a un 65% del calor que contiene la corriente caliente de glicol pobre, se transfiere a glicol rico disminuyendo la temperatura por debajo de 200°F, siendo este un enfriamiento deficiente de glicol pobre, por lo que se requiere de la segunda etapa en el intercambiador de calor glicol-gas.

El glicol rico sale de la torre y entra al intercambiador de calor a través de un serpentín, sumergiéndose en el glicol pobre caliente regenerado en el rehervidor y almacenado en el tanque.

2.3.3 Intercambiador de calor glicol –gas: Es donde se realiza la segunda etapa de enfriamiento al que debe ser sometido el glicol pobre antes de entrar en contacto con el gas húmedo en la columna de deshidratación. El gas deshidratado sale de la torre y pasa por un intercambiador de calor glicol-gas, donde la temperatura del gas es ligeramente aumentada, mientras la corriente de glicol es enfriada, la temperatura del glicol es de 10 – 20 °F por encima de la temperatura del gas que entra a la . La temperatura mínima de glicol pobre debe mantenerse en 80 °F aproximada, para evitar la absorción excesiva de los componentes del gas natural.

2.3.4 Filtro: Son instalados en la corriente de glicol para atrapar partículas sólidas, cuando el glicol circula en el proceso de deshidratación, arrastra partículas que vienen en la corriente de gas, son necesarios para evitar taponamiento y la formación de espuma en la torre. Se utilizan filtros de malla fina, de tamiz o de cartucho.

2.3.5 Bombas: Se utilizan bombas reciprocantes convencionales o accionadas por fluido (para plantas pequeñas de deshidratación) las de tipo

pistón se utilizan en plantas grandes. Las bombas kimray utilizan la energía contenida en el glicol rico descargado por la torre, es de doble acción.

2.3.6. Regenerador: Es una combinación del rehervidor de glicol y la columna de destilación, operan conjuntamente para generar el glicol rico, haciéndolo pobre de nuevo y listo para usar en la columna de deshidratación. La separación glicol-agua se realiza por destilación simple donde en la parte inferior del despojador se ubica el rehervidor que suministra el calor necesario para la separación glicol – agua.

Para remover la humedad (vapor de agua) necesaria, el glicol es calentado a una temperatura entre 380°F y 40°F regenerándolos un 98-99.5%. La temperatura del trietilenglicol no debe exceder 400°F ya que por encima de este comienza a degradarse.

2.3.7 Separador flash o tanque de expansión instantánea: Es donde se lleva a cabo la descontaminación del glicol rico, al recuperar el gas que esta disuelto en la solución proveniente de la de glicol. El gas sale por la parte superior y es venteado o utilizado como combustible en el rehervidor. Una válvula de alivio mantiene una contrapresión en el separador, de 50 a 85 psi y cualquier exceso de gas sea descargado a través de esta válvula.

2.4 VARIABLES DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

Considerando los factores importantes que afectan la eficiencia de un sistema de deshidratación con glicol, el grado de eliminación de agua es determinado por varias variables tales como temperatura y presión de entrada, temperatura, concentración y tasa de glicol.

2.4.1 Temperatura del gas de entrada: A presión constante el contenido de agua en el gas aumenta a medida que la temperatura aumenta mostrando que la eficiencia de la planta es esencialmente sensible a la temperatura del gas que ingresa a ella. Si la temperatura del gas es superior a 130°F la deshidratación normal con glicol se hace mas complicada , una temperatura de 50°F es considerada la mínima de operación por la viscosidad del glicol , se vuelve muy costoso, e ineficiente, con tendencia de formar espuma a temperatura inferiores.

2.4.2 Presión del gas de entrada: A una temperatura constante el contenido de agua en el gas de entrada aumenta a medida que baja la presión mostrando un aumento en el contenido de agua en el gas de entrada si la presión del gas es baja.

2.4.3 Tasa de flujo de gas de entrada: Para la operación eficiente de una unidad de deshidratación se mantiene en un rango específico para el flujo de gas. Entonces si la tasa disminuye con respecto al limite especificado, habrá perdidas de eficiencia hasta el incremento de un punto de rocío para el gas de salida pero si la tasa de flujo sobrepasa el limite de rango especificado lo que ocasiona es una sobrecarga del rehervidor que se refleja en una regeneración insuficiente de glicol, en el incremento del punto de rocío del gas de salida , en la formación de una espuma demasiado espesa para ser manejada por el eliminador de niebla y aumento en la cantidad de glicol arrastrada por la corriente de gas.

2.4.4 Temperatura de glicol de entrada: La temperatura de glicol concentrado en la entrada del absorbedor debe conservarse a una temperatura que no varíe 10 – 15 °F de la temperatura del gas de entrada para prevenir la condensación de hidrocarburos en el rehervidor y la

formación de espuma evitándose pérdidas de glicol. El glicol caliente reduce la eficiencia en la absorción del vapor de agua del gas.

2.4.5. Concentración del glicol: El cambio de reconcentración de glicol produce el efecto más grande sobre la depresión del punto de rocío. Es así como para las altas depresiones se requiere una mayor concentración varia entre 98% y 99.9% de pureza, lo cual se puede alcanzar gas o liquido de depuración.

- **Gas de despojo** es el método mas común para elevar la concentración del glicol sobre el 98.5% consiste en inyectar gas de despojo en el rehervidor. El gas de despojo ebulle a través del liquido caliente en el rehervidor y fluye por el despojador, llevando consigo vapor de agua hasta la atmósfera.

El gas de despojo se expresa como pies cúbicos del gas por galón de glicol circulado (ft^3/GAL) a una tasa de 2 a 10ft^3 gas/galón de glicol circulando, de acuerdo con el grado de pureza que se le desea dar.

2.4.6. Tasa de circulación de glicol: Si la concentración de glicol se mantiene fija, el punto de rocío del gas de salida puede disminuir si la tasa de circulación de glicol se aumente sin cambiar otras variables. La tasa mínima de circulación para asegurar un buen contacto glicol-gas es de 2 galones de glicol por libra de agua que vaya y 5 galones por libra de agua es aproximadamente la tasa máxima, el nivel de operación en un deshidratador estándar esta en 3 galones de glicol por libra de agua. Una mayor depresión de punto de rocío es más fácil de obtener aumentando la concentración de glicol que aumenta la tasa de circulación.

2.5 TORRES DE ABSORCIÓN UTILIZADAS EN LOS PROCESOS DE DESHIDRATACIÓN DE GAS CON GLICOL.

Se les conoce también como contactor o torre. Su función es poner en contacto el gas natural con el glicol para que se lleve a cabo la transferencia del vapor de agua de la corriente de gas y este sea deshidratado.

Generalmente se utiliza una torre de platos, estos recipientes corresponden a una vasija a presión que usualmente contienen de 4 a 12 platos o bandejas de contacto, en las cuales el gas ascendente burbujea con el glicol que descende. Los platos tienen cápsulas o válvulas de burbujeo que abren el paso del gas, dispersándolo en la solución de glicol, haciendo que pase por estos casquetes para burbujear uniformemente.

El gas pierde vapor de agua haciéndose más seco a medida que asciende por cada bandeja; mientras que el glicol se satura más de agua a medida que descende por cada plato. Sobre las bandejas se hallan también vertederos y tubos de flujo descendentes. Los vertederos se usan para mantener el nivel de glicol por encima de las aperturas en los casquetes de burbujeo. Los tubos de flujo descendente transportan el glicol a las bandejas inferiores.

El número de platos en el contactor afecta directamente la cantidad de gas removida por el glicol, así en una configuración con mayor número de platos de burbujeo se obtendrá una mejor remoción de humedad.

En algunos casos el uso de una torre empacada dentro de la planta de deshidratación permite una mayor eficiencia y mejor manejo del proceso como se estudiara más adelante.

- **Criterios de Selección del Tipo de Torre:** Para la selección del tipo de columna se pueden emplear los diferentes criterios presentados a continuación:

Factores básicos establecidos en función del análisis operacional de columnas existentes, que dependen del:

1. Sistema manejado en la columna.
2. Modo de operación en la columna.
3. Características físicas y mecánicas de la columna una vez diseñada.

En la Tabla 2 se presenta una guía para seleccionar el tipo de columna ya sea empacada o de platos, con base en los factores mencionados.

TABLA 2. GUÍA PARA SELECCIÓN DE COLUMNAS DE ABSORCIÓN

FACTORES QUE DEPENDEN DEL SISTEMA		
	EMPACADAS	PLATOS
Si hay tendencia espumante	X	
Si existen sólidos disueltos		X
se manejan fluidos corrosivos	X	
Si se requiere remoción del calor de solución		X
Si la capacidad es pequeña	X	
Si es sensible a la temperatura	X	
Si los componentes puntos de ebullición cercanos	X	
Si el fluido es viscoso	X	
FACTORES DEPENDIENTES DEL MODO DE LA OPERACIÓN		
Si la operación es intermitente	X	
Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase gaseosa	X	
Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase líquida		X
Si se requiere de amplias variaciones en flujos de líquido y/o gas		X
Si la exactitud en el diseño es crítica		X
Si no se desea una retención de líquido en la columna	X	
Si se tiene que mantener baja la caída de presión en la columna	X	
FACTORES DEPENDIENTES DE LA NATURALEZA FÍSICA DE LA COLUMNA		
Si se espera limpieza frecuente		X
Si el peso de la columna es crítico	X	
Si se requieren salidas laterales		X
Si el diámetro de la columna es menor de 3 ft	X	
Si el diámetro de la columna es mayor de 4 ft		X

2.6 TORRES S EMPACADAS.

En las columnas empacadas se utiliza el mismo proceso que en las torres de platos, el glicol desciende desde lo alto de la torre y cubre los empaques mientras el gas húmedo asciende desde la parte baja de la torre. El agua es recogida por el material glicol mientras el gas pasa y hace contacto con este a través del empaque.

El objetivo de los empaques en las torres de deshidratación de gas es incrementar el área de contacto entre los fluidos y así mismo aumentar el tiempo de contacto entre el gas y el líquido, además el empacamiento genera flujo turbulento de las dos corrientes y se da una mezcla entre las dos fases, estas condiciones favorecen los resultados de un proceso de deshidratación.

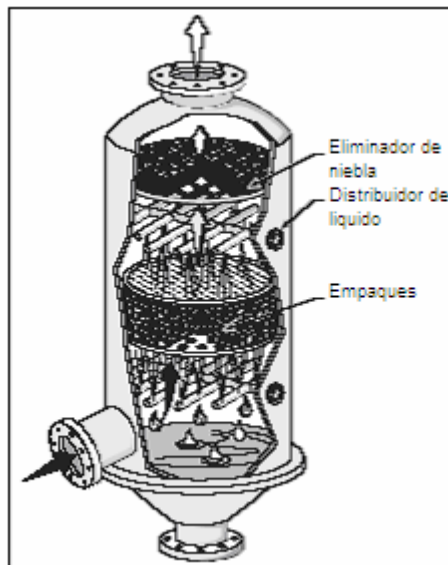


Figura 2. Torre empacada

El cuerpo de la torre empacada puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material según las condiciones de corrosión. Para

facilitar la construcción y aumentar su resistencia generalmente son circulares en su sección transversal.

Es necesario un espacio abierto en el fondo de la torre en donde el empaque queda soportado, por supuesto el soporte debe ser lo suficientemente fuerte para sostener el peso de una altura razonable de empaque y debe tener un ara libre suficientemente amplia para permitir el flujo del liquido y del gas con un mínimo de restricción.

A velocidades elevadas del gas, especialmente el gas que abandona la parte superior del empaque puede acarrear gotitas del liquido (glicol) como una niebla. Ésta puede eliminarse mediante eliminadores de niebla, a través de los cuales debe pasar el gas; los eliminadores se instalan sobre la entrada del líquido. Generalmente un eliminador de niebla es una malla entretejida con espacios de 98-99% y aproximadamente de 100 milímetros de espesor.

En relación con la capacidad y eficiencia las columnas empacadas se caracterizan por:

- Manejan una alta carga de vapor y más baja carga de líquido que los platos.
- Su eficiencia varía con el tipo y tamaño de empaque.
- La distribución del líquido es difícil en las torres empacadas de diámetro mayor a 3 pies.
- Pueden manejar líquidos corrosivos sin dañar al empaque si es de cerámica.
- Ocasionan una baja caída de presión en los fluidos manejados.
- Son fáciles de construir.
- Su costo inicial es bajo.
- Se recomienda su uso cuando el diámetro es menor de 3 a 4 ft.
- Se usan cuando los líquidos son espumantes.

- La retención de líquido en su seno es pequeña.
- Se prefieren para servicios de operación por debajo de la atmosférica.
- Requieren distribución del líquido a intervalos de 16 a 20 ft.
- Los empaques de paredes delgadas (anillos Pall) dan capacidades equivalentes a platos.

2.6.1 Objetivos de los empaques

2.6.1.1 Objetivos para maximizar eficiencia

- Maximizar el área específica (área por unidad de volumen): Esto maximiza el área de contacto líquido-vapor, y por lo tanto la eficiencia. Para empaques al azar, la eficiencia generalmente se incrementa a medida que la partícula disminuye; para empaques estructurados, la eficiencia generalmente se incrementa a medida que el espacio entre capas adyacentes disminuye, y para parrillas, la eficiencia generalmente aumenta a medida que disminuyen los espacios.
- Extender el área uniformemente: esto mejora el contacto líquido vapor, y por lo tanto la eficiencia
- Proporcionar distribución uniforme de líquido y vapor a lo largo del lecho empacado: La distribución uniforme mejora la eficiencia. Los empaques estructurados dan mejor distribución.
- Minimizar la retención de líquido: la retención de líquido disminuye la eficiencia.
- Maximizar la irrigación de las superficies de empaque: No irrigar las superficies de empaque a velocidades bajas, disminuye la eficiencia

2.6.1.2 Objetivos para maximizar la capacidad

- Maximizar el espacio vacío por unidad de volumen; Esto minimiza la resistencia al flujo de vapor, y entonces aumenta la capacidad.

- Minimizar la fricción: Disminuye los costos de operación
- Conseguir una resistencia uniforme para el flujo de vapor y líquido a lo largo del lecho empacado.
- Conseguir fácil desprendimiento del vapor desde el líquido.

2.6.1.3 Otros objetivos

- Maximizar la resistencia a la deformación mecánica y /o rotura y, especialmente, a la deformación debido al peso del lecho.
- Minimizar el costo.
- Evitar la formación de incrustaciones. Se evita a medida que el tamaño del relleno aumenta
- Minimizar retención de líquido (cuando se produce polimerización o degradación).
- Minimizar el deterioro del servicio: La geometría y el tamaño de los empaques afectan la sensibilidad de los empaques a la corrosión, erosión, ataque químico, y migración a través de las mallas de soporte.

2.6.2 Factores para la selección del material empacante: Se usan en columnas de poco diámetro por facilidad de mantenimiento y porque en torres de grandes diámetros hay canalización, siendo necesario instalarle distribuidores, cada cierta altura de empaque. También se usan para destilar materiales corrosivos, productos con rango de ebullición cercano que requieren bastante platos y productos muy viscosos de difícil manejo en platos convencionales. También se usan en casos de baja caída de presión y productos sensibles al calor que requieren bajo tiempo de residencia. Para seleccionar el tipo de empaque apropiado para una columna, deben considerarse factores tales como la capacidad, eficiencia, flexibilidad, costo y caída de presión característica de los empaques disponibles.

Los siguientes factores dan una guía general para la selección del material empacante en una torre de deshidratación:

- **Costos:** Generalmente los empacantes plásticos son más baratos que los metálicos, y los cerámicos son los más costosos. Los costos del material empacante son expresados en dólares por pie cúbico.
- **Baja caída de presión:** la caída de presión es una función del espacio que existe entre el material empacante dentro de la torre: generalmente los materiales largos dan una caída de presión menor.
- **Resistencia a la corrosión:** los materiales cerámicos y porcelanas son comúnmente usados en medios muy corrosivos.
- **Área específica grande:** una área específica grande por ft^3 de empacamiento m^2/m^3 (ft^2/ft^3) es deseable para la transferencia de masa.
- **Esfuerzos estructurales:** los empaques debes ser suficientemente fuertes para resistir las cargas normales durante la instalación, mantenimiento, el manejo físico y las fluctuaciones térmicas. Los materiales cerámicos pueden rajarse bajo cambios súbitos de temperatura.
- **Peso:** los materiales más pesados pueden requerir materiales de apoyo adicional o una más pesada torre. Los plásticos son los materiales más livianos dentro de estos materiales.
- **Flexibilidad en el diseño:** la eficiencia de las torres cambia con los cambios de las ratas de flujo de los fluidos, los materiales empacantes

deben manejar los procesos de cambio sin alterar la eficiencia en la remoción del contaminante.

- **Arreglo:** el material empacante puede ser arreglado de dos formas. Puede ser acomodado aleatoria mente en la columna o puede ser sistemáticamente amontonado como ladrillos sostenidos unos por otros. La distribución aleatoria da una mayor área de contacto pero también causa una mayor caída de presión, el arreglo sistemático brinda una menor caída de presión y una mejor distribución del liquido dentro del lecho sin embargo los altos costos de instalación requeridos para este empacamiento lo hacen impractico en muchas ocasiones.

Es así como los principales requerimientos de los empaques son:

- Proporcionar un área grande: Un área interfacial entre el gas y el liquido grande
- Tener una estructura abierta: baja resistencia al flujo de gas
- Promover distribución uniforme de líquido sobre la superficie del empaque.
- Promover un flujo de gas o vapor uniforme a través de la sección transversal de la columna.

2.6.3 Tipo de material empacante: Diversos tipos y formas de empaques han sido desarrollados para satisfacer estos requerimientos los cuales generalmente son divididos en tres clases.

2.6.3.1 Empaques vaciados o al azar: Estas son piezas discretas de empaques de una forma geométrica específica las cuales son vaciadas o colocadas al azar en la columna. Los empaques al azar son los más comunes en prácticas comerciales.

Tipos de empaques al azar: Históricamente hay tres generaciones de evolución en empaques al azar:

La primera generación (1907 a los años 50) constaba de dos tipos simples, los anillos Rasching, las monturas Berl y los anillos Lessig, que fueron los ancestros de los modernos empaques estructurados. Estos empaques han sido reemplazados por empaques más modernos y raramente son usados en la práctica moderna de destilación.

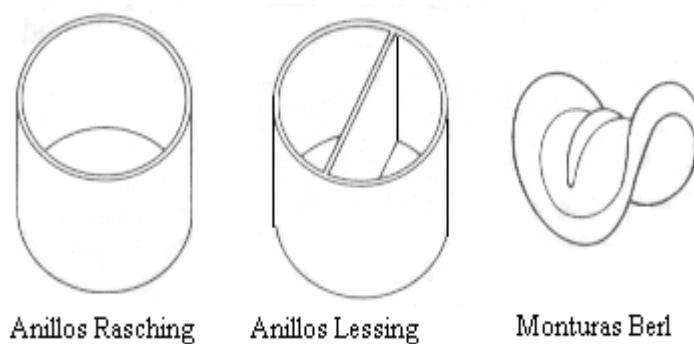


Figura 3. Empaques de primera generación

La segunda generación (desde los últimos años 50 a los primeros años 70) se produjo dos geometrías populares; los anillos Pall, los cuales evolucionaron desde los anillos Rasching, y las monturas Intalox, las cuales evolucionaron desde las monturas Berl. Esta segunda generación de empaques es todavía popular y extensivamente usada en prácticas modernas de destilación.

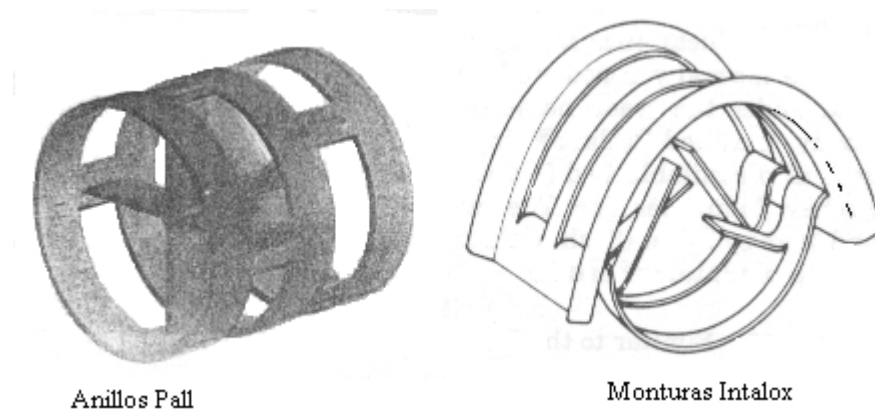


Figura 4. Empaques de segunda generación

La tercera generación (desde la mitad de los años 70 a la actualidad) ha producido una multitud de geometrías, la mayoría de las cuales han evolucionado a partir de las monturas Intalox y anillos Pall.

2.6.3.2. Empaques estructurados o arreglados: Estos se hacen en capas de malla de alambre u hojas corrugadas. Secciones o partes de estos empaques son colocados dentro de la columna. Los empaques estructurados son menos comerciales, pero su mercado ha crecido rápidamente en la última década.

Los empaques estructurados comenzaron a usarse desde los primeros años de la década del 40. Los primeros empaques estructurados, tales como el Panapak se apreció el efecto de la mala distribución de líquido. La primera generación de empaques estructurados raramente se usa en nuestros días.

La segunda generación de empaques estructurados viene desde los últimos años de la década del 50, tienen una alta eficiencia y son los empaques de malla de alambre tal como el Goodloe, Hyperfit y la Koch-Sulzer., su baja caída de presión es su principal ventaja.

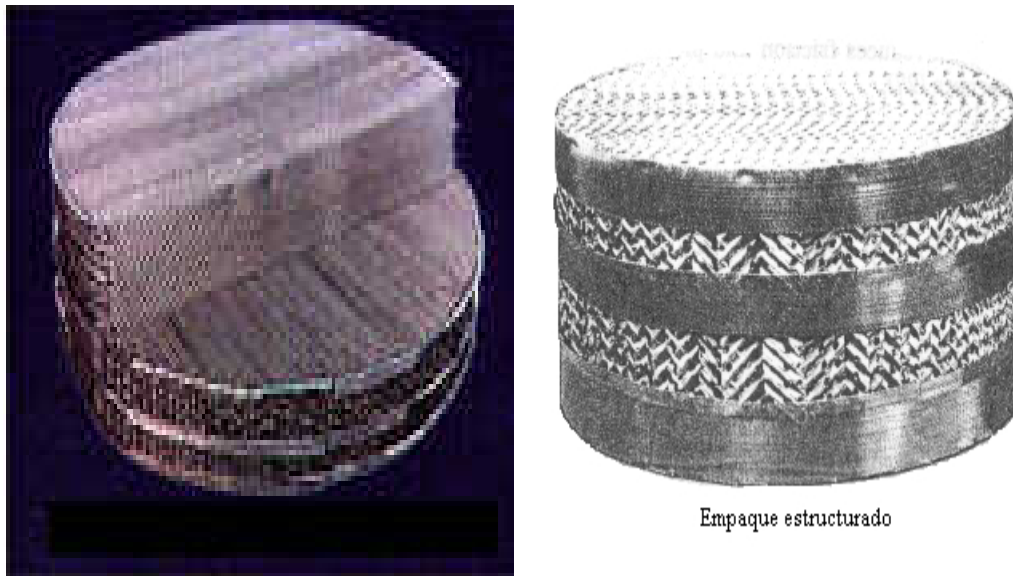


Figura 5. Empaque de láminas corrugadas

Los empaques de láminas corrugadas, introducidos primero por la Sulzer en los últimos años de la década de 1970, iniciaron una tercera generación de empaques estructurados. Con una alta capacidad, bajo costo y baja sensibilidad a los sólidos suspendidos, lo cual le permite una alta eficiencia.

2.6.3.3. Parrillas: Estas también son colocadas sistemáticamente dentro de la columna. Las aplicaciones de las parrillas están limitadas principalmente a servicios de transferencia de calor y lavado y/o donde se requieran altas resistencias a las incrustaciones.

2.6.4 Material empacante utilizado en torres contactoras: El material empacante es el corazón de la torre, aporta el área sobre la cual el líquido fluye y en donde ocurre la transferencia de masa, también representa el mayor costo en la construcción de una torre. La mayoría son hechos de termoplásticos de alta densidad (polietileno y polipropileno), pero en algunos casos se utiliza también porcelana y materiales metálicos. Sus dimensiones generalmente están en un rango de 0.6 a 10 cm. (0.25 a 4 in).

2.6.4.1 Metales: Empaques de acero al carbono son usualmente la primera elección para servicios con fluidos no corrosivos. Comparados a cerámica y plásticos, estos normalmente ofrecen alta capacidad y eficiencia, y un amplio rango de geometrías, y son resistentes a la compresión. Para servicios con fluidos corrosivos se recomienda el acero inoxidable.

2.6.4.2 Cerámica: Los empaques de cerámica han declinado su popularidad. Comparados a los plásticos, los empaques de cerámica son rompibles, tienen baja capacidad y no están disponibles en muchas de las geometrías populares. Los empaques de cerámica son frecuentemente especificados en operaciones donde se pueda aprovechar su alta resistencia a los ataques químicos y altas temperaturas como el caso de absorción de ácido sulfúrico.

2.6.4.3 Plásticos: El polipropileno es barato y es el más popular cuando la temperatura no exceda los 250 °F. Otros plásticos se pueden usar para altas temperaturas, pero estos tienden a ser más costosos

2.6.5 Tamaño del empaque: En general el tamaño más grande de empaque que es conveniente para el tamaño de columna que debe usarse, es de 50 mm. Pequeños tamaños son apreciablemente más caros que los tamaños grandes. Por sobre los 50 mm el menor costo por metro cúbico normalmente no compensa la baja eficiencia de transferencia de masa. Uso de grandes tamaños en pequeñas columnas puede causar una mala distribución de líquido.

Los rangos de tamaño recomendados son:

TABLA 3. RECOMENDACIONES DE TAMAÑOS DE DIÁMETROS PARA SELECCIONAR TAMAÑO DEL EMPAQUE

DIAMETRO DE LA COLUMNA	TAMAÑO DEL EMPAQUE A USAR
< 0.3 m (1 pie)	<25 mm (1 pulg.)
0.3 a 0.9 m (1 a 3 pies)	15 a 38 mm (1 a 1.5 pulg.)
> 0.9 m	50 a 75 mm (2 a 3 pulg.)

2.6.6 Distribución de los empaques dentro de la columna: la distribución de los empaques puede ser de dos tipos: aleatoria o regular.

- **Distribución aleatoria:** en esta distribución los empaques simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y de dejan hacer de manera aleatoria; con el fin de prevenir la ruptura de empaques de cerámica o carbón, la torre debe llenarse inicialmente con agua para disminuir la velocidad de caída.
- **Distribución regular:** Esta distribución ofrece la ventaja de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa. Existe gran variedad de estos empaques tales como los platos de contracorriente, rejillas, láminas dobladas, arreglos de gasa metálica etc.

2.6.7 Distribución del gas en una torre empacada: La distribución uniforme del gas a través del lecho es muy importante para lograr una alta remoción de vapor de agua, esto es logrado si se diseñan correctamente las bandejas de apoyo que sostienen el material empacante en el lecho. Las bandejas de apoyo son esencialmente mallas metálicas que soportan el peso de los empaques mientras permiten el flujo del gas hacia el lecho.

