

DISEÑO Y PROBLEMAS OPERACIONALES EN TORRES CONTACTORAS
DE PLATOS EN PLANTAS DE DESHIDRATACIÓN DE GAS CON GLICOL

ANYI CARELY ESPINEL CHACÓN
NINI JOHANNA HERNÁNDEZ HERNÁNDEZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICO- QUÍMICAS
ESCUELA INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA

2007

DISEÑO Y PROBLEMAS OPERACIONALES EN TORRES CONTACTORAS
DE PLATOS EN PLANTAS DE DESHIDRATACIÓN DE GAS CON GLICOL

ANYI CARELY ESPINEL CHACÓN

NINI JOHANNA HERNÁNDEZ HERNÁNDEZ

Tesis de grado presentada para optar al título de
Ingeniero de petróleo

Director

NICOLÁS SANTOS SANTOS

Ingeniero de Petróleos

Codirector

CARLOS GREGORIO DALLOS ARENALES

Ingeniero Químico

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA

2007

DEDICATORIA

*Dedico este trabajo con todo mi corazón a mi hija y a mi esposo
por su amor, paciencia y comprensión.*

NINI JOHANNA

DEDICATORIA

Este trabajo va dedicado a Mis padres, a mis abuelos, y a mis hermanas quienes son las personas más importantes en mi vida.

ANYI ESPINEL

AGRADECIMIENTOS

A Dios quien ha sido me guía y fortaleza en toda mi vida, a mi madre y mi abuela a quienes les debo lo que soy, a mi esposo por su confianza y apoyo incondicional, a mi hija Luna Saray por ser mi fuente de inspiración y a mis amigas Mónica, Diana y Martha por estar siempre presente en todo este proceso.

Nini Johanna

AGRADECIMIENTOS

A Dios por su respaldo en cada una de las etapas de mi vida.

A mis padres MILTÓN y OLINDA por su incondicional apoyo en todos mis proyectos.

A mis hermanas y sobrinos por todo su cariño y comprensión.

ANYI ESPINEL

TABLA DE CONTENIDO

	Pág
INTRODUCCIÓN	1
1. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL	2
1.1 GENERALIDADES	2
1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	3
1.3 EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN	7
1.3.1 Temperatura del gas de entrada	8
1.3.2 Presión del gas de entrada	8
1.3.3 Temperatura del glicol de entrada a la torre contactora	9
1.3.4 Número de platos en la torre contactora	9
1.3.5 Concentración de entrada del glicol	10
1.4 EQUIPOS DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN	10
1.4.1 Scrubber o separador de entrada	10
1.4.2 Torre contactora	12
1.4.3 Intercambiador de calor gas – glicol	13
1.4.4 Almacenamiento del glicol pobre	13
1.4.5 Intercambiador de calor glicol rico – glicol pobre	14
1.4.6 Regeneración del glicol	15
1.4.7 Rehervidor	16
1.4.8 Gas de despojo	17
1.4.9 Bomba de circulación del glicol	18
1.4.10 Separador flash	18
2. ABSORCIÓN DE GAS	19
2.1 EQUILIBRIO DE FASES	21
2.2 SOLUBILIDAD GAS-LÍQUIDO	21
2.3 DIFUSIÓN MOLECULAR	21
2.3.1 Ley de Fick para la difusión molecular	23
2.4 TRANSFERENCIA DE MASA	25
2.4.1 Clasificación de las operaciones de transferencia de masa	26
2.4.1.1 Operaciones Directas	26
2.4.1.2 Operaciones Indirectas	26

2.4.2 Operaciones en estado no estacionario	27
2.4.3 Operaciones en estado estacionario	27
2.4.4 Operación por etapas	27
2.4.5 Operación en contacto continuo	28
2.4.6 Coeficientes de transferencia de masa	29
3. TORRES DE ABSORCIÓN	30
3.1 TORRES CONTACTORAS EMPACADAS	30
3.1.1 Empaques al azar	32
3.1.2 Empaques regulares	32
3.2 TORRES CONTACTORAS DE PLATOS	33
3.2.1 Extractores de niebla	34
3.2.1.1 Extractores de niebla tipo veleta	34
3.2.1.2 Extractores de niebla de malla de alambre entretejido	36
3.2.1.3 Extractores de niebla tipo ciclónico.	37
3.2 BANDEJAS O PLATOS	38
3.2.1 Vertederos	39
3.2.2 Derramaderos	40
3.2.3 Tipos de platos	41
3.2.3.1 Platos de flujo cruzado	41
3.2.3.1.1 Configuraciones de platos de flujo Cruzado	45
3.2.3.2 Platos a contracorriente	49
3.3 TORRES DE PLATOS vs. TORRES EMPACADAS	50
4. CARACTERÍSTICAS DEL GLICOL	51
4.1 TIPOS DE GLICOL	51
4.2 PREVENCIÓNES A TENER EN CUENTA CON EL USO DEL GLICOL	52
4.2.1 Oxidación	53
4.2.2 Descomposición Térmica	54
4.2.3 pH	54
4.2.4 Contaminación con sal	55
4.2.5 Presencia de Hidrocarburos	57
4.2.6 Sedimentos	60
4.2.7 Espuma	60
5. PROBLEMAS OPERACIONALES	62
5.1 INUNDACIÓN	62