2.6.8 Distribución del líquido en una torre empacada: El éxito de la absorción radica en un buen contacto entre las corrientes de líquido y gas, ningún material empacante distribuirá el líquido por toda la torre por si solo, pues el líquido tenderá a bajar a través del lecho por el camino mas corto que encuentre, para evitar esto el líquido debe ser distribuido en varias secciones de la torre desde antes de ponerse en contacto con el lecho.

Una vez el líquido sea distribuido fluirá por la fuerza de la gravedad siguiendo la trayectoria de menor resistencia. El líquido tenderá a fluir hacia la pared de la torre donde el espacio disponible para el flujo es mayor que en el centro, luego que el líquido toque la pared seguirá en línea recta hasta la parte mas baja del lecho. Existe una forma para distribuir el flujo del líquido desde la pared de la torre hacia el centro y es el uso de redistribuidores de líquido, con embudos de líquido de vuelta sobre toda la superficie de empacamiento, la distribución recomendada para los redistribuidores de flujo es en intervalos de 3 m o cada 5 diámetros de la torre.

El líquido puede ser distribuido sobre el lecho por uno de los siguientes dispositivos: distribuidor del líquido de represa de tina (Trough and weir liquid distributor), distribuidor de líquido de tubos perforados (spray).

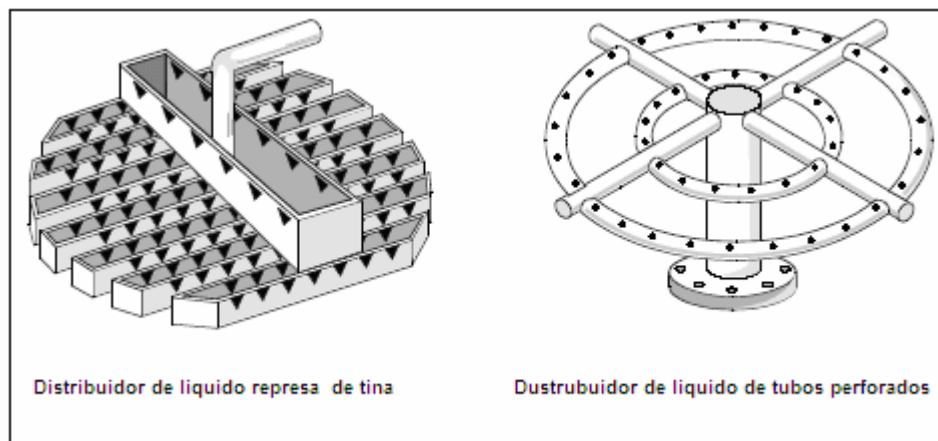


Figura 6. Distribuidores de líquido

En el distribuidor del líquido de represa de tina el líquido es introducido en una bebedero con huecos en el tope, el líquido llena la bebedero y se derrama sobre el empaque. Este dispositivo por ser abierto tiene la ventaja de no formar taponamiento, sin embargo cuando se instala se debe instalar en el nivel adecuado para que genera una distribución regular.

Los tubos perforados dan una muy buena distribución pero son muy susceptibles a taponamiento si existe algún contaminante en el líquido. Los tubos perforados son usualmente enterrados dentro del lecho, así se permite al líquido saliente de los huecos sea distribuido dentro de el lecho sin ser soplado contra la pared de la torre. Enterrar el tubo perforado también permite que el tubo actúe como un separador del flujo en contra corriente en lo alto de la torre. Las torres empacadas diseñadas con estos distribuidores, operan mejor con pocos pero grandes huecos que con muchos y pequeños. Grandes huecos son menos susceptibles a taponamiento, los huecos pequeños producen un spray mas fino pero esto no es muy necesario en una torre empacada porque la colección de los contaminantes ocurre en un lecho bien mojado y un fino spray puede no mojar muy bien la superficie.

2.6.9 Variables que afectan la eficiencia de absorción en una torre empacada: la solubilidad de los contaminantes en estado gaseoso (en este caso el agua) en el líquido desecante (glicol) pero además de esta hay otras variables que afectan el proceso como lo son:

- **Velocidad del gas:** es un factor que determina el tamaño de la unidad deshidratadora, es decir la torre debe ser diseñada para promover una muy buena mezcla entre las dos fases, la corriente de gas no puede tener una velocidad muy alta porque puede causar problemas de flujo en los espacios intersticiales.

- **Rata de inyección de líquido desecante:** generalmente la remoción del agua es incrementada con un incremento de la cantidad de glicol que entra a la torre; la cantidad de líquido que puede ser introducido en la torres esta limitado por las dimensiones de esta. El incremento de la cantidad de líquido desecante incrementa también los costos de operación, por lo que la cantidad de este líquido que se inyecta en la torre depende de la cantidad de la rata de gas que se va deshidratar.
- **Tamaño de los empaques:** los empaques pequeños brindan una mayor área de contacto entre los fluidos en el proceso de deshidratación, por lo tanto mejoran el proceso de absorción. Sin embargo los empaques demasiado pequeños encajan más apretadamente, lo cual disminuye el área abierta entre empaques causando un incremento de la caída presión a través del lecho empacado.
- **Altura del empacamiento:** a mayor altura del lecho empacado existe mayor área de contacto y mayor eficiencia en el proceso de absorción, sin embargo esto requiere un sistema de absorción más grande e incrementa los costos.

3. DISEÑO DE TORRES CONTACTORAS EMPACADAS

El primer paso en diseñar una torre empacada para absorción de gas es desarrollar una expresión matemática que describe el fenómeno observado. Una expresión matemática válida que represente el funcionamiento de la torre permite determinar el tamaño apropiado de esta para un sistema dado de condiciones y predecir cómo un cambio en estas afecta la eficiencia de absorción. Un número de teorías, o modelos, describen analíticamente el mecanismo de la absorción. Sin embargo, en la práctica, ningunas de estas expresiones analíticas se pueden utilizar solamente para los cálculos del diseño. Los datos experimentales o empíricos se deben también utilizar para obtener resultados confiables.

3.1 TEORIA DE LAS DOS PELICULAS O DOBLE RESISTENCIA

El modelo más ampliamente usado para describir el proceso de la absorción es el de las dos películas, o doble-resistencia, teoría propuesta primero por Whitman en 1923. El modelo de las dos películas comienza si se asume que las fases del gas y del líquido están en contacto en régimen turbulento, separado por un área de interfase. Esta suposición puede ser correcta, pero ninguna expresión matemática describe adecuadamente el transporte de una molécula con ambas fases en el movimiento turbulento. Por lo tanto, el modelo asume que existe una zona de transferencia de masa (película) de las fases gas y líquido a cualquier lado de la interfase. La zona de transferencia de masa esta conformada por dos películas, una película del gas y una película líquida en sus lados respectivos de la interfase. En estas películas se asume que existe flujo laminar, en donde el movimiento molecular ocurre por difusión, y se puede categorizar por expresiones matemáticas.

Según la teoría de las dos películas, una molécula de agua que se absorberá, debe seguir una serie de cinco pasos.

1. Emigrar a partir de la fase de gas en flujo turbulento a la película de gas
2. Difundirse a través de la película
3. Difundirse a través de la interfase
4. Difundirse a través de la película líquida
5. Mezclarse en el volumen del líquido

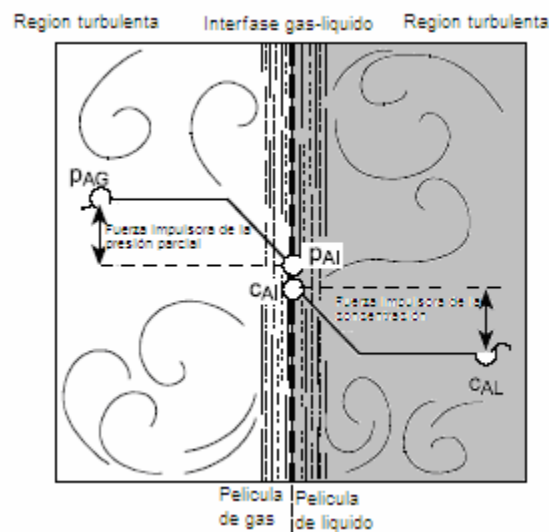


Figura 7. Esquema teoría de las dos películas

La teoría asume que una mezcla completa ocurre en la fase de turbulencia del gas y del líquido y que la interfase está en equilibrio con respecto a las moléculas del agua que se transfieren. Esto implica que toda la resistencia al movimiento ocurre cuando la molécula está difundiéndose a través de las películas del gas y del líquido para llegar al área de la interfase, de ahí el nombre de teoría de doble resistencia. La presión parcial (concentración) en la fase de gas cambia del p_{AG} en el gas a granel al p_{AI} en la interfase.

La concentración del gas es expresada por su presión parcial. Similarmente, la concentración en el líquido cambia de c_{AL} a c_{AI} en la interfase. La rata de

transferencia de masa a partir de una fase a la otra entonces es igual a la cantidad de la moléculas A transferidas multiplicada por la resistencia encontrada en la difusión a través de las películas.

$$N_A = k_g \left(p_{AG} - p_{AI} \right) \quad (1)$$

$$N_A = k_l \left(c_{AI} - c_{AL} \right) \quad (2)$$

Donde:

N_A = Rata de transferencia del componente A $\frac{g - mol}{h * m^2}$,

$$\left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2} \right)$$

k_g = Coeficiente de transferencia de masa para una película de gas,

$$\frac{g - mol}{h * m^2 * Pa} \left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2 * atm} \right)$$

k_l = Coeficiente de transferencia de masa para una película de

$$\text{líquido, } \frac{g - mol}{h * m^2 * Pa} \left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2 * atm} \right)$$

p_{AG} = Presión parcial del soluto A en el gas

p_{AI} = Presión parcial del soluto A en la interfase

c_{AI} = Concentración del soluto A en la interfase

c_{AL} = Concentración del soluto A en el líquido

Los coeficientes de transferencia de masa k_g y el k_l representan la resistencia al flujo que el agua encuentra a través de cada película

respectivamente. Una analogía es la resistencia de un circuito al paso de corriente.

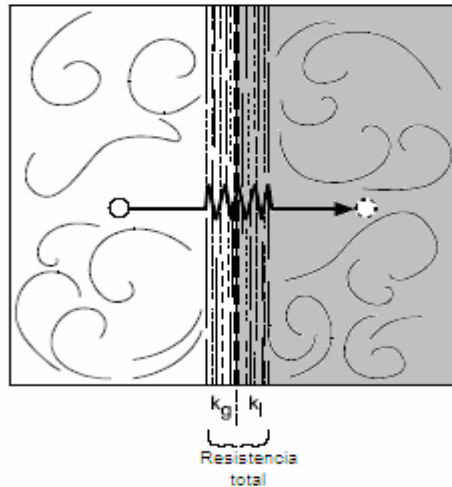


Figura 8. Esquema de la doble resistencia

Las ecuaciones 1 y 2 definen el caso general de la absorción pero en la práctica son difíciles de utilizar, puesto que es imposible medir las concentraciones, el p_{AI} y el c_{AI} de la interfase, debido a que esta es un estado ficticio usado en el modelo para representar un fenómeno observado.

Usar las concentraciones de la interfase en cálculos puede ser evitada definiendo el sistema de transferencia de masa en las condiciones de equilibrio y combinando las resistencias individuales de la película en una resistencia total del gas al líquido y viceversa. Si la línea del equilibrio es recta, el índice de la absorción es dado por las ecuaciones:

$$N_A = k_{OG} \left(p_{AG} - p_{AI}^* \right) \quad (3)$$

$$N_A = k_{OL} \left(c_{AI}^* - c_{AL} \right) \quad (4)$$

Donde:

$$N_A = \text{Flujo de transferencia del componente A } \frac{g - mol}{h * m^2},$$

$$\left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2} \right)$$

p_A^* = Presión parcial de equilibrio del soluto A, a condiciones de operación

c_A^* = Concentración de equilibrio del soluto A, a condiciones de operación

K_{OG} = Coeficiente de transferencia de masa global para la fase de gas, $\frac{g - mol}{h * m^2 * Pa} \left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2 * atm} \right)$

K_{OL} = Coeficiente de transferencia de masa global para la fase de líquido, $\frac{g - mol}{h * m^2 * Pa} \left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2 * atm} \right)$

p_{AG} = Presión parcial del soluto A en el gas

c_{AL} = Concentración del soluto A en el líquido

Un hecho importante referente a ecuaciones 3 y 4 es que imponen un límite superior ante la cantidad de soluto que puede ser absorbida. El índice de la transferencia total depende de la concentración de salida del equilibrio en o

el gas $\left(p_{AG} - p_{AI}^* \right)$ o líquido $\left(c_{AI}^* - c_{AL} \right)$ Cuanto más grandes estas diferencias de la concentración son, mayor es el índice de la transferencia.

Si el equilibrio se alcanza siempre $\left(p_{AG} = p_A^* \right)$ y $\left(c_{AL} = c_A^* \right)$ la absorción para y ninguna transferencia neta ocurre. Así, las concentraciones del equilibrio determinan la cantidad máxima de soluto que se absorba. En el equilibrio los coeficientes totales de transferencia de masa son relacionados con los coeficientes individuales por las ecuaciones:

$$\frac{1}{K_{OG}} = \frac{1}{k_g} + \frac{H'}{k_l} \quad (5)$$

$$\frac{1}{K_{OL}} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{H'k_g} \quad (6)$$

H' Es la constante de la ley de Henry (la cuesta del equilibrio). Las ecuaciones 5 y 6 son útiles en la determinación de qué fase controla el índice de la absorción. De la ecuación 5, si H' es muy pequeño (significa que el gas es muy soluble en el líquido), entonces $K_{OG} = k_g$, y la absorción es controlada por la película de gas. Inversamente, si un gas de solubilidad baja, H' es grande, y de la ecuación 6 $K_{OL} = k_l$. Y la absorción es controlada por la película de líquido.

3.2 BALANCE DE MATERIALES

Al diseñar un sistema de control de la absorción, la primera tarea es determinar los caudales y la composición de cada corriente que entra a dicho sistema. De la ley de la conservación de la masa, el material que entra a un proceso debe acumularse o salir. Es decir "lo que entra debe salir." Las ayudas de un balance de materia determinan caudales y las composiciones de corrientes individuales. La figura 9 ilustra el balance material para un típico sistema de absorción en contra corriente.

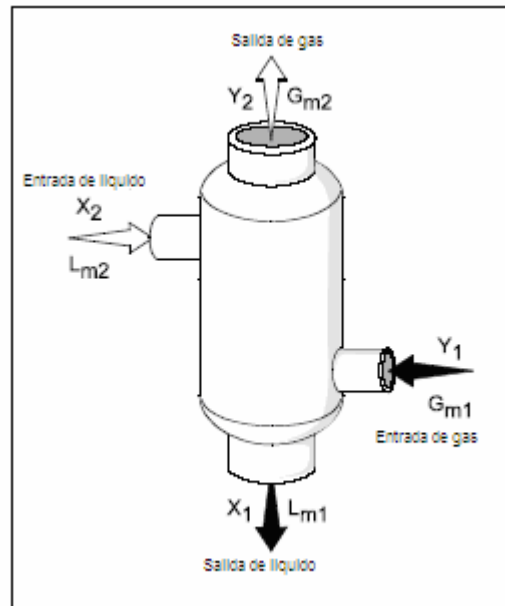


Figura 9. Esquema del balance de materia

El siguiente procedimiento establece el balance de materia que determina el caudal del líquido que se centrará en un patrón gaseoso a contracorriente. Éste es el patrón más común del flujo usado para alcanzar la absorción del gas.

X = Fracción molar de soluto en líquido puro

Y = Fracción molar de soluto en gas inerte

L_m = Proporción de flujo de moles de líquido, $g - mol/h$ ($lb - mol/hr$)

G_m = Proporción de flujo de moles de gas, $g - mol/h$ ($lb - mol/hr$)

Los trabajos de ingeniería usualmente son hechos sobre una base libre de soluto (X , Y) lo que significa que no se considera la cantidad de agente contaminador que es transferido del gas al líquido. Esto hace los cálculos del balance material más fáciles porque no tenemos que continuamente explicar el cambio en la masa del agente contaminador, o del líquido mientras que

está ganando el agente contaminador. La base libre de soluto se define en ecuaciones 7 y 8.

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad (7)$$

$$X = \frac{x}{1-x} \quad (8)$$

El balance de materia en el sistema es:

$$lb - mol(entrada) = lb - mol(salida)$$

$$G_m(entrada) + L_m(entrada) = G_m(salida) + L_m(salida) \quad (9)$$

Por conveniencia el tope de la torre se demonima el punto 2 y el fondo punto 1:

$$G_{m1} + L_{m2} = G_{m2} + L_{m1} \quad (10)$$

Y un balance de masa para el agua o agente contaminante:

$$G_{m1}Y_1 + L_{m2}X_2 = G_{m2}Y_2 + L_{m1}X_1 \quad (11)$$

La ecuación se puede simplificar si se asume que las corrientes del gas y del líquido atraviesan el amortiguador son las mismas a la entrada y a la salida, es decir que su masa total no cambia apreciable $G_{m1} = G_{m2}$ y $L_{m1} = L_{m2}$. Puesto que el caudal total del agente contaminador es muy pequeño comparado a los caudales totales del líquido y del gas.

$$G_m(Y_1 - Y_2) = L_m(X_1 - X_2) \quad (12)$$

Reordenando esta ecuación:

$$Y_1 - Y_2 = \frac{L_m}{G_m}(X_1 - X_2) \quad (13)$$

Esta es la ecuación de una línea recta, cuando esta línea se traza en un diagrama del equilibrio, se refiere a una línea de funcionamiento. Esta línea define las condiciones de funcionamiento dentro del absorbedor. Un diagrama del equilibrio con una línea típica de funcionamiento trazada en que se muestra en la figura 10.

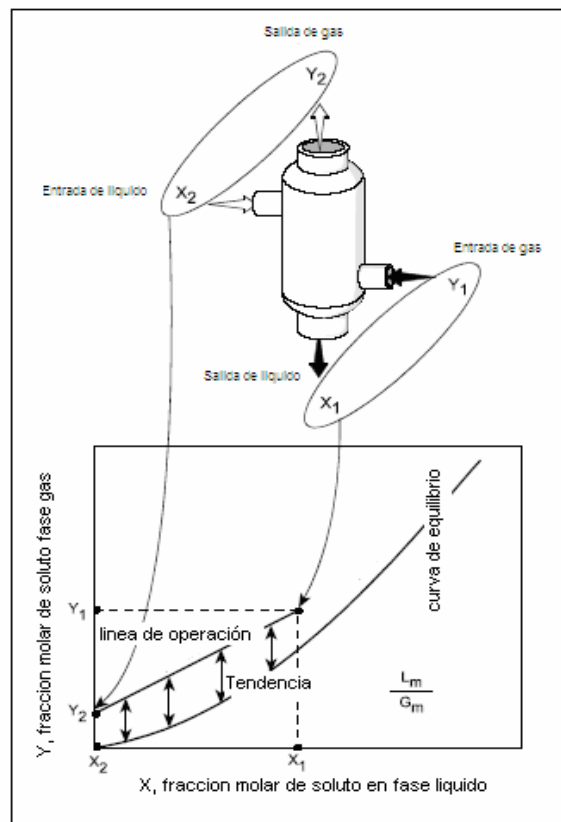


Figura 10. Diagrama de equilibrio

3.3 DIMENSIONAMIENTO DE TORRES EMPACADAS

El principal parámetro que afecta el tamaño de una columna empacada es la velocidad del gas a la cual las partículas líquidas son arrastradas en la corriente del gas que sale. Disminuyendo el diámetro de la columna, el caudal del gas (m/s o ft/s) a través de la columna aumentará, si este caudal se aumenta gradualmente (usando columnas más pequeñas y diámetros más pequeños), un punto será alcanzado donde el líquido que fluye abajo sobre el empaque comienza a ser sostenido en los espacios vacíos entre el este. Este punto se conoce como punto de recargo. La caída de presión en la columna comienza a aumentar y el grado de mezcla entre las fases disminuye. Un aumento posterior en velocidad del gas hará que el líquido llene totalmente los espacios vacíos en los empaques.

El líquido forma una capa sobre la tapa del empaque e impide que más líquido fluya a través de la torre. La Caída de presión aumenta substancialmente, y la mezcla entre las fases es mínima. Esta condición es llamada *inundación*, y la velocidad del gas en la cual ocurre es la *velocidad de inundación*. Usar una torre de gran diámetro eliminaría este problema. Sin embargo un diámetro grande significa mayores costos, por lo que es necesario primero estudiar la posibilidad de diseñar una torre de diámetro adecuado y manejar las demás variables de operación para evitar que se alcance el punto de recargo.

3.3.1 Diámetro de la torre: Normalmente se dimensiona un diámetro para funcionar a una velocidad del gas menor a la velocidad de inundación. Un rango de operación típico para la velocidad del gas a través de las columnas es del 50 al 75% de la velocidad de la inundación. Se asume que, funcionando en este rango, la velocidad del gas también estará debajo del punto de recargo.

Un procedimiento común y relativamente simple para estimar la velocidad de inundación (así, fijando un diámetro mínimo de la columna) es utilizar una correlación generalizada de la caída de presión y la velocidad de inundación. Para una torre empacada es usada la correlación de Sherwood, mostrada en la figura 9 (Calvert et al. 1972). La gráfica fue desarrollada de los datos experimentales, sabiendo las características físicas de las corrientes del gas y del líquido y las características de los empaques de la torre. En la gráfica, los términos y las unidades se deben utilizar según se presentan puesto que las relaciones se basan en datos empíricos. El eje de "X" (o la abscisa) es una función de las características físicas de las corrientes del gas y del líquido. El eje de "Y" (ordenada), es también una función de las características del gas y del líquido como los empaques utilizados.

El gráfico se utiliza para predecir las condiciones a las que la inundación ocurre. Puesto que la inundación es una condición de funcionamiento inaceptable, éste fija un diámetro mínimo de la torre para un sistema dado de condiciones de gas y líquido, sabiendo el diámetro inaceptable mínimo, un diámetro más grande, de funcionamiento puede ser especificado.

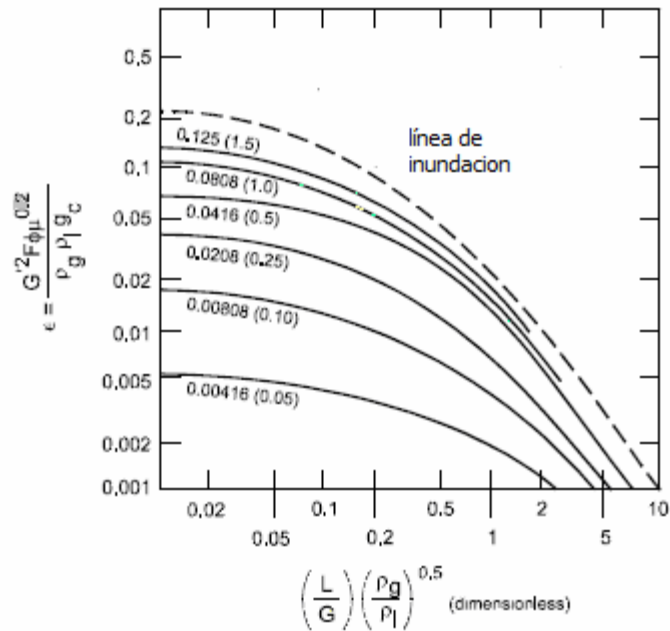


Figura 11. Gráfica de la correlación de Sherwood generalizada para inundación y caída de presión en columnas de relleno. El parámetro de las curvas es caída de presión en pulgadas de agua/pies de altura de relleno.

El procedimiento para determinar el diámetro de la torre es el siguiente

1. Calcular el valor de la abcisa

$$abscissa = \left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} = \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} \quad (14)$$

Donde L y G (flujo masico del gas y del glicol)

2. Ubicar en el eje x el punto y hallar el valor de ϵ en la línea de inundación

3. reordenar la ecuación y calcula G'

$$G' = \left[\frac{(\varepsilon)(\rho_g)(\rho_l)(g_c)}{F\phi\mu_1^{0.2}} \right]^{0.5} = \frac{G_y^2 F_p \mu_x^{0.1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y} \quad (15)$$

Donde

G' : flujo másico de gas por unidad transversal de área de Columna

$$\frac{g}{s} * m^2 \left(\frac{lb}{sec} * ft^2 \right)$$

$$\rho_g = \text{Densidad de la corriente de gas, } \frac{kg}{m^3} \left(\frac{lb}{ft^3} \right)$$

$$\rho_l = \text{Densidad de la corriente de líquido absorbido, } \frac{kg}{m^3} \left(\frac{lb}{ft^3} \right)$$

$$g_c = \text{Constante gravitacional, } 9.82 \frac{m}{s^2} \left(32.2 \frac{ft}{sec^2} \right)$$

F = Factor de condensado dado en la tabla 4 para diferentes tipos de empaques

ϕ = Radio de gravedad específica del scrubbing líquido al del agua

μ_1 = Viscosidad del líquido

4. Calcular G' a condiciones de operación

$$G'_{operando} = (f)(G'_{inundado}) \quad (16)$$

f = porcentaje de velocidad inundación, 50 o 75 generalmente

5. Calcular el área transversal de la columna

$$A = \frac{G}{G'_{operando}} \quad (17)$$

6. Calcular el diámetro de la columna de la siguiente ecuación

$$d_t = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = 1.13A^{0.5} \quad (18)$$

TABLA 4. FACTORES DE CONDENSADOS PARA LOS DIFERENTES TIPOS DE EMPAQUES.

TIPO Y MATERIAL DEL EMPAQUE	DIAMETRO NOMINAL DEL EMPAQUE								
	1/4"	1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	3"	
Montura Intalox – Cerámica	600	265	130	98	-	52	40	-	
Anillos Raschig – Cerámica	1000	640	255	160	125	95	65	-	
Monturas Berl – Cerámica	900	380	170	110	-	65	45	-	
Anillos Pall – Plástico	-	-	-	52	-	32	25	-	
Anillo Pall – Metal	-	-	-	48	-	28	20	-	
Anillos Raschig – Metal (1/32" esp.)	700	300	185	115	-	-	-	-	
Anillos Raschig – Metal (1/16" esp.)	-	340	230	145	110	83	57	32	
Anillos Raschig – Metal (1/16" esp.)	-	-	-	-	-	-	-	38	

3.3.2 Altura de las torres empacadas: La altura de una columna empacada se refiere a la profundidad del material empacante necesitado para lograr la eficacia requerida de absorción. En Cuanto más difícil sea la separación, una altura de lecho mayor es requerida. La determinación de la altura apropiada del lecho es importante puesto que afecta la tasa y la eficacia de la absorción.

Un número de ecuaciones teóricas se utilizan para predecir la altura requerida en el lecho empacado. Estas ecuaciones se basan en principios de

la difusión. Dependiendo qué fase está controlando el proceso de absorción, cualquiera de las ecuaciones 3 y 4 pueden ser utilizadas como el punto de partida para derivar una ecuación para predecir altura de la columna. Un balance material entonces se establece sobre una sección diferencial (altura) de la columna.