5.1.1 Inundación de arrastre	63
5.1.2 Inundación por flujo descendente	67
5.2 ARRASTRE	69
5.3 ESPUMAS	72
5.3.1 Filtros	74
6. METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE UNA TORRE	76
6.1 CRITERIOS DE DISEÑO	76
6.2 METODOLOGÍA DISEÑO SIVALLS	77
6.3 METODOLOGÍA DE DISEÑO GPSA	92
6.4 EVALUACIÓN Y DISEÑO DE LA TORRE CONTACTORA	100
7. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN	120
BIBLIOGRAFÍA	136
8. CONCLUSIONES	142

LISTA DE FIGURAS

	Pág
Figura 1 Diagrama de flujo en una unidad deshidratadora con glicol	3
Figura 2 Scrubber o separador de entrada	11
Figura 3 Torre contactora de platos	12
Figura 4 Intercambiador de calor glicol - gas	13
Figura 5 Regenerador de glicol	16
Figura 6 Diagrama esquemático del proceso de difusión molecular	24
Figura 7 Torre empacada	31
Figura 8 Tipos de empaques	32
Figura 9 Torre de platos	33
Figura 10 Extractor de niebla tipo veleta Con flujo horizontal	34
Figura 11 Extractor de niebla tipo veleta Con flujo vertical	36
Figura 12 Extractor de niebla tipo Malla de alambre.	36
Figura 13 Extractor de niebla tipo Malla metálica	36
Figura 14 Extractor de niebla tipo ciclónico	37
Figura 15 Arreglo de envase sellado	40
Figura 16 Plato de flujo cruzado.	41
Figura 17 Plato a contracorriente	41
Figura 18 Plato tipo malla	42
Figura 19 Plato de válvula	43
Figura 20 Dispersores de plato perforado	43
Figura 21 Dispersores de plato de válvula	44
Figura 22 Platos de burbujeo	44
Figura 23 Configuración de los platos.	46
Figura 24 Plato de válvulas	48
Figura 25 Capacidad de inundación	66
Figura 26 Análisis de altura de liquido en el plato	69
Figura 27 Arrastre fraccionario	71
Figura 28 Filtro	75
Figura 29 Determinación del diámetro de contactora de platos	79
Figura 30 Contenido de agua en el gas	82
Figura 31 Contenido de agua para un gas acido presiones menores 2000 psi	84

Figura 32	Contenido de agua para un gas ácido presiones menores 6000 psi	85
Figura 33	Determinación del número de platos	86
Figura 34	Diagrama de Mc. Cabe- Thiele	87
Figura 35	Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. Temperatura	89
Figura 36	Agua removida vs. Tasa de TEG a concentraciones de TEG (N=1)	94
Figura 37	Agua removida vs. Tasa de TEG a concentraciones de TEG (N=1.5)	94
Figura 38	Agua removida vs. Tasa de TEG a concentraciones de TEG (N=2)	95
Figura 39	Agua removida vs. Tasa de TEG a concentraciones de TEG (N=2.5)	95
Figura 40	Agua removida vs. Tasa de TEG a concentraciones de TEG (N=3)	96
Figura 41	Contenido de agua en el gas	98
Figura 42	Diámetro de la torre	100
Figura 43	Determinación del número de platos	101
Figura 44	Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. Temperatura	102
Figura 45	Diagrama de Mc. Cabe	103

LISTA DE TABLAS

	Pág
Tabla 1 Características de la malla	36
Tabla 2 Espaciamiento para los platos	39
Tabla 3 Área Activa de Platos	47
Tabla 4 Propiedades físicas y químicas del TEG	52
Tabla 5 Dimensiones recomendadas para torres de platos perforados	65
Tabla 6 Relación de áreas	67
Tabla 7 Factores de corrección por Temperatura C_t	80
Tabla 8 Factores de corrección por gravedad específica C_g	80
Tabla 9 Ejemplo tabulación los datos para realizar el diagrama de Mc.	90
Tabla 10 Espaciamiento entre bandejas	92
Tabla 11 Parámetros recomendados para el dimensionamiento de la torre	97
Tabla 12 Propiedades físicas y químicas del teg	98
Tabla 13 Análisis composicional del gas:	101
Tabla 14 Fabulación de los datos para realizar el diagrama de Mc.Cabe.	109
Tabla 15 Propiedades de los componentes del gas natural	116