La forma general de la ecuación de diseño esta dada por:

$$Z = \frac{G}{K_{OG} a P} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(1-Y)(Y-Y^*)} \quad (19)$$

Donde:

Z = Altura del condensado, m

G = Flujo másico de gas por unidad transversal de área de Columna

$$\frac{g}{s * m^2} \left(\frac{lb}{sec * ft^2} \right)$$

K_{OG} = Coeficiente de transferencia de masa global para la fase de

$$\text{gas, } \frac{g - mol}{h * m^2 * Pa} \left(\frac{lb - mol}{hr * ft^2 * atm} \right)$$

a = Área interfacial en contacto, m^2

P = Presión del sistema, kPa

Y_1 = Corriente de entrada de la concentración de gas contaminante

Y_2 = Corriente de salida de la concentración de gas contaminante

Y^* = Concentración del contaminante en el gas en equilibrio

Al analizar la ecuación 19, el término $\frac{G}{K_{OG} a P}$ tiene unidades de metros y se

define como la altura de una unidad de la transferencia. El término dentro del integral es adimensional y representa el número total de las unidades de

transferencia necesarias en la altura total del lecho. Usando el concepto de las unidades de la transferencia, la ecuación se puede simplificar:

$$Z = HTU * NTU \quad (20)$$

Donde:

$Z =$ Altura del condensado, m

$HTU =$ Altura de una unidad de transferencia, m

$NTU =$ Numero de unidad de transferencia, m

El concepto de una unidad de la transferencia viene de las asunciones usadas en derivar la ecuación numero (20). Estas asunciones son: (1) que el proceso de la absorción está realizado en una serie de contactos, o etapas, y (2) que las corrientes que salen de estas etapas están en equilibrio una con otra. Las etapas se pueden visualizar como la altura de una unidad individual de transferencia y la altura total de la torre son igual al número de las unidades de transferencia por la altura de cada unidad. Aunque una columna empacada funciona como un proceso continuo de la separación (contactor diferenciado), en terminología del diseño se trata como secciones discretas (unidades de la transferencia) para realizar un balance de masa alrededor de una subdivisión pequeña de la torre. El número y la altura de una unidad de la transferencia se basan en la fase gas o la fase líquida. La ecuación 21 ahora se convierte:

$$Z = N_{OG}H_{OG} = N_{OL}H_{OL} \quad (21)$$

Donde:

$Z =$ Altura del condensado, m

N_{OG} = Numero de unidades básicas de transferencia en un coeficiente global de gas, K_{OG}

N_{OL} = Numero de unidades básicas de transferencia en un coeficiente global de líquido, K_{OL}

H_{OG} = Altura de una unidad básica de transferencia en un coeficiente global de gas, m

H_{OL} = Altura de una unidad básica de transferencia en un coeficiente global de líquido, m

El número de las unidades de la transferencia, NTU, se puede obtener de manera experimental o calcular de una variedad de métodos. Para el caso donde la concentración de soluto es muy baja y la línea del equilibrio es recta, la ecuación 23 se puede utilizar para determinar el número de las unidades de la transferencia N_{OG} basada en la resistencia de la fase gaseosa. La ecuación 22 se puede derivar de la porción integral de la ecuación 21.

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \right) \left(1 - \frac{mG_m}{L_m} \right) + \frac{mG_m}{L_m} \right]}{1 - \frac{mG_m}{L_m}} \quad (22)$$

Donde:

N_{OG} = Numero de unidades básicas de transferencia en un coeficiente global de gas, K_{OG}

Y_1 = Fracción molar de soluto del gas de entrada

Y_2 = Fracción molar de soluto en el gas existente

m = Pendiente de la línea de equilibrio

X_2 = Fracción molar de soluto entrando a la columna

$G_m =$ Proporción de flujo molar de gas, $kg - mol/h$

$L_m =$ Proporción de flujo molar de líquido, $kg - mol/h$

La ecuación 22 se puede solucionar directamente o gráficamente usando el diagrama de Colburn, que se presenta en la figura 12. El diagrama de

Colburn es un diagrama del N_{OG} contra $\ln\left[\left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2}\right)\right]$ en los varios valores

de $\left(\frac{mG_m}{L_m}\right)$. El término $\left(\frac{mG_m}{L_m}\right)$ se refiere como el factor de absorción. Al

usar la figura 12, primero compute el valor de $\ln\left[\left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2}\right)\right]$; siguiente leído

encima del gráfico a la línea que corresponde a $\left(\frac{mG_m}{L_m}\right)$, y después leído a

través para obtener el N_{OG} .

La ecuación 22 se puede simplificar más a fondo para las situaciones donde ocurre una reacción química o si el soluto es extremadamente soluble. En estos casos, el soluto no exhibe casi ninguna presión parcial; por lo tanto, la cuesta de la línea del equilibrio se acerca a cero. Para cualquiera de estos casos, la ecuación 22 se reduce a la ecuación 23.

$$N_{OG} = \ln \frac{Y_1}{Y_2} \quad (23)$$

El número de las unidades de la transferencia depende solamente de la concentración de la entrada y salida del soluto. Por ejemplo, si las condiciones de la ecuación 23 se resuelven, la realización del retiro del 90% de cualquier agente contaminador requiere 2.3 unidades de la transferencia. La ecuación 23 se aplica solamente cuando la línea del equilibrio es recta y

los acercamientos a cero de la cuesta (para los gases muy solubles o reactivos).

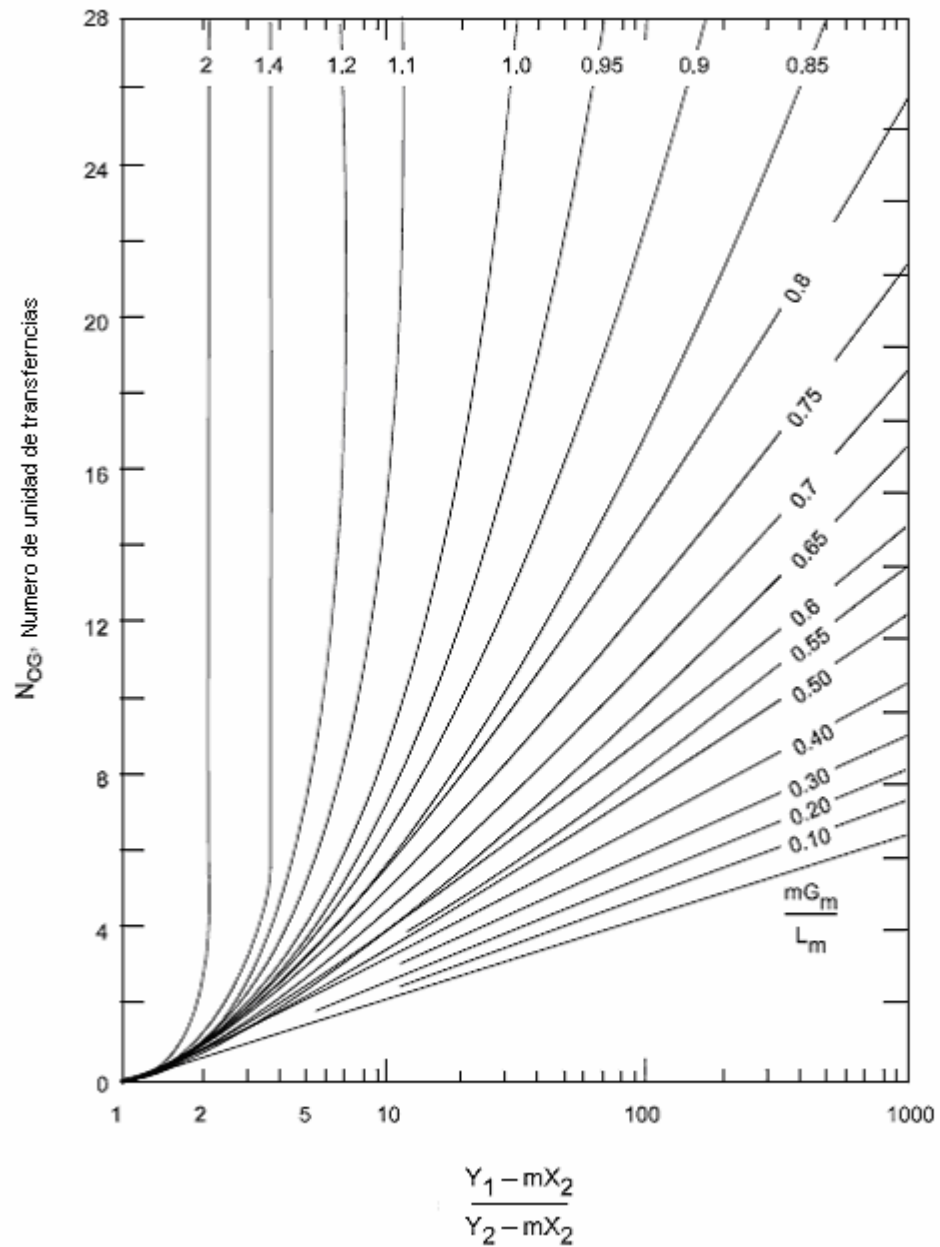


Figura 12. Diagrama de Colburn

Los valores para la altura de una unidad de la transferencia usada en diseñar sistemas de la absorción se obtienen generalmente de datos experimentales. Para asegurar la exactitud más grande, los vendedores del equipo de la absorción realizan normalmente estudios de la planta experimental para determinar el HTU. Para los sistemas comunes de la absorción, tales como NH_3 y agua, los fabricantes han desarrollado los gráficos para HTU que estimaba. Estos gráficos no proporcionan la exactitud de los datos de la planta experimental, sino son menos costosos y más fáciles utilizar. En la figura 11, el caudal líquido superficial se traza contra el H_{OG} con la tarifa superficial del gas como parámetro. Para un caudal líquido dado, la altura de una unidad de la transferencia para los Tellerettes de 1 pulgada es menos que eso para los anillos de Raschig de 1-1/2 pulgadas. Por lo tanto, un sistema necesitaría menos empaques de Tellerette para lograr el mismo retiro. Para este ejemplo los Tellerettes serían más eficientes.

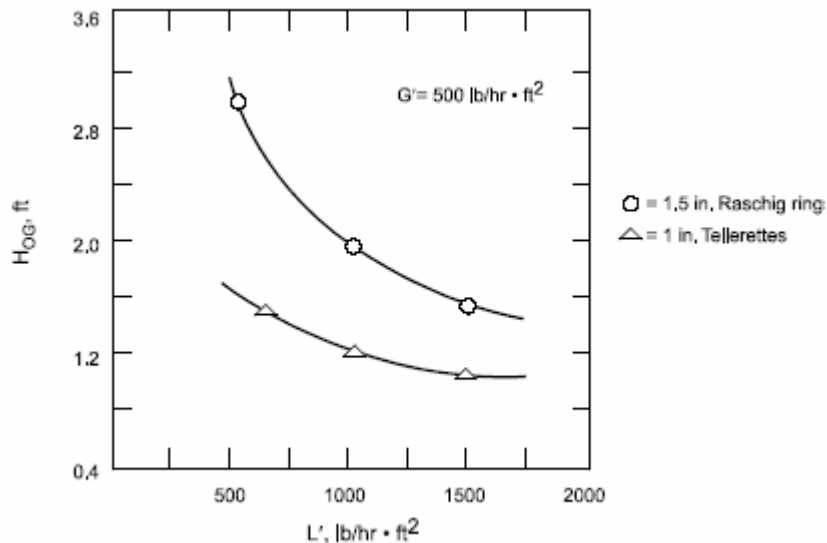


Figura 13. Grafico comparativos entre la eficiencia para el caudal de líquido para los empaques Raschig ring y Telleretes.

Cuando no hay datos experimentales disponibles, o si solamente una estimación preliminar de la eficacia de la torre es necesaria, las correlaciones

generalizadas están disponibles para predecir la altura de una unidad de transferencia.

3.3.3 Criterios de selección de los empaques: No existen criterios absolutos para decidir el empaque más conveniente para un servicio específico, este está definido por su tipo, tamaño nominal y material de construcción, es importante centrarse en el análisis del servicio que pueden ofrecer algunos empaques, y pueda decidirse sobre el que optimizaría un diseño.

Los puntos que se deben considerar para seleccionar un empaque para un servicio dado son:

- **Resistencia química:** Los más resistentes químicamente son los hechos de porcelana química, cerámica química (chemical stoneware) y plástico. Para algunos servicios son más resistentes los metálicos. Una limitación importante de los plásticos es su temperatura de reblandecimiento.
- **Esfuerzo estructural admisible:** no es un problema importante porque en la práctica industrial es común diseñar las torres empacadas con lechos de altura máxima de 20 pies, seccionándose el lecho calculado las veces necesarias, para que se cumplan las especificaciones anteriores y de redistribución de líquido. Todos los empaques comerciales están diseñados para soportar el esfuerzo estático y dinámico desarrollado por un lecho de 20 pies de altura del mismo empaque, en las operaciones más usuales de la industria química y petroquímica; los empaques metálicos resisten esfuerzos mayores.

- **Capacidad para conducción de fluidos:** La capacidad de conducción de fluidos se incrementa en el siguiente orden: anillos Raschig, monturas Berl, monturas Intalox, anillos perforados, anillos Pall y anillos Hy-Pak. La capacidad de cada tipo de empaque aumenta con el tamaño nominal. El factor de empaque es una medida de la capacidad de conducción, aumentando ésta al disminuir el anterior. Ver Tabla 5.

TABLA 5. CARACTERÍSTICAS DE RELLENOS PARA TORRES

Tipo	Material	Tamaño Nominal Pulg.	Densidad Global, lb./pie ³	Área Total, pe ² /pie ³	Porosidad	F _p	f _p
Monturas Berl	Cerámica	½	54	142	0.62	240	1.58
		1	45	76	0.68	110	1.36
		1 ^{1/2}	40	46	0.71	65	1.07
Monturas Intalox	Cerámica	½	46	190	0.71	200	2.27
		1	42	78	0.73	92	1.54
		1 ^{1/2}	39	59	0.76	52	1.18
		2	38	36	0.76	40	1.0
Anillos Raschig	Cerámica	½	55	112	0.64	580	1.52
		1	42	58	0.74	155	1.36
		1 ^{1/2}	43	37	0.73	95	1.0
		2	41	28	0.74	65	0.92
Anillos Pall	Acero	1	30	63	0.94	48	1.54
		1 ^{1/2}	24	39	0.95	28	1.36
		2	22	31	0.96	20	1.09
	Polipropileno	1	5.5	63	0.90	52	1.36
		1 ^{1/2}	4.8	39	0.91	40	1.18
Tellerettes		1	7.5	55	0.87	40	-
		2	3.9	38	0.93	20	-
		3	5.0	30	0.92	15	-

- **Eficiencia:** La eficiencia para la transferencia de masa se incrementa en el siguiente orden: anillos Raschig, monturas Berl, monturas Intalox, anillos Pall y anillos Hy-Pak. La eficiencia de cada tipo de empaque aumenta al disminuir el tamaño nominal; a escala industrial

no se logran incrementos substanciales en la eficiencia usando empaques menores a 3/4 de pulgada (pero sí se incrementa el costo).

La selección inicial del tamaño (o tamaños) nominal(es) de los tipos de empaques a probar para el diseño final, se puede hacer con base en el diámetro que se espera tenga la torre según la siguiente tabla (tabla 6).

TABLA 6. TAMAÑO RECOMENDADO DE EMPAQUE.

TIPO DE EMPAQUE	DIÁMETRO DE LA TORRE (pies)				
	1.0	2.0	3.0	4.0	5.0
Anillos Raschig	0.5	0.75	1.0	1.5	2.0
Sillas Intalox	0.75	1.5	2.0	2.0	2.0
Pall Rings	1.0	1.5	2.0	2.0	2.0

TABLA 7. RELACIÓN ENTRE LOS TAMAÑOS NOMINALES DE EMPAQUES Y EL DIÁMETRO ESPERADO DE LA TORRE.

Tamaño Nominal de Empaque (pulgadas)	Diámetro Esperado de la Torre (pies)
Desde 3/15" hasta 1" (inclusive)	Hasta 1 pie
Desde 1" hasta 2" (inclusive)	Desde 1 hasta 3 pies
Desde 2" hasta 3" (inclusive)	Mayor de 3 pies

3.4 DISEÑO DE INTERNOS PARA TORRES EMPACADAS

El apropiado diseño de los internos de una columna empacada tiene la misma importancia que la selección propia del empaque. Los internos en estas torres son:

- **Malla de soporte:** El primer requerimiento que debe cumplir el soporte de empaque es sostener al lecho empacado. Debe tener un alto porcentaje de área libre, para que no restrinja el flujo de líquido y vapor. Lo anterior redundaría en que el plato de soporte se inunde a flujos mayores que el del empaque que sostiene.
- **Malla de retención:** Su función es evitar que las capas superiores de empaque se fluidicen durante los períodos de operación con altas caídas de presión o con flujo de vapor variable, logrando con esto, que no se rompan y no disminuya la capacidad del lecho para conducir los fluidos (o aumente la caída de presión). Este accesorio se coloca sobre el lecho de empaque.
- **Distribuidor de líquido - vapor:** En estos casos se recomienda un anillo perforado descargando hacia el casco de la columna, este impacto facilita la separación de las dos fases, usando un anillo para coleccionar el líquido y previendo el 50 % del área libre para el vapor que asciende de la zona inferior usando un cono deflector encima de los elevadores. La caída de presión a través del distribuidor debe ser alrededor de 0.25 psi.

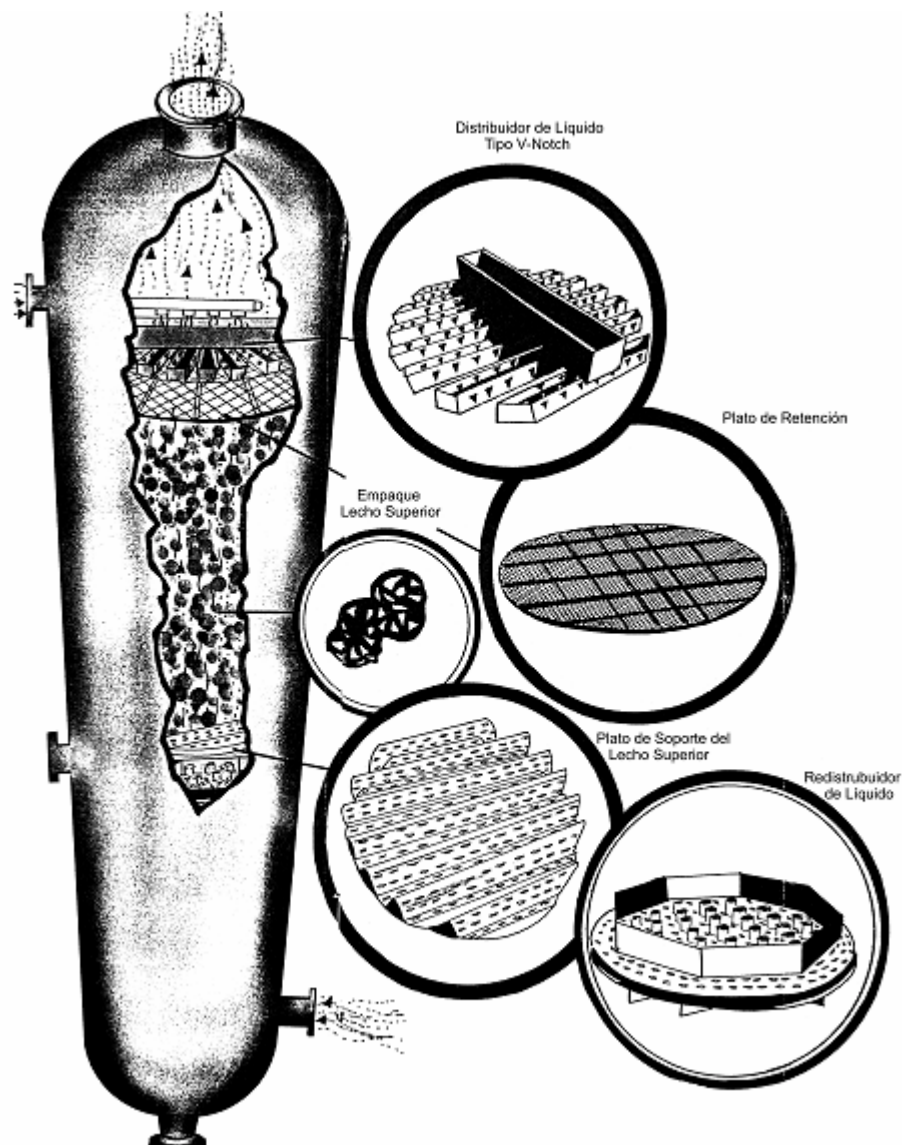


Figura 14. Torre empacada mostrando internos

- Distribuidor del líquido:** Los distribuidores de líquido se deben usar en todos aquellos lugares de una torre empacada, donde se tenga una alimentación líquida externa. En torres de absorción o agotamiento sólo se requiere de uno. Este interno se coloca en la parte superior del lecho empacado, a una distancia que depende del tipo de distribuidor usado pero que debe garantizar que toda el área transversal del empaque permanezca húmeda en toda su altura. Debe proveerse

suficiente espacio libre para el desprendimiento de gases, generalmente de 6 a 18 pulgadas.

- **Redistribuidor de líquido:** En una torre empacada al contrario de lo que sucede con los platos, se presentan serios problemas con la distribución del líquido, ya que el empaque no permite redistribuir el líquido a medida que este baje por el lecho. Una mala distribución inicial seguirá siendo mala y tenderá a volverse peor. Si el líquido se distribuye deficientemente no hay buen contacto con el vapor disminuyendo significativamente su eficiencia. Para evitar lo anterior, se debe usar un redistribuidor entre lechos. La máxima altura sin redistribución de líquido debe ser 20 pies sin importar el tipo de empaque usado. Como criterio de diseño debe considerarse lo siguiente: para los anillos Raschig, instalar un redistribuidor después de una altura equivalente a 3 diámetros de torre y de 5 a 10 diámetros para las sillas. Normalmente los anillos Raschig tienen un máximo de 10 a 15 pies de altura por sección mientras las sillas de 12 a 20 pies.
- **Distribuidor vapor:** En torres de diámetros mayores de 1 a 6 pies una pobre distribución inicial puede reducir la eficiencia del contacto y promover una inundación prematura. Existen dos formas de lograr una buena distribución. Torres que operan a alta presión (25-300 psig). Usar distribuidor de orificios con delta de presión igual a 0.25 psi para el 100 % de flujo de diseño. Para torres de baja presión, la caída de presión debe ser máximo el 10 % de la presión anticipada para el lecho, y en algunos casos debido al gran diámetro, es necesario usar dos boquillas de alimento. Debe tenerse mucha precaución con la posición de los soportes del lecho y proveer suficiente espacio debajo de la zona empacada que garantice la buena distribución.

- **Plato colector de líquido:** Se usan para coleccionar el líquido que fluye hacia abajo en una torre, permitiendo el paso de los vapores a la sección de arriba. Este tipo de colector se usa en torres empacadas, para extraer líquido y/o para redistribuir el líquido hacia una sección que se encuentre más abajo.

4. PROBLEMAS OPERACIONALES

Analizando la operación de las unidades básicas de deshidratación de gas natural con glicol (TEG) hay que tener en cuenta las principales causas o razones para el mal funcionamiento de la misma enfatizando en las torres contactoras empacadas.

Las limitaciones que se presentan con mayor frecuencia en la operación de plantas de glicol, están asociadas al equilibrio termodinámico de los equipos presentes como la temperatura del rehervidor que es la que nos determina la concentración del glicol, la temperatura del absorbedor. Además la capacidad de los equipos como la bomba de glicol, el volumen actual de gas y las condiciones físicas del absorbedor. Y por ultimo la presencia de contaminantes puede provocar taponamiento de dichos equipos.

4.1 PROBLEMAS OPERACIONALES GENERALES DE LA PLANTA DE DESHIDRATACION

Los principales problemas operacionales que ocurren con mayor frecuencia en la operación de una planta de deshidratación de gas natural con glicol, son condiciones que en general afectan el desempeño de la torre contactora empacada. Estos problemas pueden ser:

- Espuma
- Degradación del glicol
- Temperatura del glicol de absorción
- Taponamientos con sales de la columna regeneradora
- Diseño de la columna absorbedora
- Alta caída de presión y Perdida del glicol

- Ph del glicol

4.1.1 Espumas: Las espumas pueden ser generadas por la absorción de aromáticos o compuestos de azufre, por la presencia y/o arrastre de líquidos hidrocarburos y productos de corrosión llevan a una inadecuada deshidratación del gas y excesivas pérdidas de glicol. Lo recomendable para evitar este efecto es la inyección apropiada de un producto antiespumante. . El glicol no forma espumas por si mismo, las impurezas son las causantes de las espumas, especialmente a baja temperatura.

Otros causantes de la espuma son: Los sólidos suspendidos, los inhibidores de corrosión, la sal, hidrocarburos líquidos, la excesiva turbulencia y una alta velocidad de contacto vapor-líquido estos compuestos orgánicos son reductores de la tensión superficial, los cuales al disolverse en agua o aceite, son los responsables directos de la formación de espumas.

Para evitar la formación de espumas es fundamental la limpieza del gas que va a ser tratado antes de que entre a la torre contactora y una filtración en el sistema de circulación. Además en algunas ocasiones se hace uso de agentes antiespumantes. El éxito de un antiespumante depende usualmente de como y cuando es este agregado, algunos antiespumantes cuando se agregan después que la espuma ha sido generada actúan como un buen inhibidor pero cuando se agrega antes de la formación de la espuma actúa como un estabilizante lo cual hace el problema aún peor.

4.1.2 Degradación del glicol: El glicol puede degradarse por la exposición de este al oxígeno o excesivo calor en el horno, por altas temperaturas de regeneración (>400 °F), por un Ph bajo en la hidrólisis de sales y la presencia de compuestos de azufre absorbidos en el glicol. La inyección de trietanolamina, una filtración del 100% se debe evitar el contacto del glicol

con el aire con la utilización de un colchón de un gas inerte en el tanque de almacenamiento además se recomienda mantener el flujo de calor en el rehervidor en un rango de 6800 BTU/ft²-hr.

Si el Ph se encuentra por debajo de 5.5 el glicol se auto oxida, dando como resultado la formación de peróxidos, aldehídos y ácidos orgánicos como el ácido fórmico y acético, mostrando que el Ph siempre baja y se hace ácido y corrosivo, a menos que se usen neutralizadores de Ph o amortiguadores.

Un Ph bajo acelera la descomposición del glicol. Idealmente, el Ph del glicol se debe mantener a un nivel entre 6 y 8.5 con un nivel óptimo de 7 - 7.3. Un Ph por encima de 8.0 a 8.5 tiende a hacer que el glicol se espume y emulsifique. Para mantener estos rangos las alcanolaminas (como etanolamina) son las sustancias más frecuentemente utilizadas. Se deben chequear frecuentemente el Ph del glicol para minimizar la corrosión.

4.1.3 Temperatura del absorbedor: Si la temperatura del absorbedor es alta se presentan pérdidas de glicol pero si la temperatura es baja lo que se presenta es la absorción de pesados. Se debe considerar entonces una diferencia entre la temperatura del glicol y el gas de 10 °F, alejar al gas del punto de rocío y adicionar una mayor área al intercambiador de calor.

4.1.4 Taponamiento por sales, hidrocarburos y parafinas: Este taponamiento puede ser generado por el arrastre de fluidos de producción con sales (NaCl), por gas natural de tipo parafínico que ocasionan taponamiento de los empaques, además depósitos en tubos en el rehervidor, cambios en el Ph del glicol y alteran las lecturas de la gravedad específica. Estas sustancias al pasar al sistema de deshidratación se depositan en la pared del tubo de fuego del rehervidor hasta que el metal se rompe por recalentamiento. Estos depósitos son denominados manchas calientes. Por

efecto del calentamiento las partes mas livianas se evaporan y reducen la eficiencia del contacto gas glicol. Lo más importante para prevenir estos efectos es mejorar la separación aguas arriba antes de la deshidratación.

Si los hidrocarburos líquidos estuvieran presentes, estos pasarían a la columna de absorción y al rehervidor. Las fracciones más livianas pasarían hacia el tope como vapor y crearían un peligro de incendio, si estuvieran presentes en grandes cantidades. Los hidrocarburos mas pesados se recogerían en la superficie del glicol en el tanque de almacenamiento y, si no se retiran, podrían eventualmente inundar el sistema. La evaporización súbita de los hidrocarburos contenidos en el vapor puede inundar la columna de destilación e incrementar ampliamente la carga de calor del rehervidor y las pérdidas del glicol.

4.1.5 Alta caída de presión y Perdida de glicol: Existen varias razones por las que se pueden presentar altas caídas de presión en la planta de deshidratación:

- Sobrecarga de la planta
- Disminución de la presión de operación de la torre
- Taponamiento de los empaques
- Taponamiento en el extractor de niebla
- Inadecuado tamaño del extractor de niebla
- Elevado flujo de circulación de glicol

4.1.6 Sedimentos: Muy a menudo se forma en el glicol una acumulación de partículas sólidas hidrocarburos alquitranados. La acumulación se hace lo suficientemente grande para asentarse. Esta acción resulta en la formación de una goma negra, pegajosa y abrasiva que puede causar erosión de las bombas, las válvulas y otros equipos. Usualmente ocurre cuando el Ph del

glicol es bajo y se hace muy duro y frágil cuando se deposita en las bandejas de la torre de absorción, en el empaque de regenerador y en otros lugares en el sistema de circulación.

4.2 PROBLEMAS ESPECIFICOS DE LAS TORRES DE ABSORCION EMPACADAS

La limpieza en la torre es muy importante para prevenir los puntos de rocío altos del gas de venta, causado por la formación de espumas y/o el contacto pobre gas- líquido.

4.2.1 Canalización: Idealmente, el líquido, una vez distribuido en la parte superior del empaque, fluye en forma de una película sobre la superficie del empaque durante todo el recorrido de descenso a través de la torre. En la realidad las películas tienden a crecer de espesor en algunos lugares y a disminuir en otros, de forma que el líquido se agrupa en pequeñas corrientes y desciende a través de caminos preferentes localizados en el relleno.

Las principales causas de canalización son:

- **Tamaño de la torre:** En torres de absorción grandes un buen contacto entre el líquido y el gas es más difícil.
- **Forma del empaque:** la canalización es mas severa en torres con relleno ordenado, menos severa en relleno formado por sólidos triturados y todavía menos en rellenos al azar de unidades de forma regular tales como anillos.
- **Relación entre diámetros:** el diámetro de la torre debe ser por lo menos 8 veces el diámetro del empaque para disminuir la canalización.

Para evitar la canalización en la torre se debe poner atención al diseño del cabezal de distribución del glicol sobre el empaque, para que el contacto gas - glicol sea continuo.

4.2.2 Velocidad limite de flujo, carga e inundación: En una torre que contiene un determinado relleno y que esta irrigada con un flujo definido de líquido, existe un límite superior para la velocidad de flujo del gas, la velocidad correspondiente a este punto es la velocidad de inundación. Puede encontrarse teniendo en cuenta la relación entre la caída de presión a través del lecho de relleno y la velocidad de flujo del gas, a partir de la observación de la retención de líquido, y a partir de la apariencia visual del relleno.

Las principales causas de inundación son:

- La caída de presión por unidad de longitud del lecho se debe a la fricción del fluido, que se presenta en flujo turbulento. Si se aumenta la velocidad del gas, la caída de presión aumenta también mas rápidamente alrededor de 2 a 3 pulg. de agua por pie de relleno (150 a 250 mm de agua por metro).
- El aumento de la caída de presión se da en relación directa con la velocidad del flujo de gas cuando el relleno esta seco, si el lecho esta irrigado con un flujo constante de líquido para velocidades moderadas y altas de gas.

En algunas regiones de la columna, el líquido se transforma en una fase continua y se dice que la columna esta inundada. Para velocidades moderadas de gas, el gas impide el flujo descendente del líquido de forma que aumenta la retención de líquido con el flujo de gas. El punto donde la retención de líquido comienza a aumentar recibe el nombre de punto de

carga. Es así como la velocidad del gas en una torre de relleno en operación ha de ser inferior a la velocidad de inundación. Cuanto menor ha de ser es una elección a criterio del diseñador se recomienda una velocidad menor para disminuir el consumo de potencia en la torre relacionándolo con el costo de la torre para que no sea mayor lo frecuente es operar con la mitad de la velocidad de inundación. Además tener en cuenta los valores de caída de presión por unidad de altura de relleno, valores entre 0.25 y 0.50 pulg. de H₂O por pie de relleno.

4.2.3 Incremento en la caída de presión estática: Es un problema que puede ser causado por el incremento en la tasa de flujo del glicol así como por el posible taponamiento de los empaques debido a depositación de sólidos, por lo que es necesario limpiar el lecho empacado y chequear la tasa de flujo de operación del glicol. En algunos casos esta caída de presión puede ser causada por corrosión en los empaques, lo cual puede requerir limpieza o adición de material empacante.

4.2.4 Disminución en las caídas de presión (lenta o rápidamente): Es un problema común que se debe ya sea a la disminución de la tasa de flujo del gas desde el scrubber o al taponamiento parcial de los distribuidores del líquido de la torre, lo que hace necesario una revisión. Daños en el plato de apoyo de los empaques pueden causar esta disminución en la caída de presión, si el plato está averiado puede romperse y caer al fondo de la torre lo que genera desprendimiento de los empaques y una disminución en la caída de presión.

4.2.5 Altas tasas de flujo de glicol: causado posiblemente por la ruptura del tubo interno de distribución o por corrosión en el distribuidor de líquido, por lo que debe ser revisado el sistema de distribución de glicol. También en estos casos es necesario revisar la válvula de estrangulamiento en la salida

de la bomba porque daños en esta permiten el incremento en la tasa de flujo del glicol.

4.2.6 Disminución en la eficiencia de absorción: causado en la mayoría de los casos por la disminución de la tasa de flujo del glicol en la torre o por la canalización del líquido en los empaques, es el problema operacional menos deseado y el más frecuente; todos los problemas antes mencionados conllevan a la disminución de la eficiencia en el proceso de deshidratación, por lo que las continuas revisiones y soluciones dadas a dichos problemas evitan esta deficiencia.

5. METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE UNA TORRE CONTACTORA EMPACADA.

El objetivo del diseño es conseguir el máximo de transferencia de componentes con el mínimo consumo de energía y de tamaño de columna, es decir, con el mínimo costo.

En este capítulo se pretende presentar dos metodologías utilizadas para realizar el diseño de una torre contactora empacada basadas en los lineamientos mostrados en los libros de la GPSA y el libro de McCABE, donde cada autor tiene una metodología a seguir para el diseño. Además se realizará el diseño para un caso específico un caudal de 150 MMSCF aplicando ambas metodologías.

Para diseñar una torre contactora de gas, es necesario conocer ante todo la siguiente información, concerniente a la corriente de gas a deshidratar:

- Tasa de flujo de gas (MMSCF)
- Gravedad específica del gas
- Presión de operación (Psi)
- Temperatura del gas de entrada (°F)
- Máxima presión de trabajo en la contactora (Psi)
- Peso molecular del gas

Es necesario considerar como criterios de diseño:

- Diseños económicos utilizan tasas de circulación de 2 – 5 GAL de TEG/lb. H₂O absorbida.

- La temperatura de entrada del gas húmedo debe estar entre 60-120 °F. Cuando la temperatura de la absorbedor esta por debajo de 60 °F, el incremento en la viscosidad del TEG puede reducir la eficiencia en la transferencia de masa.
- Para empaque, la relación de altura equivalente de empaque a plato teórico (HETP) varía con la rata de circulación de TEG, el flujo y la densidad del gas; pero un valor de 36 – 60 pulgadas es normalmente adecuado.
- La temperatura de entrada del gas húmedo debe estar entre 60 – 120 °F. Cuando la temperatura de la absorbedora está por debajo de 60 °F, el incremento en la viscosidad del TEG puede reducir la eficiencia en la transferencia de masa. Alta presión favorece la absorción, un rango común es 500 – 1000 psig.
- Para el enfriamiento del glicol pobre que se recicla a la cima de la torre contactora debe tener una temperatura de 10-20 °F por encima de la temperatura de entrada del gas húmedo en el fondo, a fin de evitar condensación de hidrocarburos del gas que causen formación de espuma.
- Otros parámetros de diseño son el diámetro de la columna, los caudales de las dos fases, el tipo de relleno.

5.1 METODOLOGÍA BASADA EN LA GPSA

1. Determinar el contenido de agua en el gas de entrada a presión y temperatura de operación.

Para un gas dulce, calcular el contenido de agua en el gas de entrada (lb. H₂O/MMSCF), Se entra a la figura 15 con la presión de operación de la torre y la temperatura de entrada del gas. Esta temperatura del gas de entrada es la temperatura de punto de rocío, ya que se asume que el gas esta saturado de agua, antes de ser deshidratado. Esta grafica presenta restricciones que esta limitada solamente a gases dulces y no debe usarse para gases ácidos con más del 5% de H₂S y/o CO₂, así como la corrección por gravedad específica. Estas sustancias contienen mas agua a saturación que el metano o cualquier mezcla de gas natural dulce, a presiones mayores de 700 psia a temperatura ambiente.

Para un gas acido, la concentración del CO₂ debe ser convertida a una concentración “equivalente” de H₂S, se asume que el CO₂ contribuye con el 75% del agua en la mezcla gaseosa, sobre una base molar como H₂S.

$Y_{H_2S}(P_{seudos}) = 0.75(Y_{CO_2})$ Por medio de la figuras 16 se calcula el contenido de agua de la corriente de gas de entrada, con la temperatura de operación de la contactora y la concentración de CH₄.

2. Determinar el contenido de agua a ser removida en el proceso de deshidratación, tomando la diferencia entre el contenido de agua del gas a la entrada en el gas menos el contenido de agua en el gas de salida (lb. H₂O/MMSCF), valor que se escoge dependiendo de las condiciones a la que va a ser entregado el gas para la venta.

Elegir el contenido de agua deseada para la corriente de salida del gas, teniendo en cuenta el RUT.

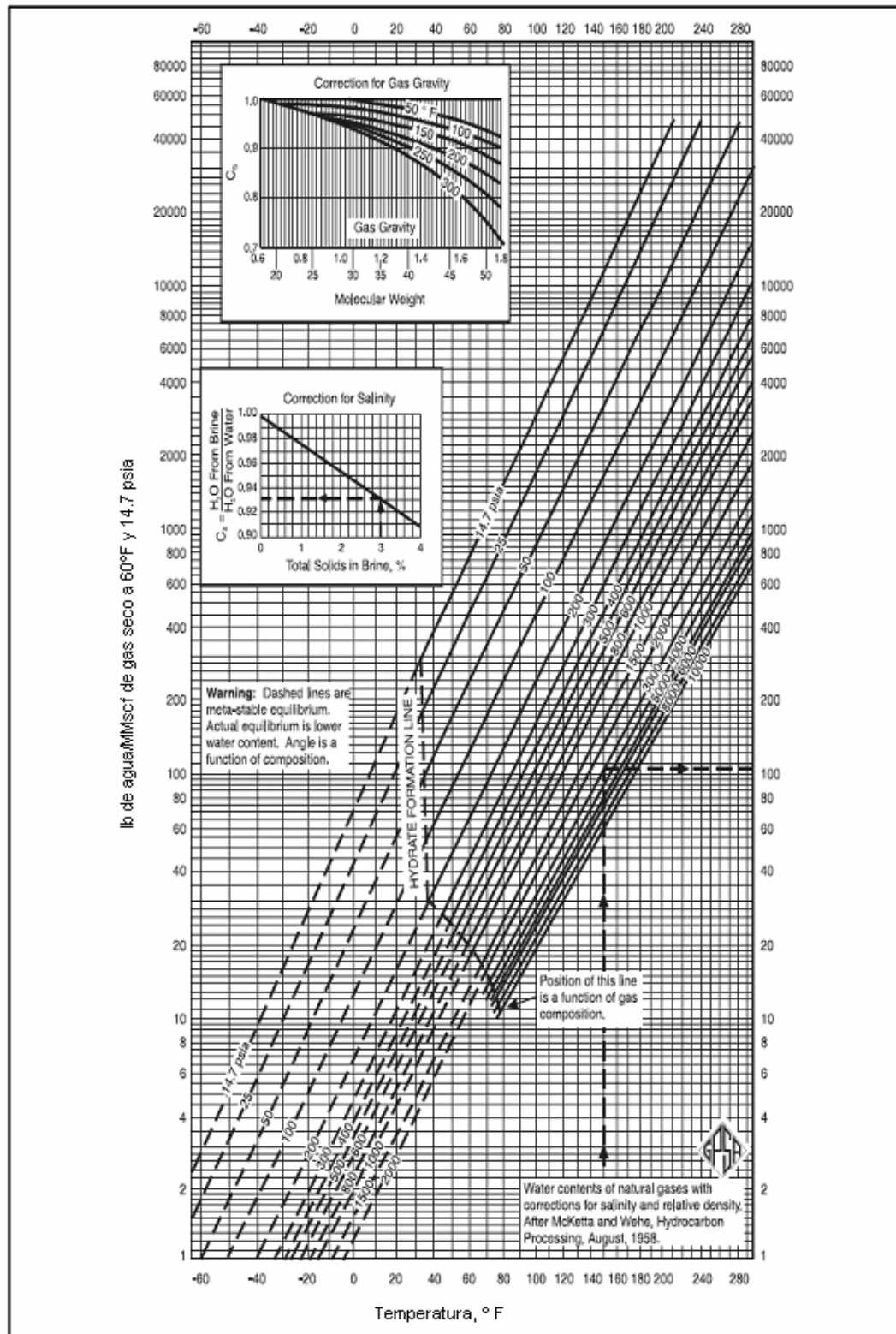


Figura 15. Contenido de agua en el gas

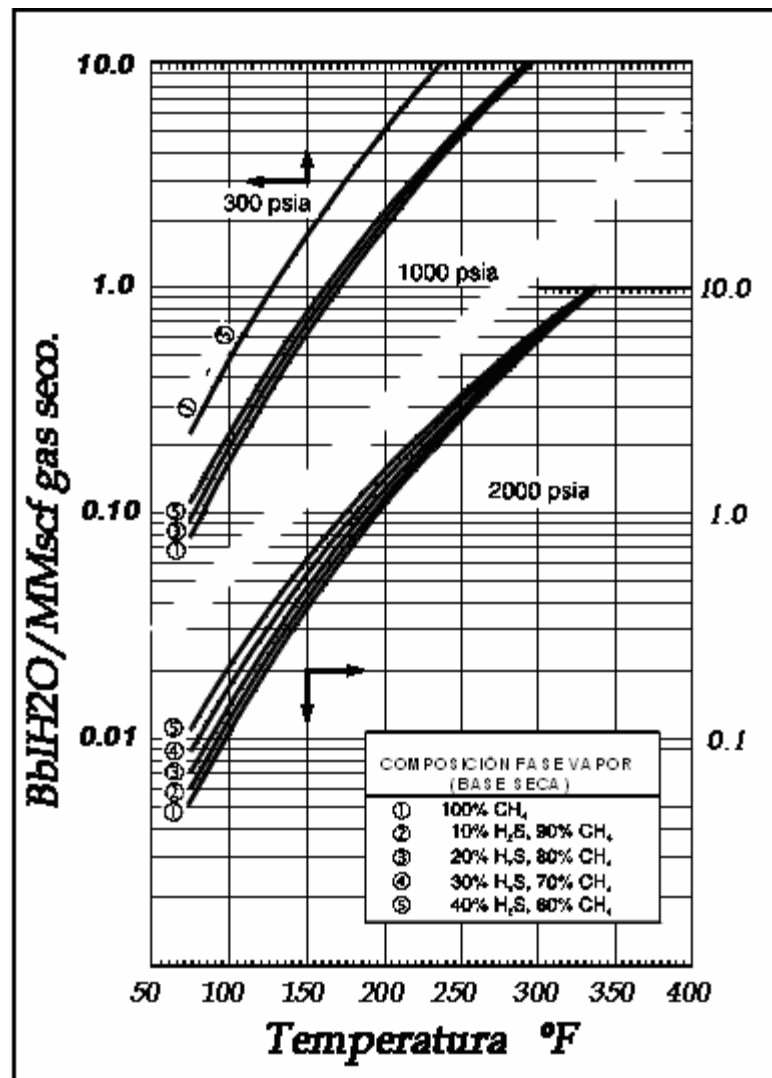


Figura 16. Contenido de agua para un gas ácido

3. Determinar el punto de rocío por agua del gas deshidratado, teniendo en cuenta la figura 15, conociendo el contenido de agua del gas que sale de la torre contactora y la presión de operación, se encuentra la temperatura de punto de rocío del gas de salida.

4. En la contactora la temperatura de punto de rocío de agua es de 10° a 20°F más alta que la ideal. Esta diferencia se conoce como approach. Descontar la temperatura de aproximación al punto de rocío por agua.

5. Determinar la concentración de TEG para la temperatura de equilibrio del punto de rocío con aproximación y la temperatura de operación de la contactora por medio de la figura 17.

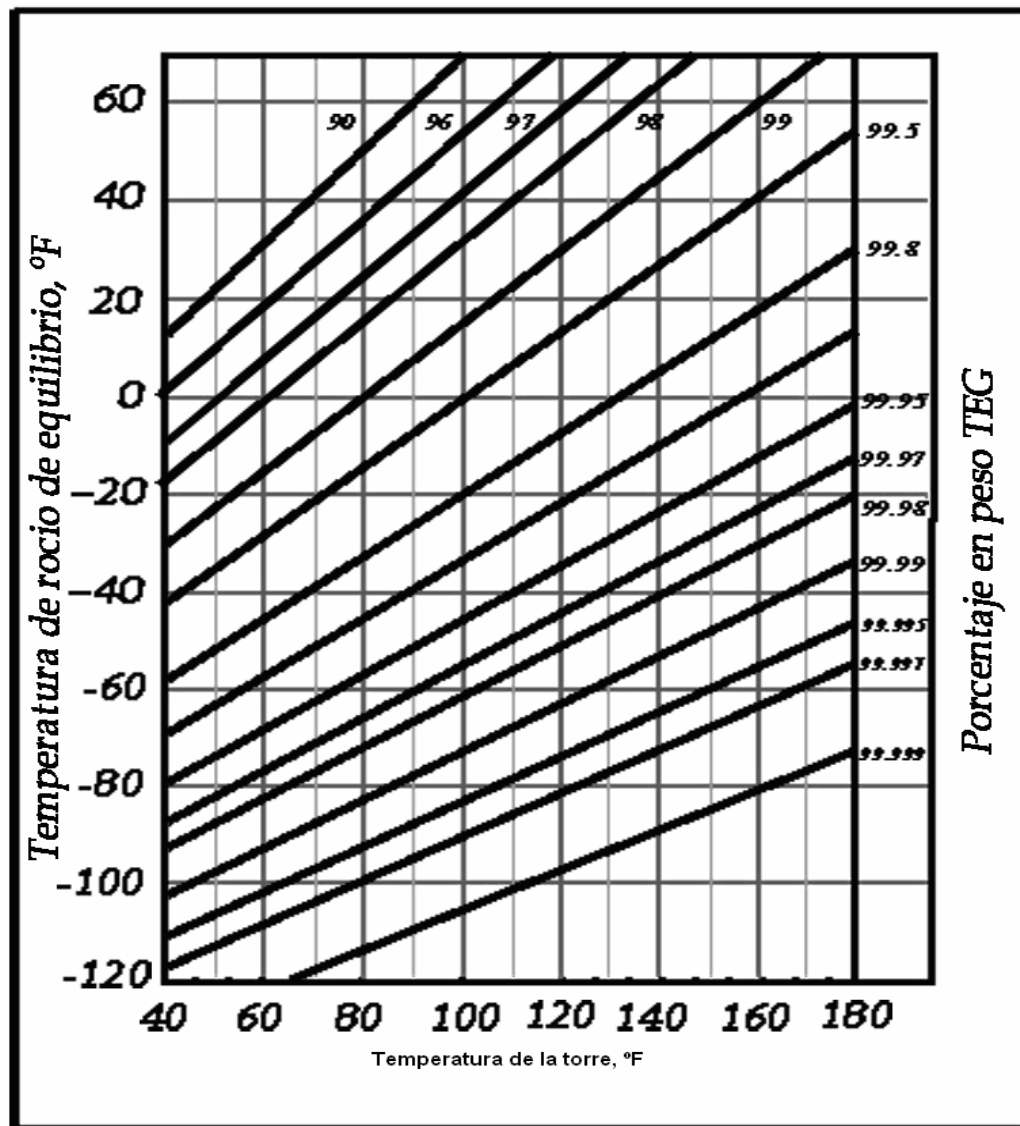


Figura 17. Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. temperatura

6. Calcular la eficiencia de remoción del agua.

$$\text{Eficiencia} = E = \frac{W_{in} - W_{out}}{W_{in}}$$

Donde:

W_{in} = agua de entrada a la torre contactora (lb. /MMSCF)

W_{out} = agua que contiene el gas que sale de la torre contactora. (Lb. /MMSCF)

7. Determinar el número de platos teóricos (N), para el cual se asume una tasa de circulación del glicol y con la concentración encontrada anteriormente (paso 5), se realizan las lecturas de la eficiencia de remoción de las graficas 18 a la 22. Estas eficiencias halladas mediante estas graficas se comparan con la eficiencia calculada en el paso 4 y se escoge la eficiencia más cercana a este valor.

El número de platos teóricos me determina la altura del empaque de la siguiente manera:

Altura de empaque = N * 60 in, /plato teórico

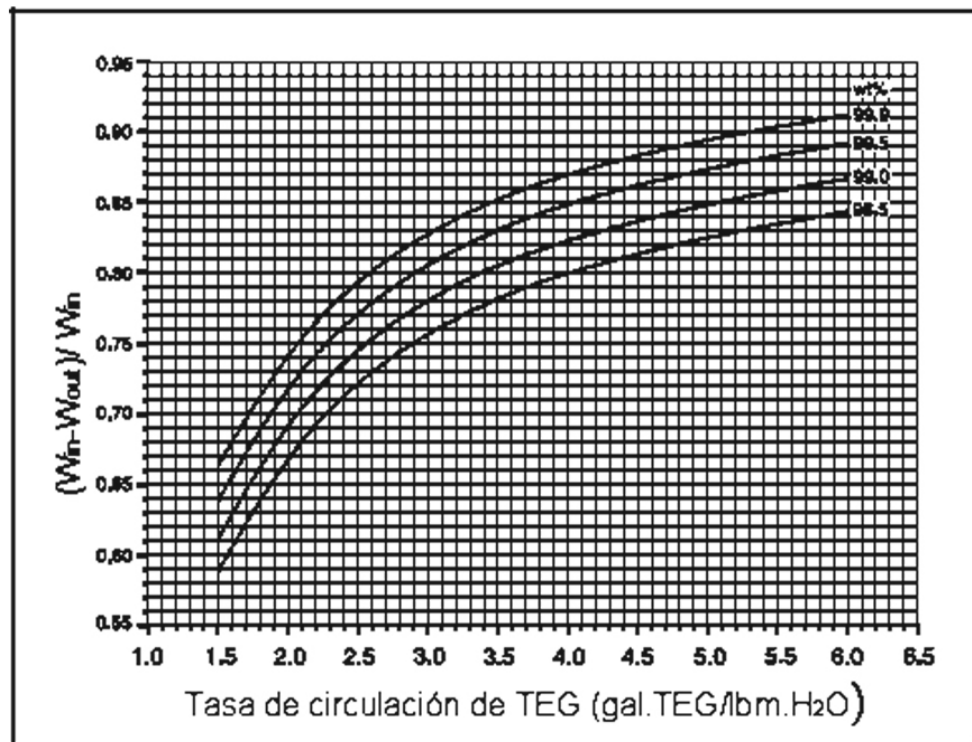


Figura 18. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1)

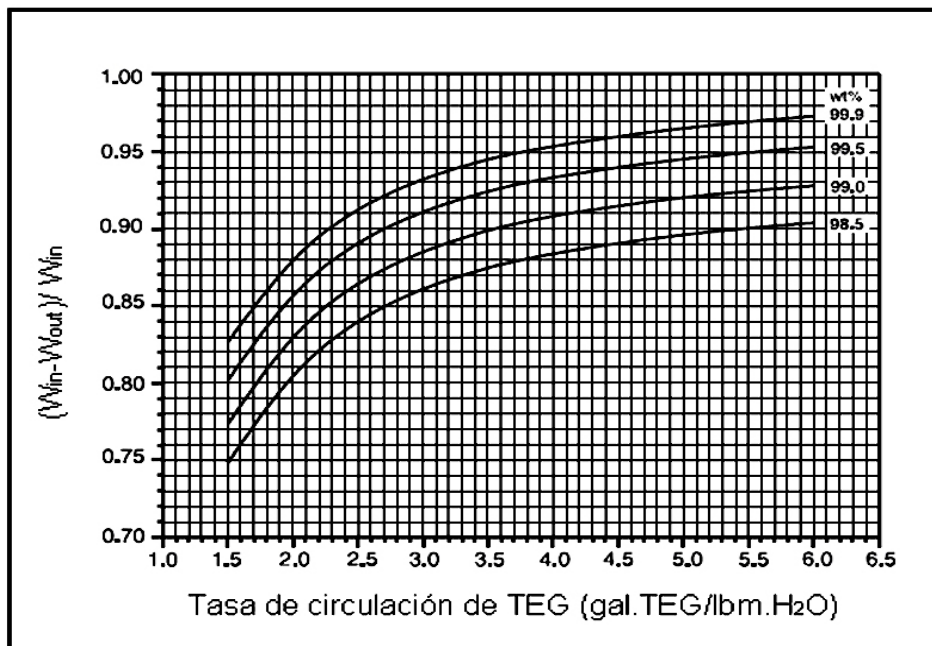


Figura 19. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5)

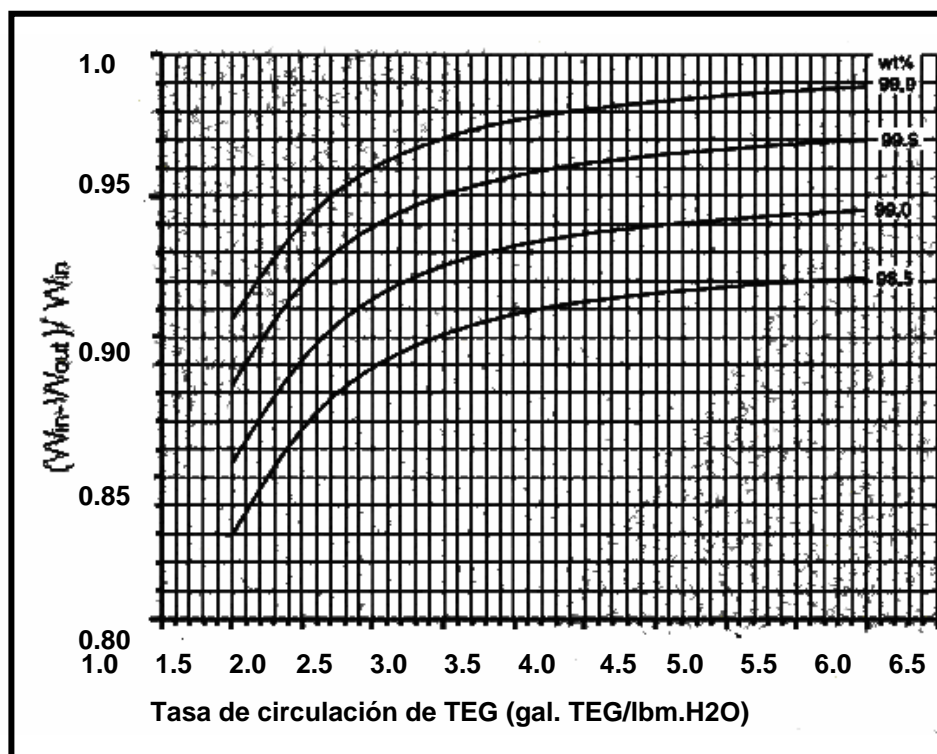


Figura 20. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)

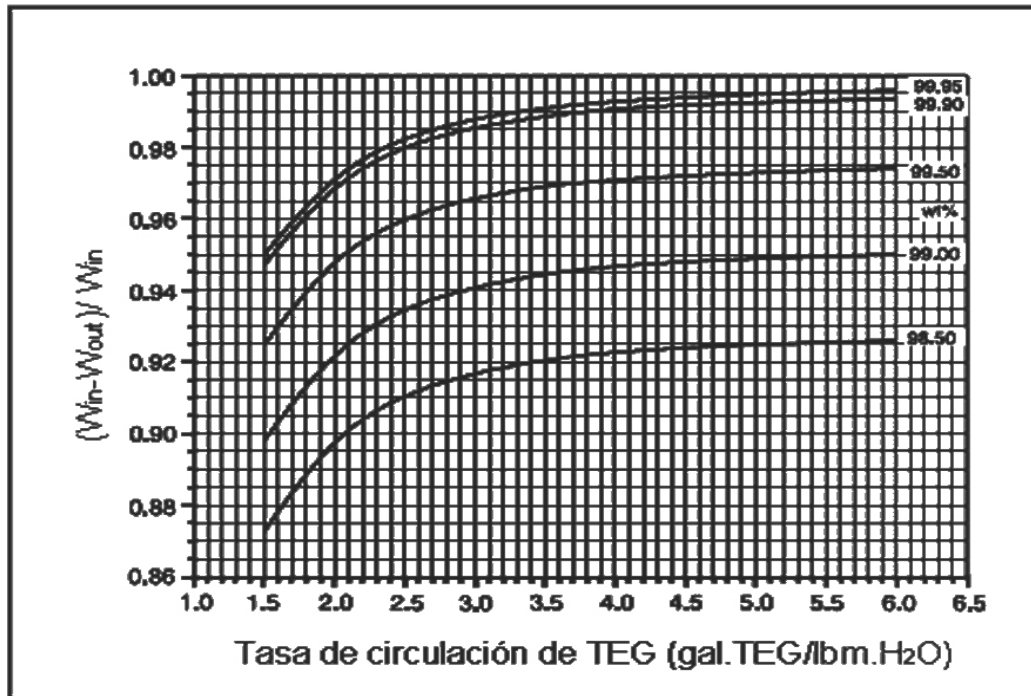


Figura 21. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG ($N=2.5$)

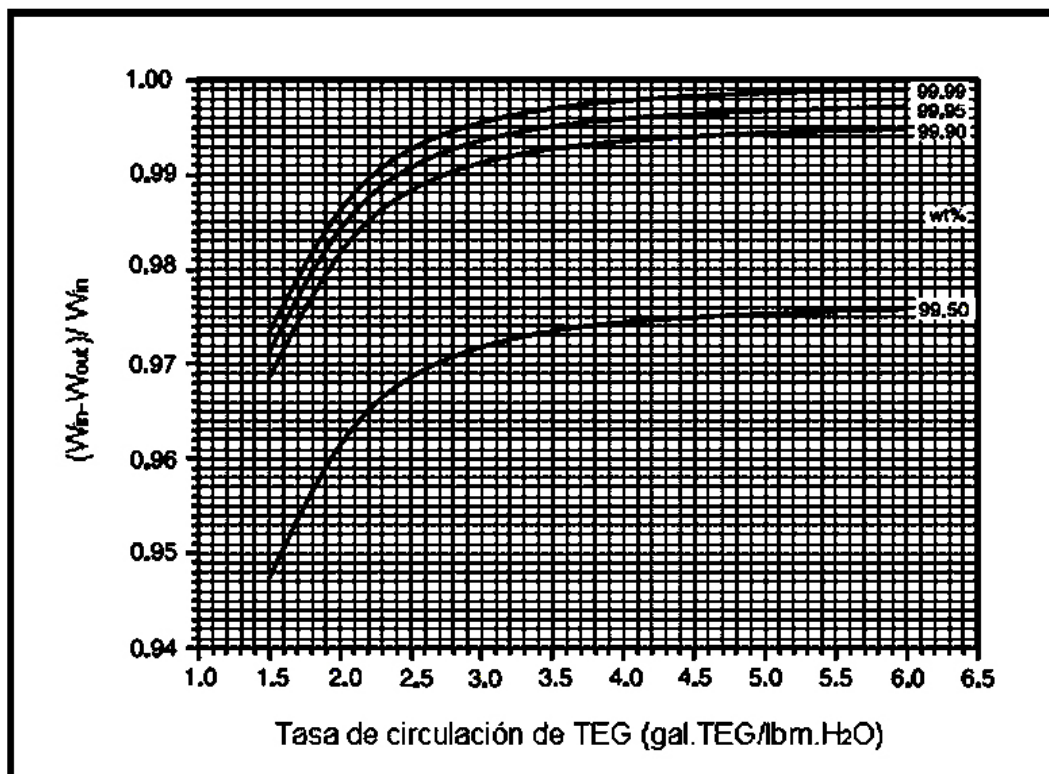


Figura 22. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG ($N=3$)

8. La tasa de circulación de TEG en gal de TEG / lb. H₂O es la asumida en el paso anterior.

9. Determinar la tasa mínima de circulación de TEG:

$$QPM = \frac{(Q)MMscf/d * (\Delta H_2O)lb/MMscf * (TEG)gal/H_2O}{24h/d * 60\text{ min}/h}$$

$$\dot{V} = \frac{Q * \Delta H_2O * q}{1440}$$

Donde:

\dot{V} = Volumen de la tasa de circulación TEG (gal/minuto)

Q = Caudal de gas de entrada (MMSCF/d)

ΔH_2O = agua de entrada en la corriente de gas – agua de salida de la Corriente de gas (gal / LbH₂O).

q = Tasa de circulación de TEG (gal TEG / LbH₂O).

10. Determinar la densidad del TEG: En la Figura 23 teniendo en cuenta la temperatura de operación de la torre absorbadora y la concentración de TEG encontramos la densidad relativa del TEG y al multiplicarla por 62.4 lb. /ft para conversión de unidades.

11. Determinar la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{P * M}{R * T * Z} \text{ (Lb. /ft}^3\text{)}$$

Donde:

P = Presión de operación (psi)

M = Peso molecular del gas (Lb. /Lbmol)

T = Temperatura de operación (°F)

Z = Factor de compresibilidad

R = constante de los gases (10.73 psia* ft^3 / Lbmol*R)

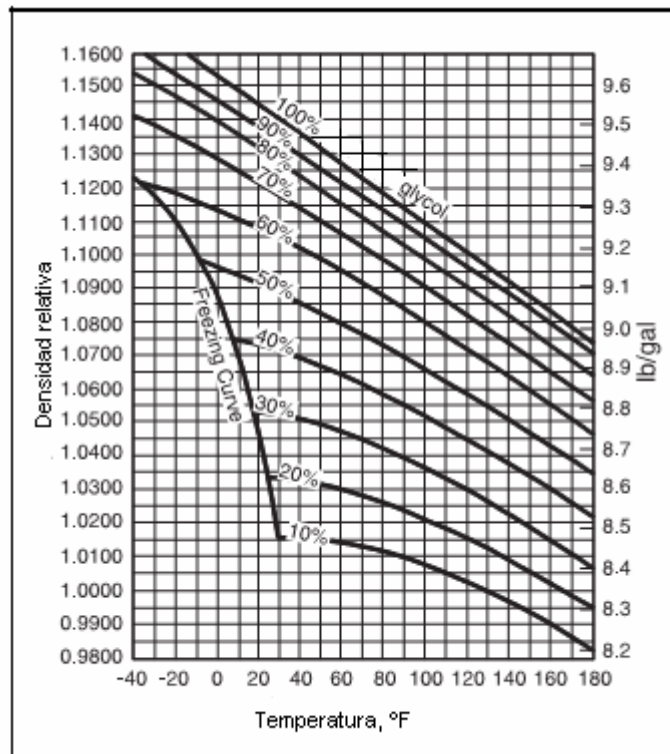


Figura 23. Densidad de soluciones acuosas de TEG.

12. Basado en el proceso capítulo 3. Calcular el diámetro de la torre contactora.

- A partir de la figura 11, para la inundación. con la ecuación 14 encontramos el valor de la abscisa.

$$abscissa = \left(\frac{L}{G} \right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} = \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}}$$

El valor G' del flujo másico de gas por unidad transversal de área de columna se lee en la figura 11 con el valor de la abscisa y el valor de la eficiencia (paso 6).

$$G' = \left[\frac{(\varepsilon)(\rho_g)(\rho_l)(g_c)}{F\phi\mu_1^{0.2}} \right]^{0.5} = \frac{G_y^2 F_p \mu_x^{0.1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y}$$

Luego despejamos G_y que es la velocidad másica para la inundación de la ecuación anterior. El término F_p representa el factor de condensado para diferentes tipos de empaques, por tanto se realiza la operación con varios factores para poder seleccionar el empaque apropiado.

Calcular el flujo masico de gas

$$\dot{m} = q_g * \frac{1 \text{ lbmol}}{379.6 \text{ SCF}} * \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hrs}} * GE * \frac{28.97 \text{ lb}}{1 \text{ lbmol}}$$

Calcular G' a condiciones de operación de la ecuación 16

$$G'_{operando} = (f)(G'_{inundado})$$

f = porcentaje de velocidad inundación, 50 o 75 generalmente. Luego calcular el área transversal de la columna a partir de la ecuación 17.

$$A = \frac{G}{G'_{operando}}$$

Calcular el diámetro de la columna a partir de la ecuación 18.

$$d_t = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = 1.13A^{0.5}$$

13. Calcular velocidad del gas.

$$V = k \sqrt{\frac{\rho_{TEG} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}} \text{ (Ft/s)}$$

14. Calcular la altura de la torre.

Altura de empaque = $N * 60$ in, /plato teórico

5.2 METODOLOGIA DE McCABE

Realización del diagrama modificado de Mc.Cabe - Thiele.

El diagrama mostrado en la figura 24 se utiliza para determinar el número de platos teóricos requeridos en la absorbidora:

- Se tiene en cuenta la densidad del glicol a la temperatura de operación $\rho_{glicol} = GE_{glicol} * 8.34$

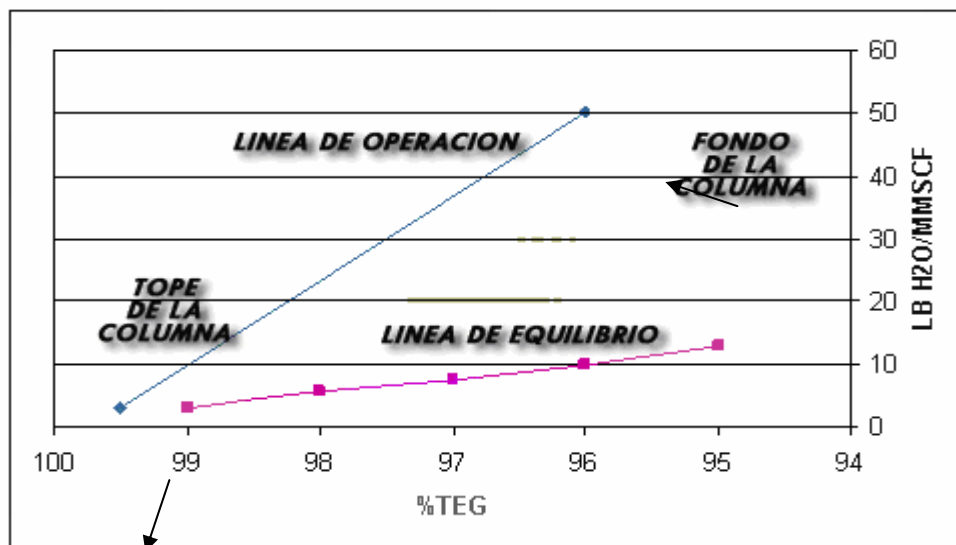


DIAGRAMA DE MC.CABE - THIELE PARA LA CONTACTORA

Figura 24. Diagrama de Mc. Cabe-Thiele

- Se observa que la línea de operación siempre esta por encima de la línea de equilibrio en la operación de absorción.

5.2.1 Línea de operación: Esta línea se construye mediante la unión de dos puntos con las siguientes condiciones:

1. Uno que muestra el tope de la columna, conformado por el contenido de agua en el gas de salida (LB H₂O/MMSCF) contra la concentración del TEG pobre.
2. Otro que muestra el fondo de la columna. Conformado por el contenido de agua del gas de entrada (LB H₂O/MMSCF) contra la concentración del TEG rico.

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

$$TEG_{rico} = \frac{(TEG_{pobre} * \rho)}{\rho + \frac{1}{L_w}}$$

Donde:

ρ = Gravedad especifica * 8.34 = Densidad de la solución TEG Pobre (Lb. /gal). A temperatura de operación.

L_w = Tasa de circulación de glicol por cada libra de agua a remover (Gal.TEG/lb. H₂O)

TEG_{rico} = Concentración del TEG en la solución rica saliendo de la Contactora

TEG_{pobre} = Concentración del TEG en la solución pobre, saliendo de la Contactora.

La concentración del TEG pobre se calcula utilizando la figura 17 Con la temperatura de rocío del gas de salida y la temperatura de operación de la torre contactora.

5.2.2 Línea de Equilibrio: La línea de equilibrio para el diagrama de MC.Cabe-Thiele, se construye determinando el contenido de agua del gas que estaría en equilibrio con varias concentraciones de TEG. Para tal fin es recomendable tabular los datos de la siguiente forma:

TABLA 8. EJEMPLO DE CÓMO TABULAR LOS DATOS PARA REALIZAR EL DIAGRAMA DE MC.CABE. THIELE

%TEG	Temperatura de punto de rocío (1)	Contenido de agua (2)
99		
98		
97		
96		
95		

1. Esta temperatura de punto de rocío se lee en la figura 17. temperatura de punto de rocío en equilibrio a temperatura de operación de la contactora.
2. Contenido de agua del gas a Temp. De punto de rocío y presión De operación de La torre contactora (LB H₂O/MMSCF).

5.2.3 Calcular el número de platos reales: Con las líneas de operación y equilibrio construidas en el diagrama, se realiza una triangulación, para finalmente determinar el número teórico de platos requeridos por la contactora.

5.2.4 Calculo de la altura de la torre: Teniendo en cuenta la ecuación 20 para determinar la altura de la torre en función de Altura de una unidad de transferencia HTU, Numero de unidad de transferencia NTU. $Z = HTU * NTU$

Esta altura se puede expresar en función de la resistencia tanto de las fases gaseosas y liquidas. $Z = N_{OG}H_{OG} = N_{OL}H_{OL}$. La altura se toma basándose en la resistencia de la fase gaseosa $Z = N_{OG}H_{OG}$

Para encontrar esos valores se tienen en cuenta correlaciones de Onda y cols, para una gran variedad de empaques. Estas correlaciones incluyen datos sobre los siguientes tipos de empaques:

Anillos Raschig: ¼ a 2 pulg.

Monturas Berl: ½ a 1 ½ pulg.

Anillos Pall: 1 pulg.

Para determinar el número de las unidades de la transferencia N_{OG} basada en la resistencia de la fase gaseosa se utiliza la ecuación (22)

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \right) \left(1 - \frac{mG_m}{L_m} \right) + \frac{mG_m}{L_m} \right]}{1 - \frac{mG_m}{L_m}}$$

La solución grafica por medio del diagrama de Colburn de la figura 12

primero se computa el valor de $\ln \left[\left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \right) \right]$; siguiente leído encima del

gráfico a la línea que corresponde a $\left(\frac{mG_m}{L_m} \right)$.

Para determinar el H_{OG} altura de una unidad básica de transferencia en un coeficiente global de gas este valor en pies.

$$H_{OG} = H_G + \frac{mG_m}{L_m} H_L$$

Donde:

$$H_G = \frac{G_m/M}{k_G a P} \quad \text{Y} \quad H_L = \frac{L_m}{k_L a \rho_L}$$

H_L = Altura de la unidad de transferencia de la fase líquida.

H_G = Altura de la unidad de transferencia de la fase gaseosa.

Las correlaciones están en términos de coeficientes de transferencia de masa, que pueden convertirse con facilidad, de acuerdo con las necesidades, en alturas de unidades de transferencias.

Para la fase líquida:

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0.0051 \left(\frac{L_m}{a_w \mu_L} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \alpha_L} \right)^{-1/2} (aD_p)^{0.4}$$

Para la fase gaseosa:

$$\frac{k_G RT}{a \alpha_g} = C_1 \left(\frac{G_m}{a \mu_g} \right)^{0.7} \left(\frac{\mu_g}{\rho_g \alpha_g} \right)^{1/3} (aD_p)^{-2.0}$$

La expresión para a_w , la superficie mojada del empaque es:

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0.75} \left(\frac{L_m}{a\mu_L} \right)^{0.1} \left(\frac{L_m^2 a}{\rho_L^2 g} \right)^{-0.05} \left(\frac{L_m^2}{\rho_L \sigma_c} \right)^{0.2} \right]$$

El cálculo del α_g Coeficiente de difusión de la fase gaseosa se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$\alpha_g = \frac{1.38 * 10^{-7} \sqrt{T^3 \left(\frac{1}{M_g} \right)}}{P(V_g^{1/3})^2}$$

Todos los términos de las ecuaciones anteriores son adimensionales de manera que puede usarse cualquier conjunto consistente de unidades.

a = Área superficial por unidad de volumen de empaque, $\left(\frac{pie^2}{pie^3} \right)$ ver tabla

5.

a_w = Área superficial de empaque mojado, $\left(\frac{pie^2}{pie^3} \right)$

C_1 = Constante adimensional. $C_1 = 5.23$ Para empaques mayores de ½ pulg.;

$C_1 = 2.0$ para empaques menores de ½ pulg.

α_L = Coeficiente de difusión de la fase líquida, $\left(\frac{pie^2}{h} \right)$

D_p = Tamaño nominal del empaque, (pies)

α_g = Coeficiente de difusión de la fase gaseosa, $\left(\frac{pie^2}{h} \right)$

$$g = \text{Aceleración de la gravedad, } \left(4.17 * 10^4 \frac{\text{pie}}{\text{h}^2} \right)$$

$$L_m = \text{Velocidad de masa de la fase líquida, } \left(\frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{pie}^2} \right)$$

$$G_m = \text{Velocidad de masa de la fase gaseosa, } \left(\frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{pie}^2} \right)$$

$$k_G = \text{Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase gaseosa, } \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{h} * \text{pie}^2 \text{ atm}} \right)$$

$$k_L = \text{Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida, } \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{h} * \text{pie}^2} \right) \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{pie}^3} \right)$$

$$\mu_L = \text{Viscosidad del líquido, } \left(\frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{pie}} \right)$$

$$\mu_g = \text{Viscosidad del gas, } \left(\frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{pie}} \right)$$

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

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

$$\sigma = \text{Tensión superficial del líquido, } \left(\frac{\text{dinas}}{\text{cm}} \right)$$

$$\sigma_c = \text{Tensión superficial crítica del material de empaque, } \left(\frac{\text{dinas}}{\text{cm}} \right) \text{ ver tabla}$$

TABLA 9. TENSION DE SUPERFICIE CRÍTICA DE MATERIALES DE EMPAQUE.

MATERIAL DE EMPAQUE	$\sigma_c, \text{dinas/cm}$
Carbón	56
Cerámica	61
Vidrio	73
Parafina	20
Polietileno	33
Policloruro de vinilo	40
Acero	75

5.3 EVALUACION Y DISEÑO DE LA TORRE CONTACTORA EMPACADA.

Para el desarrollo de la metodología tenemos en cuenta un caso base.

Un flujo de gas natural húmedo de 150 MMscfd con gravedad específica entra a una contactora con TGE a 1200 psia y 80 °F. La especificación de humedad para el gas de salida es 4 lb. De H₂O/MMscf. Calcular el diámetro y la altura para la torre de absorción. Usar una temperatura de aproximación de 10 °F para el punto de rocío.

Datos:

- Tasa de flujo de gas : 150 MMSCFD
- Gravedad específica del gas : 0.56
- Presión de operación: 1175 Psia
- Temperatura del gas de entrada 90 °F
- Contenido de agua en el gas de salida: 4 lb. / MMSCF

TABLA 10. COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
METANO	0.979877
ETANO	0.2535E-3
PROPANO	0.0531E-3
n-BUTANO	0.0085E-3
i-BUTANO	0.0299E-3
n-PENTANO	0.0077E-3
i-PENTANO	0.0005E-3
HEXANO	0.0168E-3
CO ₂	0.1918E-3
N ₂	1.4575E-3

5.3.1. Solución por la metodología GPSA:

1. Determinar el contenido de agua en el gas de entrada a Presión y Temperatura, para un gas dulce:

En la figura 25 (@ 90 °F, 1175 psia), $W_{in} = 40 \text{ lb. H}_2\text{O/MMscf}$

2. Determinar el contenido de agua a ser removida:

$$\Delta H_2O = W_{in} - W_{out} = 40 - 4 = 36 \text{ lb H}_2\text{O/MMscf}$$

3. Determinar el punto de rocío por agua del gas deshidratado:

En la figura 25 (@ 4 lb. H₂O/MMscf °F, 1175 psia), punto de rocío = 20°F.

4. Descontar la temperatura de aproximación al punto de rocío por agua:

$$T \text{ punto de rocío con aproximación} = 20 - 10 = 10 \text{ °F.}$$

5. Determinar la concentración de TEG para la temperatura de equilibrio del punto de rocío con aproximación:

En Figura 26 (@ Punto rocío del equilibrio = 10 °F y T contactora = 90°F), Concentración de TEG = 98.5 % W. Mínima concentración de TEG: 98 a 99%.W.

6. Determinar la eficiencia de deshidratación $(W_{in} - W_{out}) / W_{in}$:

$$(W_{in} - W_{out}) / W_{in} = (40 - 4) / 40 = 0.90 = 90\%$$

7. Determinar el número de platos teóricos

Se leen las eficiencias de remoción de las figuras 27 a la 31 y se comparan con la eficiencia calculada en el paso 6 y se escoge la eficiencia más cercana a este valor. Este valor corresponde para número de platos igual a $N = 2$, Como se observa en la figura 29

Con grafica 27 $E = 0.762$

Con grafica 28 $E = 0.861$

Con grafica 29 $E = 0.901$

Con grafica 30 $E = 0.9156$

Con grafica 31 $E =$ no muestra corte

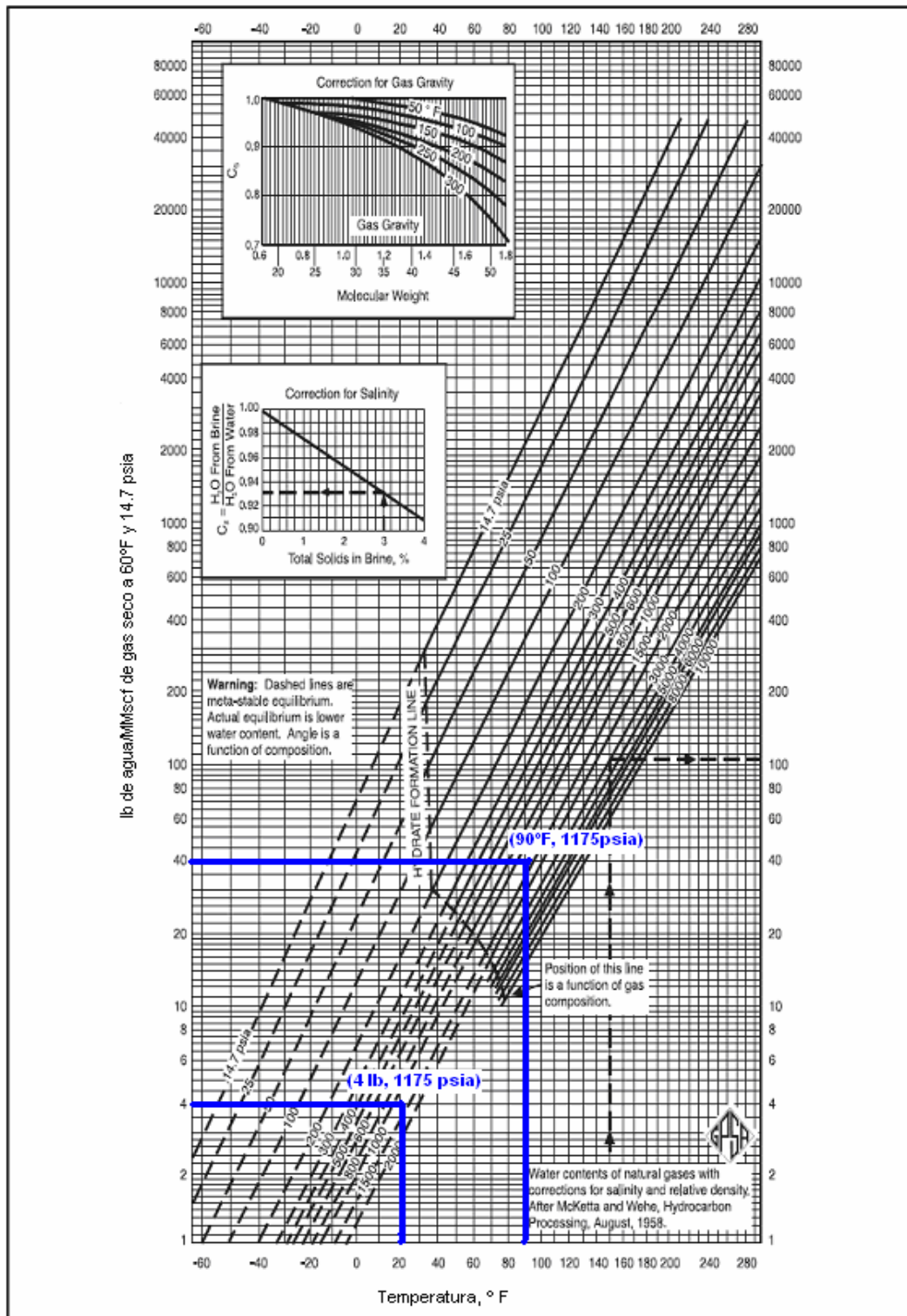


Figura 25. Contenido de agua en el gas (Caso base)

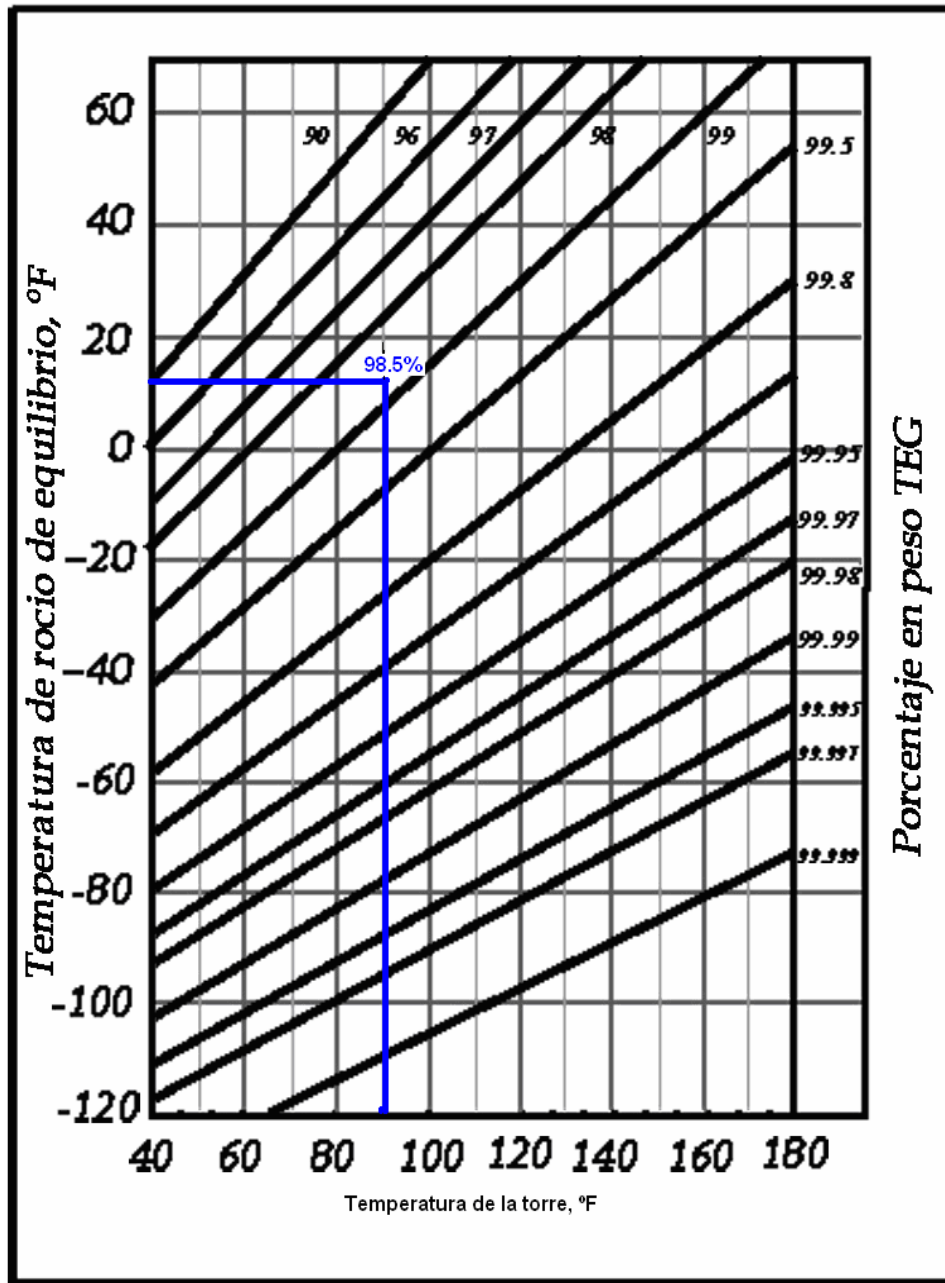


Figura 26. Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. Temperatura (Caso base)

8. la tasa de circulación asumida es 3 gal. TEG/lbm.H₂O, y el numero de platos teóricos es N=2, el valor en la grafica 29 es el que mas se acerca al valor de la eficiencia calculada.

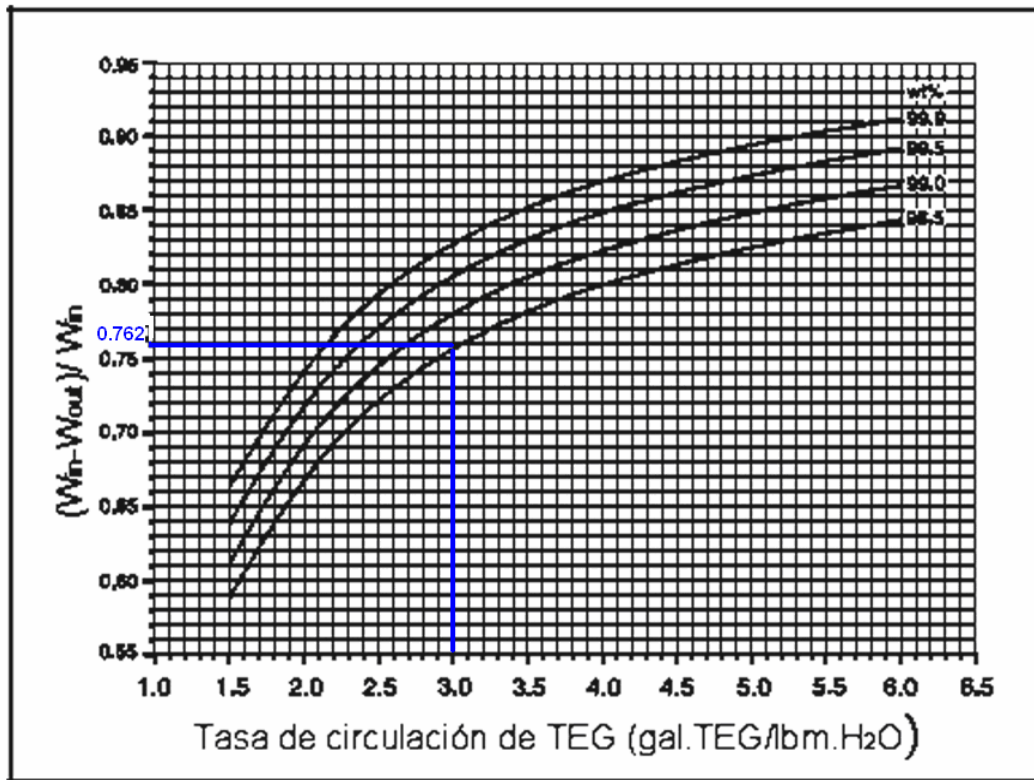


Figura 27. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1) (Caso base)

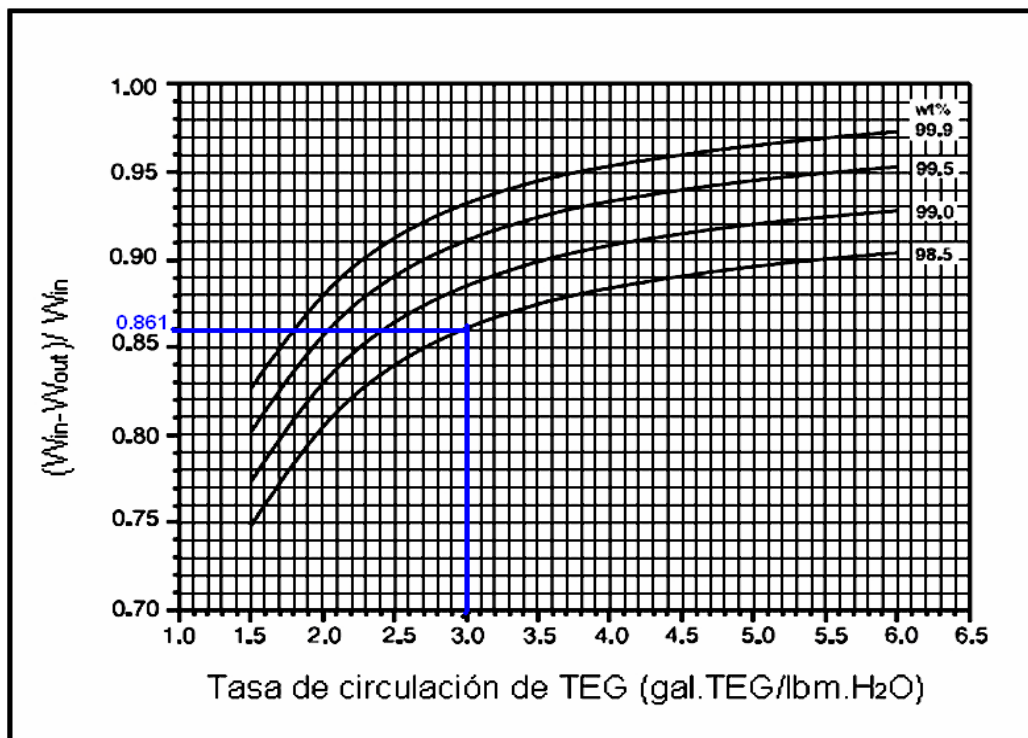


Figura 28. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5) (Caso base)

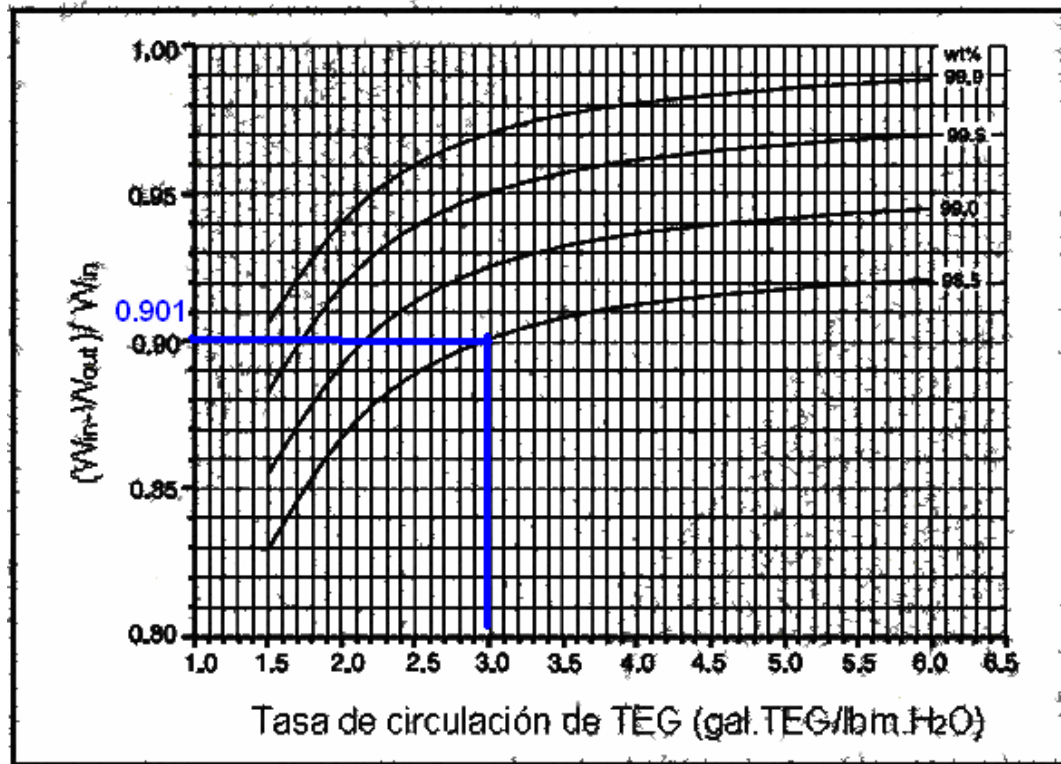


Figura 29. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2) (Caso base)

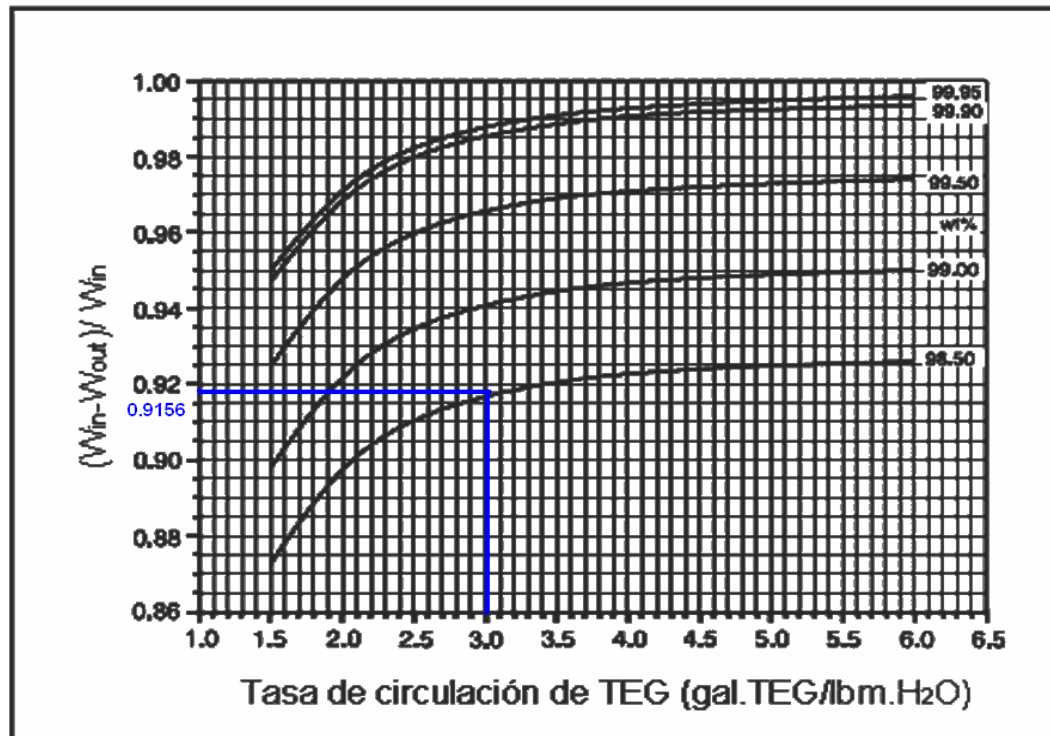


Figura 30. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.5) (Caso base)

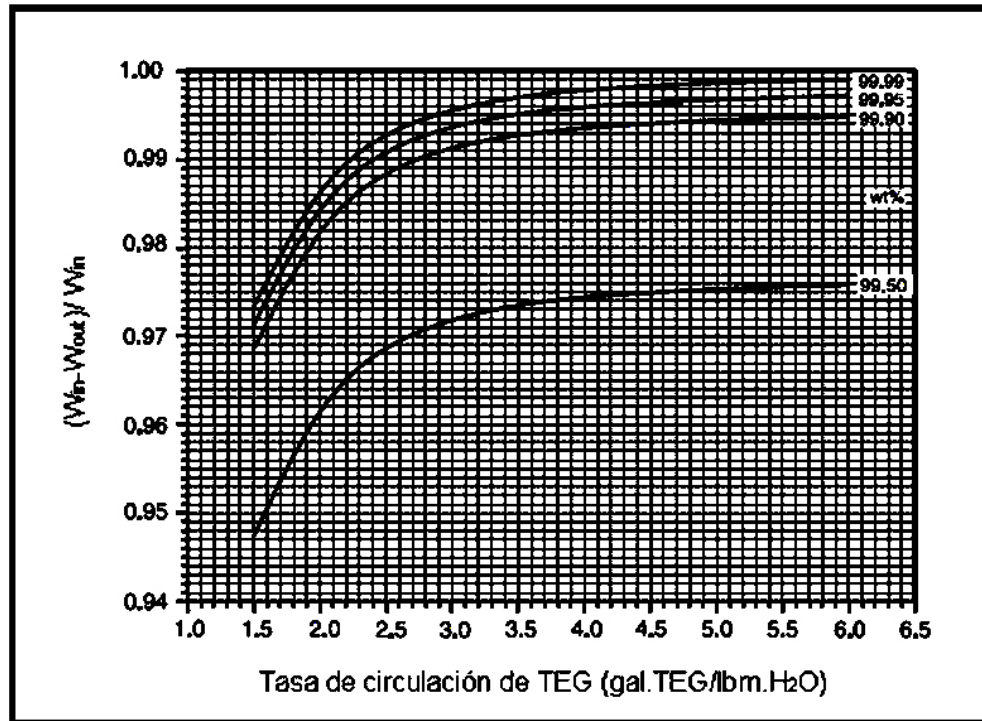


Figura 31. Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3) (Caso base)

9. Determinar la tasa mínima de circulación de TEG:

$$\dot{V} = \frac{Q * \Delta H_{2O} * q}{1440} = \frac{150 * 36 * 3}{1440} = 11.25 \text{ gpm}$$

10. Determinar la densidad de TEG:

En la figura 32 (@ temperatura de la contactora = 90°F y concentración de TEG = 98.5% peso) se lee la densidad relativa = 1.1125

$$\rho_{TEG} = 1.1125 * 62.4 \text{ lb. /ft}^3 = 69.42 \text{ lb. /ft}^3$$

11. Determinar la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{P * M}{R * T * Z} \text{ (Lb. /ft}^3\text{)}$$

Para determinar la densidad del gas es necesario calcular el factor de compresibilidad del gas z

- Para encontrar el valor de z a partir de las propiedades del gas.

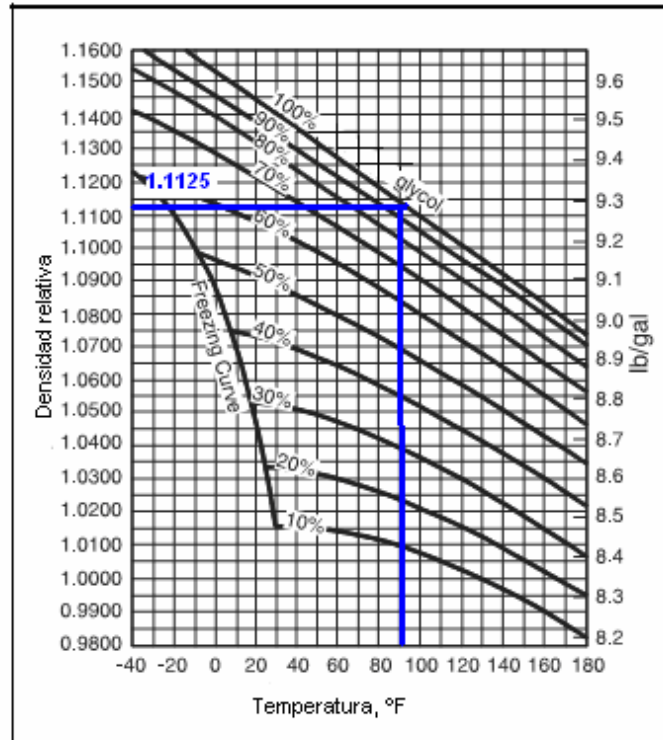


Figura 32. Densidad de soluciones acuosas de TEG. (Caso base)

Se calculan la Temperatura y Presión Pseudo reducida del gas

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{Pc}} = \frac{550^{\circ}R}{336.71^{\circ}R} = 1.63$$

$$P_{Pr} = \frac{P}{P_{Pc}} = \frac{1175Psia}{654.25Psia} = 1.79$$

De la grafica de Standing figura 33, entrando con la temperatura y presión pseudo reducidas, el factor de compresibilidad es $Z=0.875$. Conocida z encontramos la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{1175 \text{ Psia} * 16.33 \text{ lb} / \text{lbmol}}{10.73 \text{ Psia} \text{ Ft}^3 / \text{lbmol} 550^\circ \text{ R} * 0.875} = 3.7158 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

TABLA 11. PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES DEL GAS NATURAL.

Componente	Y_i	T_c	Y_{T_c}	P_c	Y_{P_c}
C_1	0.979897	343.3	336.391	666.4	652.99
C_2	$0.2535 * 10^{-3}$	549.9	0.1393	706.5	0.1790
C_3	$0.0531 * 10^{-3}$	6661.1	1.03536	616	0.0327
nC_4	$0.0085 * 10^{-3}$	765.6	$6.5076 * 10^{-3}$	550.6	$4.68 * 10^{-3}$
iC_4	$0.0229 * 10^{-3}$	734.5	0.01682	527.9	0.0120
nC_5	$0.0077 * 10^{-3}$	845.8	$6.512 * 10^{-3}$	488.6	$3.76 * 10^{-3}$
iC_5	$0.0005 * 10^{-3}$	829.1	$4.145 * 10^{-4}$	490.4	$2.452 * 10^{-4}$
C_6	$0.0168 * 10^{-3}$	913.6	0.1534	4.36.9	$7.33 * 10^{-3}$
CO_2	$0.1918 * 10^{-3}$	547.9	0.1050	1710	0.3279
N_2	$1.4575 * 10^{-3}$	227.5	0.3315	493.1	0.7186
			$T_{P_c} = 336.71$		$P_{P_c} = 654.25$

12. Calcular el diámetro de la torre contactora. Teniendo en cuenta los parámetros y ecuaciones para el dimensionamiento de torres de absorción empacadas explicadas en el capítulo 3

- A partir de la figura 11, para la inundación. con la ecuación 14 encontramos el valor de la abscisa.

$$abscisa = \left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} = \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} = \sqrt{\frac{\rho_{gas}}{\rho_{TEG} - \rho_{gas}}} = \sqrt{\frac{3.7158}{69.42 - 3.7158}}$$

$$abscisa = 0.2378 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

Para el flujo masico G' lo encontramos a partir de la grafica con el valor de la abscisa de 0.2378 lb. /ft³ y asumiendo la caída de presión por altura de relleno un valor de 0.3, obtenemos un valor de 0.03 para G' .

$$G' = \left[\frac{(\varepsilon)(\rho_g)(\rho_l)(g_c)}{F\phi\mu_1^{0.2}} \right]^{0.5} = \frac{G^2 F_p \mu_x^{0.1}}{g_c (\rho_x - \rho_y) \rho_y} = 0.03$$

Luego despejamos G que es la velocidad másica para la inundación de la ecuación anterior. El termino F_p representa el factor de condensado para diferentes tipos de empaques, por tanto se realiza la operación con varios factores para poder seleccionar el empaque apropiado.

$$G = \sqrt{\frac{G' g_c \rho_y (\rho_x - \rho_y)}{F_p \mu^{0.1}}}$$

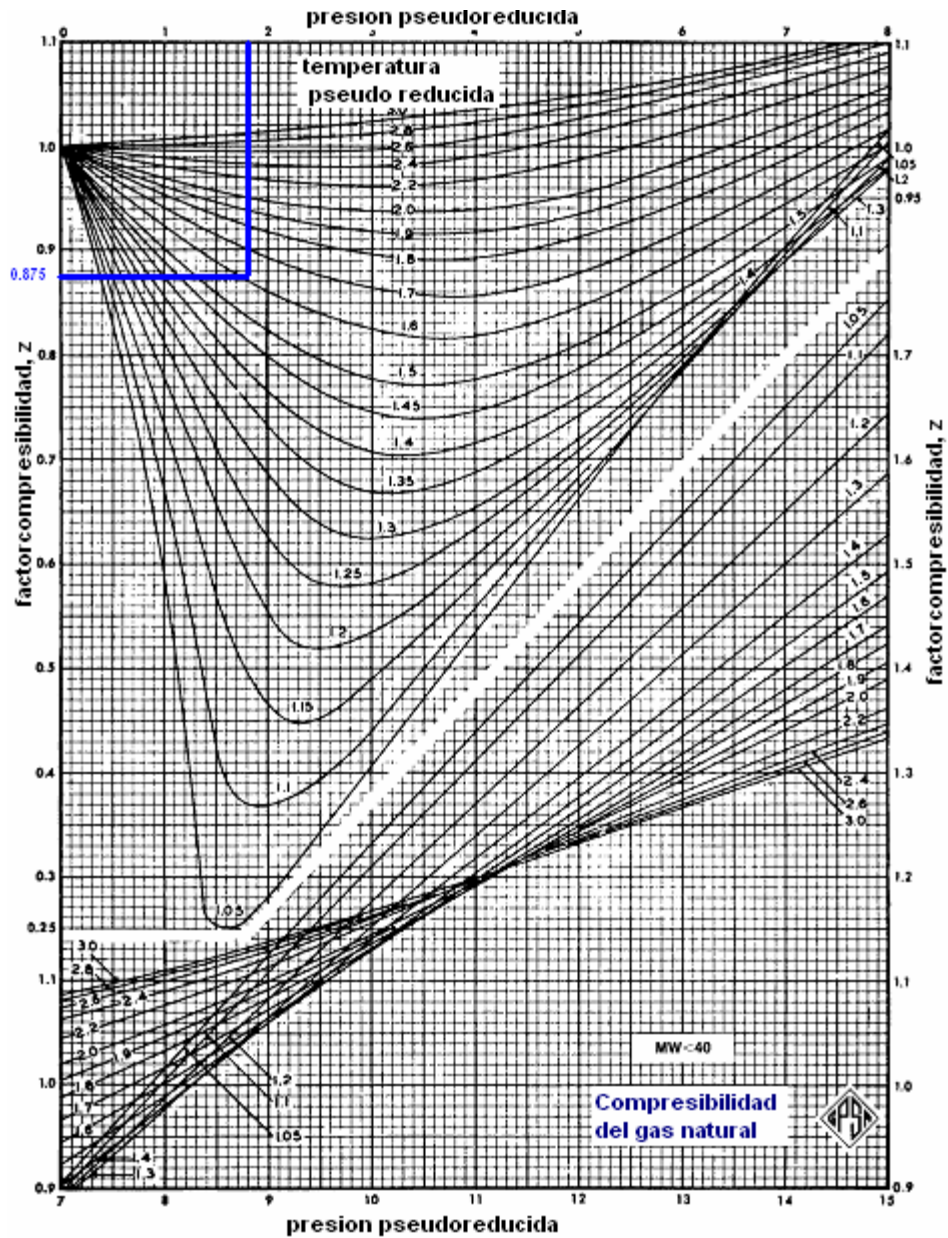


Figura 33. Factor compresibilidad del gas natural (Caso base).

Para encontrar la viscosidad del TEG se realiza mediante la figura con Temperatura de la contactora 90°F y concentración de TEG de 98.5% encontramos un valor de 19 cp para la viscosidad del TEG.

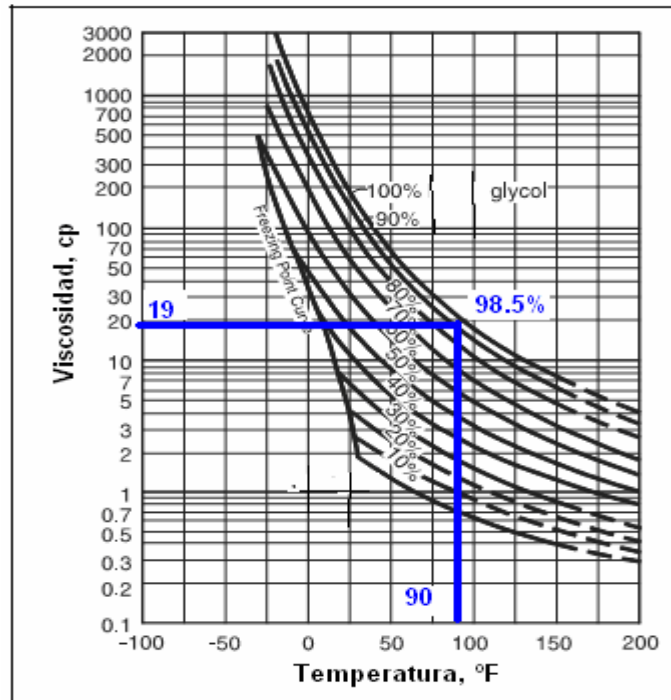


Figura 34. Viscosidad del TEG a diferentes concentraciones (Caso base)

Se realiza la siguiente tabla para cada uno de los factores de los diferentes empaques. En la tabla 12 se muestra cada uno de los resultados de las variables necesarias para el calculo del diámetro de la torres contactora teniendo en cuenta el tipo y material del empaque.

Calcular el flujo masico de gas:

$$\dot{m} = q_g * \frac{1 \text{ lbmol}}{379.6 \text{ SCF}} * \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hrs}} * GE * \frac{28.97 \text{ lb}}{1 \text{ lbmol}}$$

$$\dot{m} = 150000000 \text{ SCF} * \frac{1 \text{ lbmol}}{379.6 \text{ SCF}} * \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hrs}} * 0.56 * \frac{28.97 \text{ lb}}{1 \text{ lbmol}}$$

$$\dot{m} = 26646.47 \text{ lb} / \text{h} * (1 \text{ h} / 3600 \text{ s})$$

$$\dot{m} = 7.40 \text{ lb} / \text{s}$$

Calcular G' a condiciones de operación de la ecuación 16

$$\hat{G}_{operando} = (f)(\hat{G}_{inundado})$$

f = porcentaje de velocidad inundación, 50 o 75 generalmente. Luego calcular el área transversal de la columna a partir de la ecuación 17.

Si asumimos f como 50%

$$A = \frac{G}{G_{operando}}$$

Calcular el diámetro de la columna a partir de la ecuación 18.

$$D_i = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = 1.13A^{0.5}$$

TABLA 12 CÁLCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE DE ABSORCION EMPACADA

Tipo	Material	Tamaño Nominal Pulg.	Fp	G inundado	G operando	A (Ft ²)	Dt (Ft)	Dt (m)
Monturas Berl	Cerámica	1/2	240	0,855	0,428	17,307	4,701	1,433
		1	110	1,263	0,632	11,717	3,868	1,179
		1 ^{1/2}	65	1,643	0,822	9,007	3,391	1,034
Monturas Intalox	Cerámica	1/2	200	0,937	0,468	15,799	4,492	1,369
		1	92	1,381	0,691	10,716	3,699	1,127
		1 ^{1/2}	52	1,837	0,919	8,056	3,207	0,978
		2	40	2,095	1,047	7,066	3,004	0,916
		3	22	2,825	1,412	5,240	2,587	0,788
Anillos Raschig	Cerámica	1/2	580	0,550	0,275	26,905	5,861	1,787
		1	155	1,064	0,532	13,909	4,214	1,285
		1 ^{1/2}	95	1,359	0,680	10,889	3,729	1,137
		2	65	1,643	0,822	9,007	3,391	1,034
Anillos Pall	Acero	1	48	1,912	0,956	7,740	3,144	0,958
		1 ^{1/2}	28	2,504	1,252	5,912	2,747	0,837
		2	20	2,963	1,481	4,996	2,526	0,770
	Polipropileno	1	52	1,837	0,919	8,056	3,207	0,978
		1 ^{1/2}	40	2,095	1,047	7,066	3,004	0,916
Tellerettes		1	40	2,095	1,047	7,066	3,004	0,916
		2	20	2,963	1,481	4,996	2,526	0,770
		3	15	3,421	1,710	4,327	2,351	0,716

14. Calcular la altura de la torre.

Altura de empaque = $N * 60$ in, /plato teórico, con el valor de $N = 2$ encontramos:

Altura del empaque = $2 * 60$ in/plato teórico = 120 in = 10 ft = 3.048 m

5.3.2 Solución por la metodología Mc.CABE: Para calcular la densidad del glicol a las condiciones de operación:

$$\rho_{glicola90^{\circ}\text{F}} = GE_{glicol} * 8.34$$

$$\rho_{glicol} = 1.1125 * 8.34 \text{ lb / gal}$$

$$\rho_{glicol} = 9.27825 \text{ lb / gal} = 69.4061 \text{ lb / ft}^3$$

Para encontrar el TEG_{rico} :

$$TEG_{rico} = \frac{(TEG_{pobre} * \rho)}{\rho + \frac{1}{L_w}}$$

$$TEG_{rico} = \frac{0.985 * 9.27825}{9.27825 + \frac{1}{3}}$$

$$TEG_{rico} = 0.9508 = 95.08\%$$

Puntos de la línea de operación:

Tope de la columna: 4 lb.H₂O / MMSCF y 98.5%

Fondo de la columna: 40 lb.H₂O / MMSCF y 95.08%

TABLA 13. DATOS PARA REALIZAR LA LÍNEA DE EQUILIBRIO DEL DIAGRAMA DE MC.CABE.

%TEG	Temperatura de punto de rocío	Contenido de agua
99	4	2.3
98	22	4.4
97	31	5.9
96	37	6.8
95	41	8.5

Calcular el número de platos reales: Con las líneas de operación y equilibrio construidas, se realiza una triangulación, para finalmente determinar el número teórico de platos requeridos por la contactora. Entonces, el número real de platos requeridos se determina usando la eficiencia de los mismos.

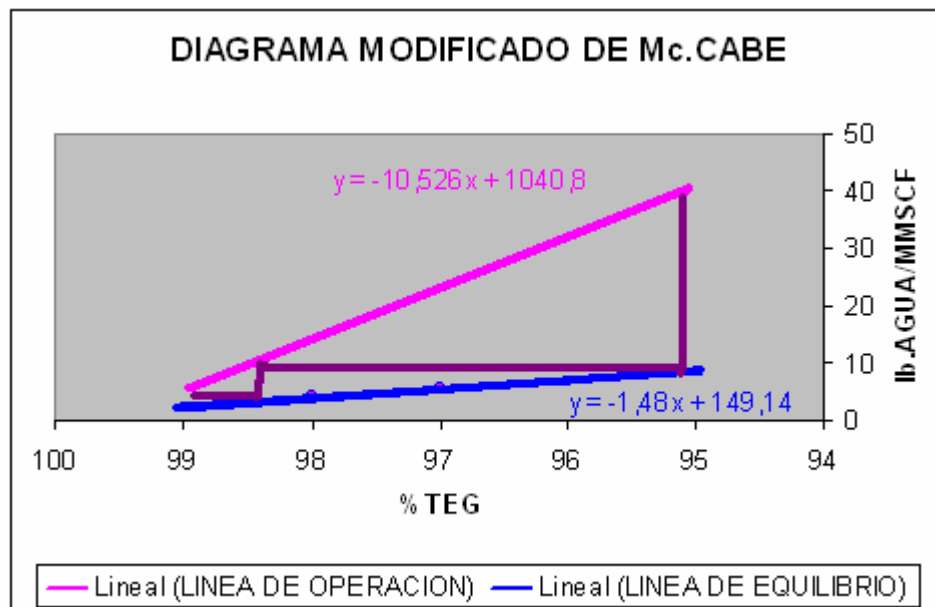


Figura 35. Diagrama modificado de Mc.CABE (caso base)

En la representación del diagrama de Mc. Cabe encontramos, en la figura 35, de la línea de operación el valor de $\frac{G_m}{L_m} = \frac{1}{-10.526}$, que es la pendiente de dicha línea, al igual en la línea de equilibrio encontramos el valor de $m = -1.48$, para la solución de las siguientes ecuaciones

Calculo de la altura de la torre:

$$Z = HTU * NTU$$

$$Z = N_{OG}H_{OG} = N_{OL}H_{OL}$$

Para determinar el número de las unidades de la transferencia N_{OG} basada en la resistencia de la fase gaseosa se utiliza la ecuación (22)

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\left(\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \right) \left(1 - \frac{mG_m}{L_m} \right) + \frac{mG_m}{L_m} \right]}{1 - \frac{mG_m}{L_m}}$$

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\left(\frac{40 - (-1.48) * (0.985)}{4 - (-1.48) * (0.985)} \right) \left(1 - (-1.48) * \left(\frac{-1}{10.526} \right) \right) + (-1.48) * \left(\frac{-1}{10.526} \right) \right]}{1 - (-1.48) * \left(\frac{-1}{10.526} \right)}$$

$$N_{OG} = 2.207$$

La solución grafica por medio del diagrama de Colburn de la figura 36 primero se computa el valor de $\ln\left[\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2}\right] = 7.526$; siguiente leído encima del gráfico a la línea que corresponde a $\left(\frac{mG_m}{L_m}\right) = 0.14$ se lee un valor para $N_{OG} = 2.15$ que se acerca al valor calculado numéricamente.

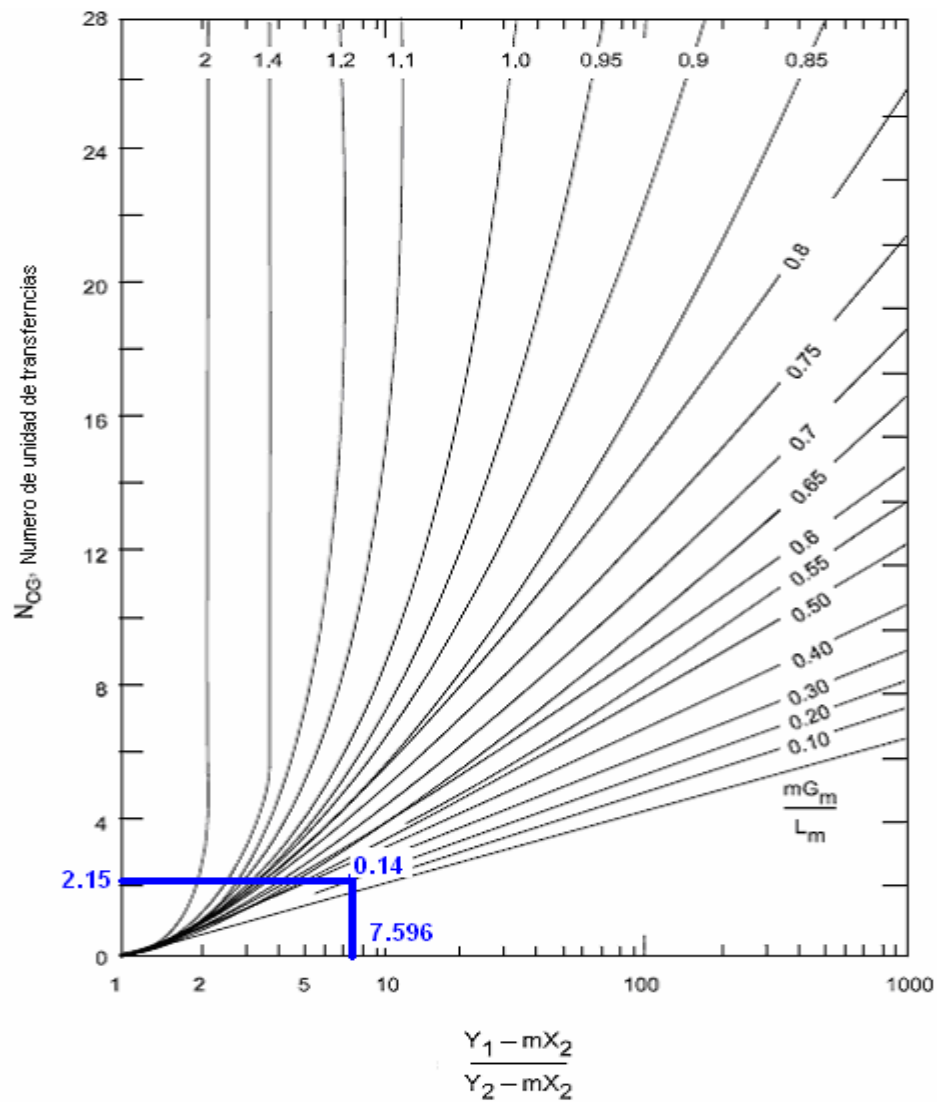


Figura 36. Diagrama de Colburn (caso base)

Teniendo en cuenta el tipo de empaque para las correlaciones mostradas anteriormente para la determinación de la altura en la tabla 14 se muestran los resultados para dichas correlaciones.

TABLA 14. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA TORRE CONTACTORA CON DIFERNTES TIPOS DE EMPAQUES.

EMPAQUE	MATERIAL	D_p	a	k_G	k_L	a_w	H_L	H_G	H_{OG}	Z ft	Z m
ANILLOS RASCHIG	ACERO	0,5	127,19	0,37	7,24	127,19	3,66	2,49	2,14	4,33	1,42
		1,0	63,14	0,30	11,51	63,13	4,63	6,10	5,66	11,44	3,75
		1,5	39,65	0,29	15,32	39,65	5,54	9,91	9,39	18,96	6,22
		2,0	31,11	0,25	18,34	31,11	5,90	14,87	14,31	28,91	9,48
	CERAMICA	0,3	216,55	0,59	4,76	216,55	3,27	0,90	0,59	1,20	0,39
		0,5	112,85	0,45	7,47	112,85	3,99	2,29	1,91	3,86	1,27
		0,3	73,20	2,10	7,13	73,20	6,45	0,75	0,14	0,28	0,09
		1,0	57,95	0,35	11,78	57,95	4,93	5,75	5,28	10,66	3,50
		1,5	36,30	0,34	15,69	36,30	5,91	9,32	8,76	17,69	5,80
		2,0	28,06	0,30	18,85	28,06	6,36	13,84	13,23	26,73	8,77
ANILLOS PALL	ACERO	1,0	64,02	0,29	11,47	64,02	4,59	6,16	5,73	11,57	3,79
	POLIETILENO	1,0	62,53	0,31	11,54	62,51	4,67	6,06	5,62	11,35	3,72
ANILLOS BERL	CERAMICA	0,5	141,83	0,30	7,03	141,82	3,38	2,69	2,37	4,78	1,57
		1,0	76,25	0,22	10,94	76,25	4,03	6,96	6,58	13,29	4,36
		1,5	45,75	0,23	14,75	45,75	4,99	10,96	10,48	21,18	6,95

5.3.3. Selección de la torre contactora: Después de realizar los cálculos respectivos para cada uno de los parámetros dados para el diseño de una torre empacada, como son el diámetro y la altura de la torre, para varios tipos de empaques, se hace la valoración y evaluación de dichos valores para seleccionar un diseño apropiado que cumpla con los requerimientos especificados.

Lo fundamental es la escogencia del tipo y material del empaque a usarse basándonos en los criterios para su adecuada selección de acuerdo al servicio que este puede prestar y los requerimientos exigidos, es así que de acuerdo a esos criterios tenemos que los anillos raschig presentan mejores condiciones en cuanto a la capacidad para conducción de fluidos aumentando a medida que aumenta el tamaño nominal del empaque. Presentan mayor eficiencia para la transferencia de masa en tamaños nominales pequeños. En cuanto al material seleccionado para el tipo de empaque, es recomendado el uso de cerámica, ya que son más resistentes químicamente.

Entonces el tamaño nominal recomendado para el empaque según los datos de la tabla 6 para anillos raschig, teniendo en cuenta un diámetro de la torre entre 3 y 4 pies. El tamaño nominal recomendado es de 1 ½ para anillos Raschig de cerámica dando como resultado un diámetro de 3.729 ft (1.137 m) como se muestra en la tabla 12. Para el valor de la altura determinado en la tabla 14. para este mismo tipo de empaque, muestra un valor de 17.69 ft (5.80 m).

6. SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR MEDIO DE HYSYS

Los balances de materia y energía se realizan usando un software comercial de procesos (HYSYS), que permite simular los sistemas de absorción y regeneración de la planta para el caso base de estudio.

HYSYS es un simulador de procesos termodinámicos en el cual todas las aplicaciones necesarias funcionan en un ambiente de simulación integrado dentro de una estructura común. Una estructura elimina los procedimientos de prueba y error que se presentan cuando los requerimientos para los modelamientos de un proceso no pueden ser manipulados dentro de un solo paquete o modelo, pues en tal caso se debe recurrir a una segunda utilidad y desarrollar allí las tareas necesarias para obtener la información adicional. A menudo los datos adquiridos en esta segunda aplicación tendrán un impacto sobre el primer modelo y por lo tanto el proceso debe repetirse.

La simulación debe iniciar con la construcción de un modelo conceptual, mediante el cual se determinen los requerimientos básicos del proceso, como equipos, corrientes de materia y energía, accesorios, etc. Basado en el diseño conceptual, se procede a la construcción de un modelo en estado estable que debe ser ajustado apropiadamente para que simule el proceso con la mayor exactitud posible; este ajuste se realiza utilizando los datos de campo. Una vez ajustado el modelo, se procede a determinar las condiciones óptimas de operación, seguidamente se ejecutan cálculos de dimensionamiento y costo del equipo requerido para realizar modelamiento dinámico y poder determinar estrategias de control apropiadas. Una vez se ha establecido el modelo, se usan datos reales del proceso para hacer estudios, resolución de problemas o incluso optimización del proceso. Si un

cambio en una etapa del proceso de diseño afecta los datos comunes, la nueva información se hace inmediatamente disponible a todas las otras aplicaciones sin necesidad de realizar transferencia manual de datos bajo ninguna circunstancia.

6.1 MODELO TERMODINÁMICO

El paquete del simulador esta constituido por los paquetes o modelos termodinámicos y físicos, que se utilizan en los cálculos de equilibrio para determinar el número de fases coexistentes, su composición y su cantidad, a unas condiciones dadas de presión y temperatura. Los modelos disponibles en el simulador incluyen ecuaciones de estado, modelos de actividad, métodos empíricos, modelos de presión de vapor y métodos misceláneos. La ecuación de estado que ofrece mejores resultados para la deshidratación de gas con TEG es la ecuación de Peng Robinsón.

6.1.1 Ecuación de estado de peng robinsón PR: Esta ecuación se utiliza para resolver en forma rigurosa, cualquier sistema de una, dos o tres fases, con alto grado de eficiencia, precisión y confiabilidad. Aplica a una gran variedad de sistemas, desde criogénicos hasta de alta temperatura, para sistemas de yacimientos a alta presión y un amplio rango de condiciones (Temperatura hasta de -456°F y presión hasta de 15000 psia). La ecuación permite realizar cálculos flash riguroso en tres fases para sistemas acuosos que contienen glicoles, así como para sistemas que contienen otros hidrocarburos o no hidrocarburos en una segunda fase líquida. ES importante resaltar que los resultados de las propiedades predichas por la ecuación de Peng Robinsón del simulador, no necesariamente son las mismas que las predichas con PR por otros simuladores comerciales; ello depende de las mejoras que cada compañía involucre a su simulador.

Donde:
$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V(V+b)+b(V-b)}$$

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$\alpha = \left(1 + m(1 - T_r^{0.5})\right)^2$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}$$

$$m = 0.3746 + 1.5423\omega - 0.2699\omega^2$$

Término m mejorado

$$m = 0.379642 + 1.48503\omega - 0.1644\omega^2 + 0.016667\omega^3$$

$$Z^3 + (B-1)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0$$

Donde:

$$A = \frac{a_c P}{(RT)^2} \quad B = \frac{bP}{RT}$$

P = Presión del sistema

T = Temperatura del sistema

V = Volumen ocupado por el fluido

Z = Factor de compresibilidad

R = Constante de los gases

K_{ij} = Coeficiente de interacción binaria

P_c = Presión Crítica

T_c = Temperatura Crítica

w = Factor acéntrico

6.1.2 simulación de columnas: El simulador dispone de una operación denominada *columna* que mediante diferentes configuraciones permite simular cualquier proceso de destilación.

La operación columna permite manejar diversas aplicaciones de fraccionamiento como torres criogénicas, sistemas de absorción de TEG de alta presión, despojadoras de agua ácida, absorbedores de aceite pobre, torres de crudo complejas, etc.

Básicamente, cuando un alimento se introduce en una etapa de columna, el simulador emplea la siguiente secuencia para establecer los productos internos resultantes.

- El flujo total de componentes (fase líquida y vapor) de la corriente de alimento se suma a los flujos de los componentes de las fases líquida y vapor internas que entran a la etapa.
- La entalpía total (fases vapor y líquido) de la corriente de alimento se suma a las entalpías de las corrientes internas líquidas y vapor que entran a la etapa.
- El simulador balancea la mezcla combinada basada en la entalpía total, a la presión de la etapa. Los resultados de este proceso producen las condiciones y la composición de las fases líquida y vapor que abandona la etapa.

Independiente del tipo de columna, los parámetros básicos que permanecen como valores de entrada fijos durante el proceso de convergencia son: Presión, número de etapas y un alimento completamente definido (localización, composición y condiciones).

Especificaciones: El usuario puede definir las especificaciones que la columna debe alcanzar en el proceso de convergencia, éstas incluyen gran variedad de parámetros de las corrientes involucradas. El número de

especificaciones esta determinado por los grados de libertad que tenga la columna.

Convergencia: El simulador ejecuta iteraciones hasta alcanzar la convergencia de los bucles interno y externo (errores específicos, equilibrio y calor), posteriormente verifica las tolerancias dadas a cada una de las especificaciones. Si alguna de las tolerancias no se alcanza, el simulador itera hasta que converge a otra solución para los bucles interno y externo, las tolerancias son revisadas nuevamente y el proceso continua hasta cumplir con los dos criterios.

El error por equilibrio es el error en el cálculo de las fracciones molares de la fase vapor. El error sobre cada una de las etapas se calcula como uno menos la suma de las fracciones molares de los componentes de la fase vapor. El error de equilibrio total es la suma de los cuadrados de los errores parciales al cuadrado.

6.2 SENSIBILIDAD DE PARÁMETROS

Teniendo en cuenta las condiciones de operación del diseño planteado, se desarrolló la simulación para la realización del análisis de la sensibilidad de la planta enfocándose en la eficiencia por la variación de las condiciones de operación, siendo las más representativas la humedad del gas de salida y las perdidas de glicol.

En la figura 37 se muestra el diagrama del proceso (PFD) para el caso construido en el simulador.

6.2.1 Consideraciones y suposiciones tomadas para realizar la simulación: En la realización de un caso base de simulación se deben tener en cuenta consideraciones al momento de evaluar los resultados del estudio. Durante la simulación se tomaron las siguientes consideraciones:

- Las normas colombianas aceptan un gas de venta hasta con 4 lb. /MMscfd de agua. Por lo que se utiliza este criterio como máximo permisible a la salida del gas.
- Las tuberías y equipos no tienen pérdidas de calor.
- No se dispone de medidores de flujo para cada unidad, por lo que se supone que opera con cargas iguales.
- Las composiciones de las corrientes de entrada del gas y del glicol se toman de la solución del diseño desarrollado en el capítulo 5.
- El gas de entrada no contiene cantidades representativas de gases ácidos.
- Se supone que el scrubber funciona correctamente y no se presenta arrastre. De manera que el gas que ingresa a la torre absorbidora siempre está saturado de agua a las condiciones de entrada.
- La temperatura del rehervidor se mantiene en 375 °F. esto para evitar la degradación del glicol a los 404 °F.
- Los separadores no presentan arrastre de líquidos en las corrientes gaseosas de salida.

- La presencia de sólidos en el gas de entrada o su acumulación en el glicol circulado no existe, debido a que el simulador de procesos no maneja estos elementos.
- No hay presencia de sólidos en las corrientes de gas como de glicol.
- Las propiedades del trietilenglicol son las comunes para un glicol puro mezclado con agua, es decir que no se asume alguna clase de degradación por uso y su correspondiente pérdida de propiedades.
- La torre contactora o absorbidora, posee dos platos teóricos.

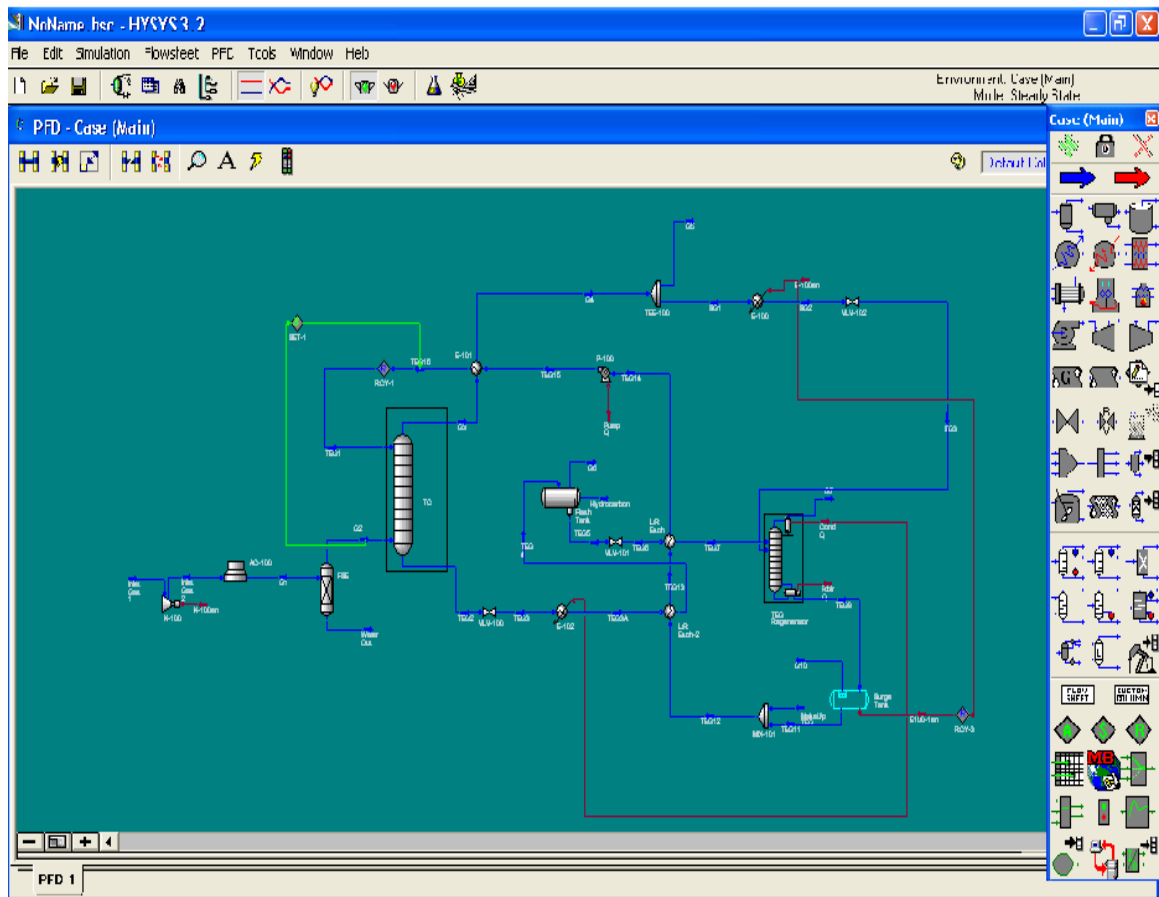


Figura 37. Diagrama PDF del proceso simulado.

6.2.2 Caso base de simulación: El caso base muestra las variables de operaciones de la planta que fueron simuladas utilizando las condiciones de operación de la torre contactora las cuales fueron tomadas del diseño realizado en este trabajo y debido a que no se disponía de las condiciones de operación de los demás equipos, estas fueron tomadas con base en los criterios de diseño típico usados para estas unidades.

TABLA 15. CONDICIONES DE OPERACIÓN CASO BASE

Corrientes de gas	Temperatura, °F	Presión, psig	Tasa MMSCFD
Gas húmedo	90	1175	150
Gas de despojo	121	14.7	0.0
Corrientes de Glicol	Temperatura, °F	Presión, psig	Tasa GPM
Glicol pobre	110	1175	11
Rehervidor	380	14.7	

Humedad del gas de entrada, 40 Lb/MMSCF
 Humedad del gas venta,(salida) 4 Lb/MMSCF
 Concentración del glicol pobre 98.5%

6.3 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

6.3.1 Variaciones en la humedad del gas de salida

- Efecto de la Humedad del gas de entrada

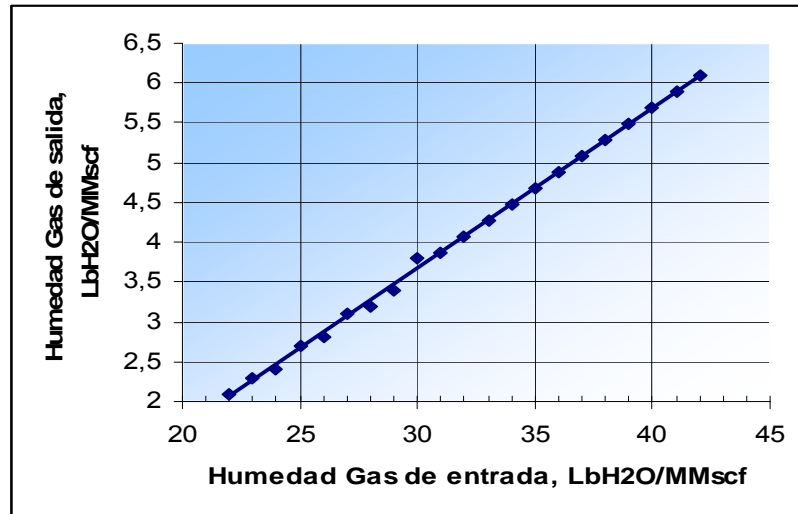


Figura 38. Variación en las condiciones del gas de entrada

La variación de temperatura y presión del gas de entrada implica una variación en la humedad de esta corriente, se realizó esta evaluación con el fin de comparar y analizar el impacto de la variación de las condiciones del gas de entrada sobre el proceso de deshidratación en donde se observa una relación directa en el aumento de un aumento de un aumento de 5 lb. /MMscf en la humedad de entrada a condiciones de operación constantes, causara un aumento de aproximadamente 1 lb. /MMscf en la humedad de salida. Mostrando que el cambio de condiciones, sea de presión o temperatura afectara directamente el proceso.

- Efecto tasa de gas de entrada.

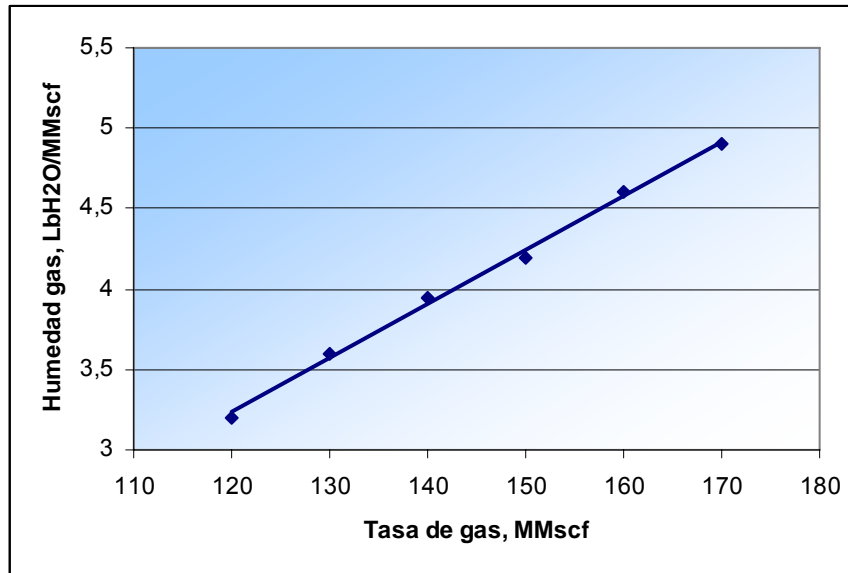


Figura 39. Efecto de la tasa de gas de entrada sobre la humedad del gas de salida

Un incremento en la tasa de gas a la entrada de la torre contactora aumenta la cantidad de agua a remover por unidad de glicol, de manera que a una tasa de glicol constante el gas de salida tendrá mayor cantidad de agua.

- Efecto tasa de glicol.

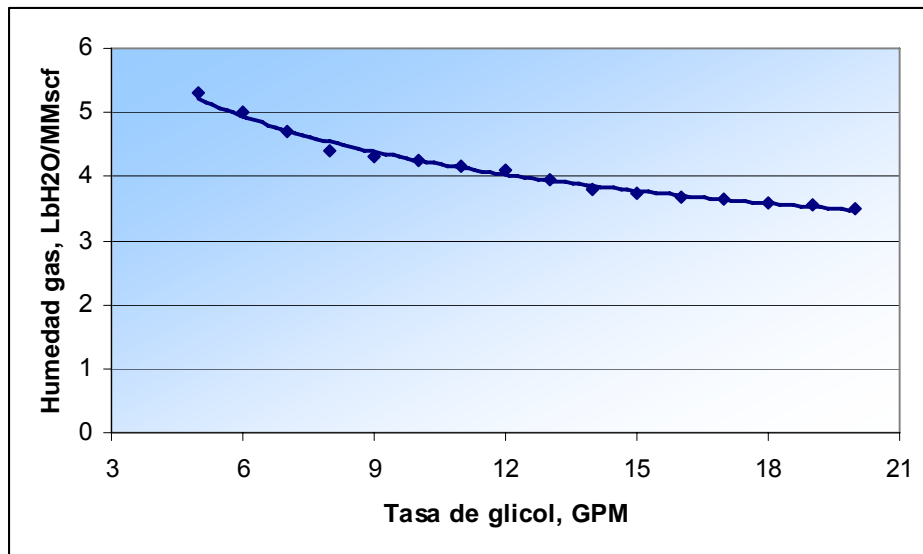


Figura 40. Efecto de la tasa de glicol sobre la humedad del gas de salida

Al aumentar la tasa de glicol se favorece el proceso de deshidratación, sin embargo a tasas demasiado altas de glicol (por encima de 18 GPM) no se logra disminuir en forma apreciable la humedad del gas de salida. El aumento de la tasa de glicol incrementa la capacidad de absorción de la torre permitiendo manejar altos flujos de gas sin perder eficiencia en la deshidratación.

- Efecto de la concentración de TEG.

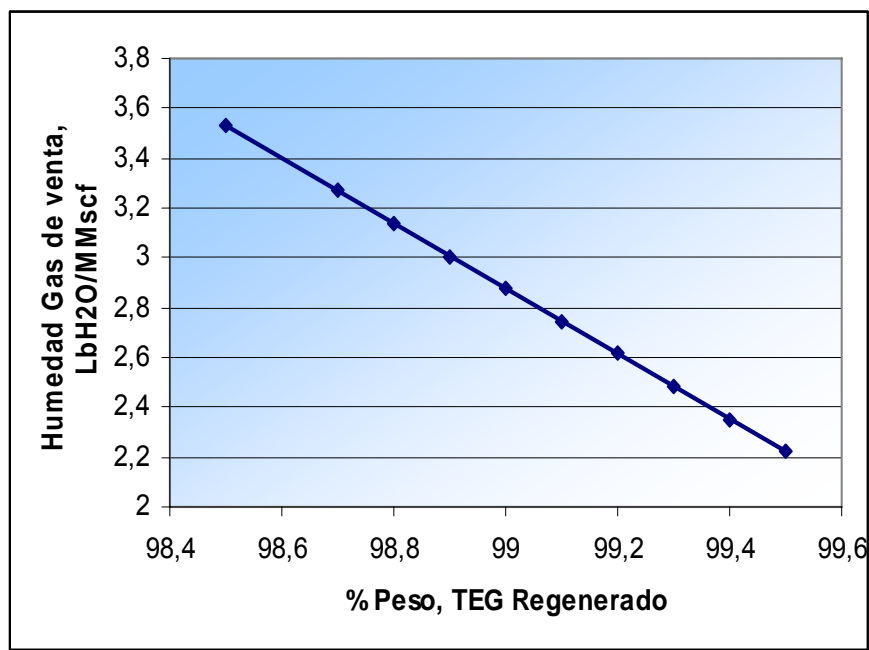


Figura 41. Efecto de la concentración de TEG sobre el gas de salida

Se realizó la relación entre la concentración del glicol regenerado y la humedad del gas de salida mostrando que la humedad del gas de salida es muy sensible a los cambios en la concentración del glicol regenerado, como se observa en la figura un aumento de 0.5 % en peso en la concentración de glicol, disminuye la humedad del gas de salida en 1 lb/MMscf.

- Efecto de la presión de operación

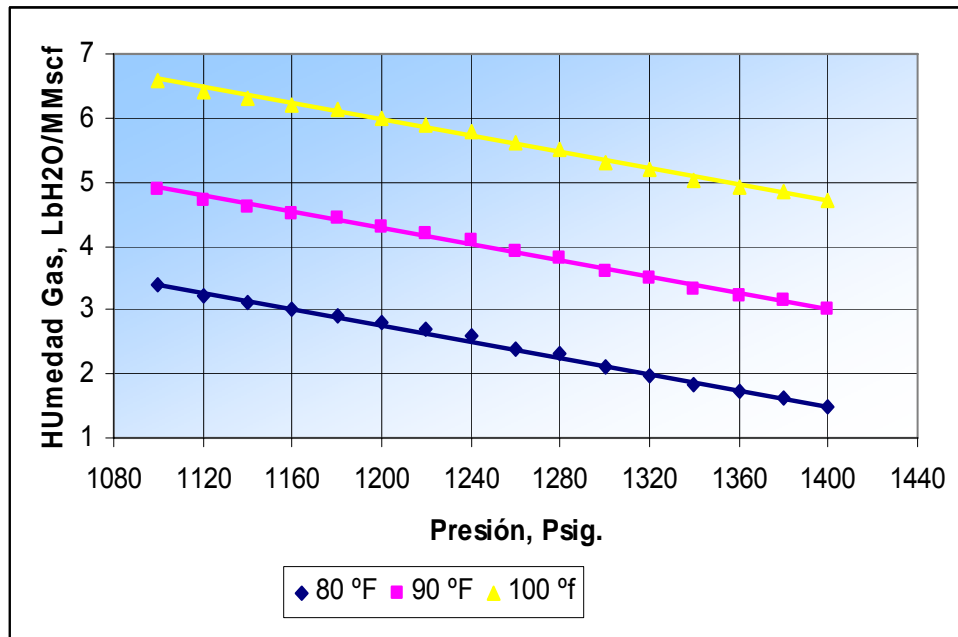


Figura 42. Efecto de la presión sobre la humedad del gas de salida.

La figura 42 muestra el efecto de la presión de la torre contactora sobre la humedad del gas de salida a temperaturas constantes. Se analiza que a presiones menores de la presión de operación de 1175 Psi se coloca en riesgo el proceso de deshidratación, ya que se tiene un aumento en el gas de salida, estos incrementos son menores comparados con los que se presentan con los cambios de temperatura. Lo anterior se presenta por que las constantes de equilibrio de los componentes del sistema, incluyendo el TEG y el agua varían inversamente con la presión, provocando que menos agua sea retirada por el glicol.

- Efecto de la temperatura de operación.

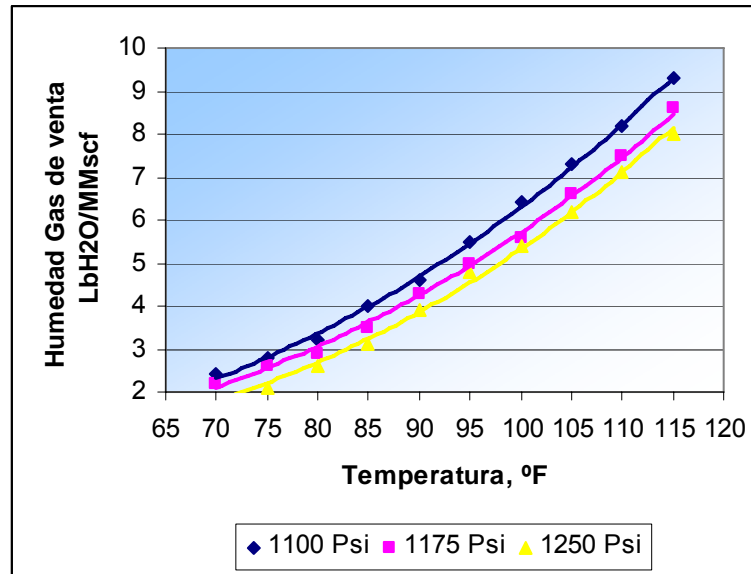


Figura 43. Efecto de la temperatura de la torre sobre la humedad del gas de salida.

La figura 43 muestra el efecto de la temperatura del gas de entrada al contactora sobre la humedad del gas de venta (salida), esto a diferentes presiones de operación. Se observa que esta variación en la presión de operación tiene un efecto muy pequeño sobre la humedad del gas de salida.

En cuanto a la variación en la temperatura en la contactora, se observa que a medida que aumenta que se aumenta la temperatura en la torre contactora, se produce un gran aumento en la humedad del gas de salida, este mismo efecto se presenta a diferentes presiones. Este efecto es fuerte debido a que el contenido de agua saturada en el gas aumenta considerablemente con un incremento mínimo de temperatura, haciendo sensible el proceso a este parámetro.

6.3.2. Pérdidas de glicol en la torre de absorción empacada.

- **Efecto de la temperatura.**

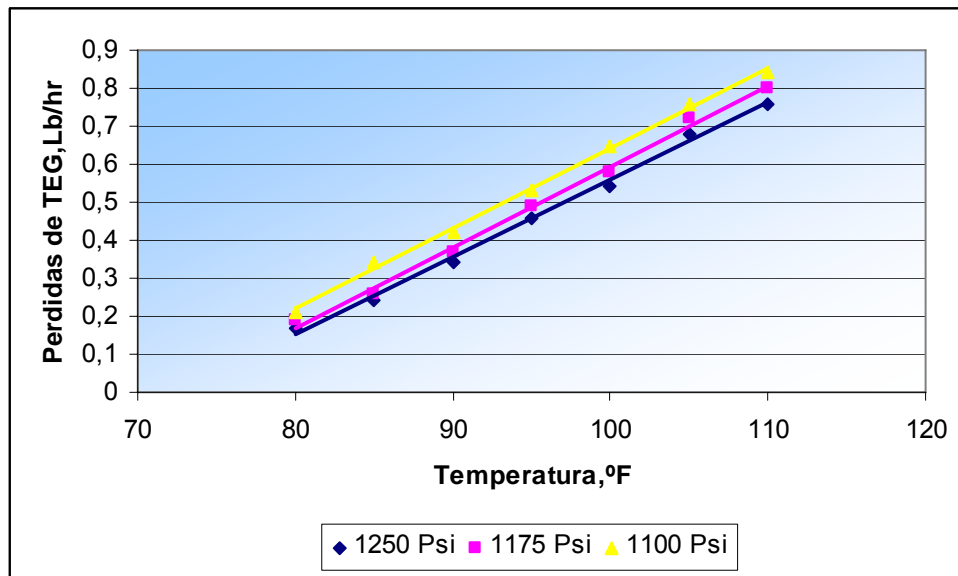


Figura 44. Efecto de la temperatura de la torre sobre las pérdidas de TEG

Cuando la temperatura de la torre se incrementa, ya sea por un aumento en la temperatura del TEG pobre o por un aumento en la temperatura del gas de entrada las constantes de equilibrio de los componentes del sistema también aumentan, provocando mayores pérdidas de TEG por vaporización de la corriente de gas seco.

- **Efecto de la presión.**

El efecto del cambio de la presión en la torre de absorción muestra que las pérdidas de TEG disminuyen por causa de la variación de las constantes de equilibrio que se presentan inversamente con la presión.

Si comparamos estas pérdidas con las mostradas en la variación de la temperatura, las pérdidas dadas por el efecto de la presión son menores

A temperaturas superiores a la temperatura de operación las pérdidas de TEG son mayores y ocurre el efecto contrario si la temperatura esta por debajo de la temperatura de operación como se muestra en la figura 45.

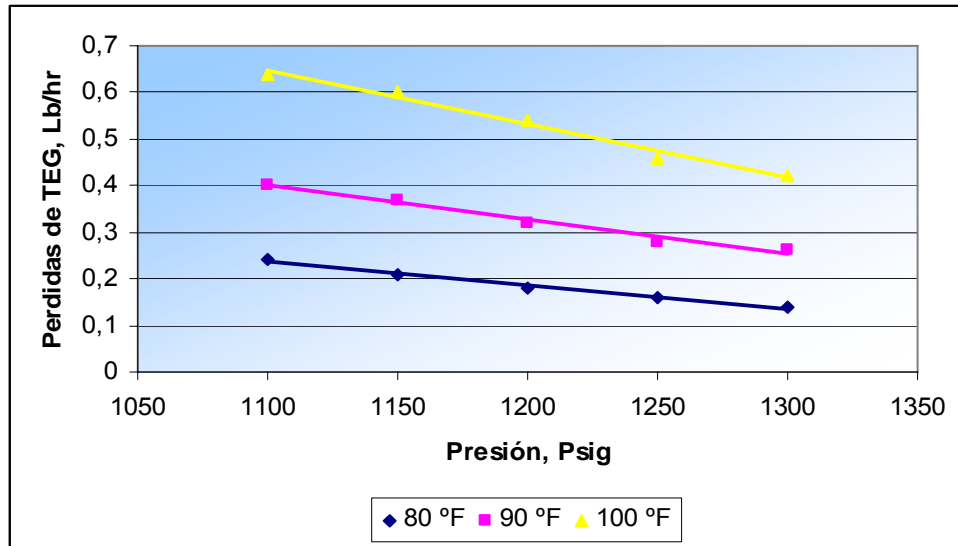


Figura 45. Efecto de la presión de la torre contactora sobre las pérdidas

- Efecto de la tasa de gas de despojo.

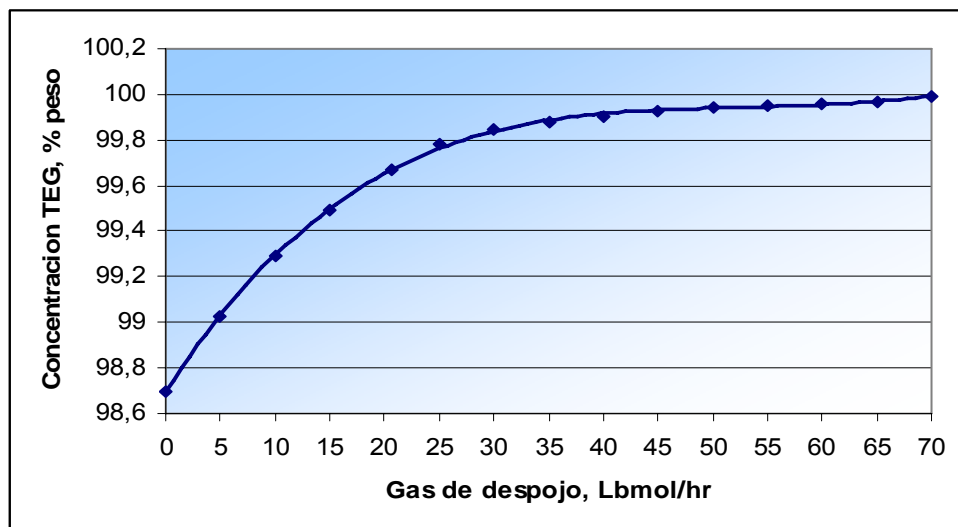


Figura 46. Efecto de la tasa de gas de despojo sobre la concentración de TEG

El gas de despojo es un factor determinante a la hora de aumentar la concentración de TEG, ya que él ebulle a través del líquido caliente en el rehervidor y fluye por el despojador, llevando consigo vapor de agua hasta la atmósfera. En la figura 46 se muestra el efecto del gas de despojo sobre la concentración del TEG, se observa que con pequeñas tasas de gas de 0 a 40 Lbmol/hr, el aumento en la concentración es considerable obteniéndose una concentración del 99.9% peso a una tasa de 40 Lbmol/hr.

- **Efecto de la tasa de TEG.**

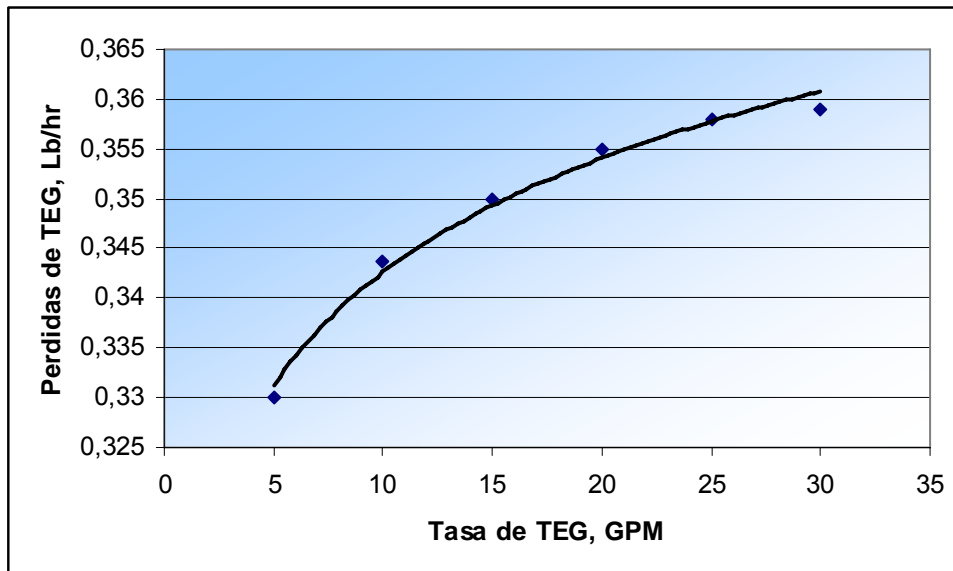


Figura 47. Efecto de la tasa de TEG sobre las pérdidas de TEG en la torre

En la torre contactora las pérdidas de glicol son muy bajas, debido a que las constantes de equilibrio no son sensibles a este factor, en forma general, la tasa de glicol no tiene un efecto significativo sobre las pérdidas de glicol.

CONCLUSIONES

Problemas operacionales

- La espuma, el taponamiento de los empaques, la inundación y la pobre deshidratación son los principales problemas relacionados con las torres contactoras empacadas, pueden ser causados por el exceso en el contenido de agua en el glicol pobre, el inadecuado diseño de la torre, la alta temperatura del glicol y la sobre o baja circulación de glicol
- La fuente mas frecuente de los problemas de operación utilizando torres empacadas como contactora, es el inadecuado diseño o dimensionamiento de la torre, por lo que el análisis de costos al inicio de la inversión debe ser estudiado a cabalidad, debido a que es mejor tener un costo inicial alto que garantice una eficiencia alta y no un costo bajo, porque los problemas que se presenten en el futuro representan costos mucho mas grandes.
- La alta velocidad del gas es la principal fuente de problemas operacionales mecánicos en la torre de absorción provocando la canalización y la generación de espuma en la misma, y un aumento considerable en la tasa de perdidas de glicol.
- El porcentaje máximo de contenido de agua en el glicol rico es de 5 % o 6 % en peso y el de glicol pobre es de 1.5%, es decir, el glicol pobre debe tener una concentración de TEG del 98% al 99% o mayor si hay presencia de gas de despojo para que no altere las variables de operación y las condiciones optimas de entrega del gas como la temperatura de la contactora.

Diseño de la torre

- Las columnas empacadas presentan dimensiones de diámetros y alturas pequeños en comparación con las columnas de platos permitiendo un contacto continuo entra las fases líquido – gas, ocasionando una baja caída de presión en el interior de la torre.
- La eficiencia de la torre de absorción empacada depende del tipo y material de empaque utilizado. Esta eficiencia se incrementa a medida que el tamaño nominal de la partícula disminuye. Es fundamental la correcta selección del empaque basándose en los criterios básicos para garantizar una mejor eficiencia y un buen funcionamiento de la torre en la operación de acuerdo a las necesidades propias de cada caso.
- El uso de correlaciones adecuadas para el calculo de la altura de una torre empacada en términos de los coeficientes de transferencia de masa k_G y k_L , facilitan la conversión, de acuerdo a las necesidades, en función de alturas de unidades de transferencia H_L y H_G .
- Los coeficientes de transferencia de masa k_G y k_L , y alturas de unidades de transferencia H_L y H_G , dependen de las velocidades de flujo de las fases y de sus variaciones dentro de la columna, partiendo de variaciones en el punto de alimentación, de manera que deben usarse valores diferentes para calcular los coeficientes en las secciones de enriquecimiento y agotamiento, pero en algunos casos las velocidades de flujos de las fases son constantes y puede usarse un valor promedio para el calculo de las variables k_G k_L , y H_L H_G .

- Un incremento en la velocidad del líquido, origina un aumento en la H_L altura de una unidad de transferencia de la fase líquida, mientras que un cambio de la velocidad del gas no tiene efecto sobre esta variable hasta el punto de carga. El diámetro de la torre no tiene efecto sobre H_L , pero, la altura de la torre tiene un pequeño efecto debido a que la mala distribución de las fases aumenta al incrementarse la altura.
- La altura de la unidad de transferencia de la fase gaseosa H_G disminuye al aumentar la velocidad del líquido, pero varía poco con la velocidad del gas, donde a velocidades muy bajas del gas (cerca de cero) esta variable tiende a cero. El diámetro no causa ninguna alteración notable en comparación con la altura ya que H_G aumenta al aumentar la altura de la torre.

Simulación del proceso

- Mediante un modelo de simulación de una planta se analizaron y evaluaron las condiciones de operación del sistema de absorción, realizando un análisis de sensibilidad de los parámetros del proceso, evaluando su impacto sobre el contenido de agua del gas de salida y la concentración de TEG.
- La mayoría de las variables de alimento de la torre contactora empacada, dependerán directamente de las condiciones del gas de carga (presión y temperatura) y de su tasa. En el sistema de regeneración la relación es indirecta a la de la concentración que se maneja en el sistema de regeneración.

BIBLIOGRAFIA

ARNOLD, Ken Y STEWART, Maurice. Surface Production operations, design of gas-Handling Systems and Facilities. Volume II, Chapter 8. Second edition. CHAP USA – 1999

CEDIEL GOMEZ, Heriberto. Proyecto de grado: Diseño de una planta deshidratadora de gas natural. Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga, 1976.

DURAN RINCON, Melvin Aroldo. Proyecto de grado: Modelamiento y simulación del proceso de deshidratación del gas natural con trietilenglicol. Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería química. Bucaramanga 2002.

ESPECIALIZACION EN INGENIERIA DE GAS (CICLO IIA – CAPITULO 7). Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION GPSA Volume II, Chapter. 20 – Dehydration.

GREEN, DONW, MALONE y james, PERRY Robert, Manual del Ingeniero Químico, 6 Edición, Tomo V.

HYPROTECH LTD. CALGARY. Manuales Técnicos programa de simulación de procesos Hysys Plant, Versión 2.1, 1999.

JARAMILLO SANCLEMENTE, Alonso. Diseño y operación de unidades para procedimientos de gas y aplicaciones de simulación de procesos.

Especialización en ingeniería de gas. Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga. - 2002.

JOYA HERNANDEZ, Pedro. LEAL SANCHEZ, Cesar Andrés. Análisis y evaluación de las variables y condiciones de operación de la planta deshidratadora de gas Ballena. Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga, 2001.

McCABE, Warren. SMITH, Julián. Operaciones unitarias en ingeniería química, cuarta edición, McGraw – Hill. España 1991.

MEJIA DUQUE, Iván. Monografía: Secado de gas natural. Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga, 2000.

TREYBAL, Robert E., Operaciones de Transferencia de Masa, México, Editorial MC. Graw Hill, 2a. Edición, 1988.

ROSEN, ward. Manual S-3: Glycol dehydration. Petroleum Learning Program LTD, 2a edition, Texas, 1960.

S.FOUST Alan, A CUENZEL Leonard, LOVIS Maus, L. BRYCE Andersen, Principios de Operaciones Unitarias, Compañía editorial continental, Departamento de Ingeniería Química. Lehigh University. Bethiehem, Pennsylvania, 5 Edición agosto 1972.