LISTA DE ANEXOS

	Pág
ANEXO A. Simulación del proceso de deshidratación por medio de Hysys	120
ANEXO B: Propiedades físicas de hidrocarburos	138
ANEXO C. Especificaciones del RUT	141

RESUMEN

TITULO: DISEÑO Y PROBLEMAS OPERACIONALES EN TORRES CONTACTORAS DE PLATOS EN PLANTAS DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS CON GLICOL **

AUTORES: ANYI CARELY ESPINEL CHACÓN
NINI JOHANNA HERNÁNDEZ HERNÁNDEZ

PALABRAS CLAVES:

Deshidratación
Gas Natural
Torre Contactoras
Simulación

DESCRIPCIÓN

En este trabajo se analizó el impacto que tienen los parámetros de diseño (Temperatura de la torre, Presión de la torre, Tasa de glicol, Tasa de gas, Tasa de gas de despojo) sobre la humedad del gas de salida, las pérdidas de TEG y la concentración de TEG en el proceso de deshidratación del gas natural para el diseño conceptual de una torre contactora de platos con una capacidad de flujo de gas de 150 MMSCF.

El informe ofrece una base teórica acerca de la deshidratación del gas natural con glicol, profundizando en el estudio de las torres contactoras de platos, los elementos requeridos para su diseño conceptual, el fenómeno que se ocurre en la torre (transferencia de masa), las propiedades y características del TEG, las prevenciones que se deben tener al utilizar el TEG, los tipos de platos existentes en estas torres y los problemas operacionales (inundación de la torre, formación de espumas y arrastre de glicol) que se presenta en el proceso de deshidratación.

Se realizó el diseño conceptual de la torre contactora de platos por medio de dos metodologías: la metodología Sivalls y la metodología GPSA, obteniéndose resultados similares por ambas metodologías, además se realizó la simulación del proceso por medio del simulador HYSYS (Simulador de procesos termodinámicos) con el fin de investigar la sensibilidad de la planta y su eficiencia por variación en sus condiciones de operación además se establecieron las condiciones de operación óptimas para la torre contactora que cumplieran con las normas estipuladas para el transporte y comercialización del gas natural (RUT).

** Facultad de Ingenierías Físico Químicas - Escuela de Ingeniería de Petróleos
Director: Nicolás Santos Santos

ABSTRAC

**TITLE: DESIGN AND OPERATION PROBLEMS IN CONTACTOR TRAY TOWERS
IN GAS DEHYDRATION PLANT**

**AUTHORS: NINI JOHANNA HERNÁNDEZ HERNÁNDEZ
ANYI CARELY ESPINEL CHACÓN**

KEYWORKS:

DEHYDRATION
NATURAL GAS
TRAY TOWERS
SIMULATION

DESCRIPCION

This work determined the influence of the design parameters (Temperature, Pressure, Glycol rate, Gas rate, Stripping gas rate) in out gas humidity, TEG losses and the TEG concentration in the gas natural dehydration process for the design of the contactor tray towers with 150 MMSCF as gas rate.

The report gives a theoretical about natural gas dehydration, focusing the study in the contactor tray towers, the equipment required for its desing, the mass transfer phenomenon, the TEG properties, the prevention with TEG and operation problems (towers flooding, foams formation and glycol dragging) present in the process.

Contantor tray towers design was made for two methods: Sivalls method and GPSA method, similar results for both methodologies were obtained, also the work show the process simulation with the simulator Hysys and the operation conditions optimal obeying with the rules stipulated for the RUT

INTRODUCCIÓN

Todo gas natural está saturado con agua en su fase de vapor. Debido a esta cantidad de agua, es necesario someterlo a un proceso de deshidratación. La deshidratación del gas natural se define como el proceso de remover el vapor de agua que está asociado al mismo. El vapor de agua es probablemente la impureza indeseable más común en el flujo del gas.

En las plantas de deshidratación ocasionalmente se presentan problemas que alteran las condiciones a las que se debe entregar el gas para la venta, las cuales debe cumplir con el Reglamento Único de Transporte (RUT) estipulado por la Comisión Reguladora de Energía y Gas (CREG). Es por eso que se hace necesario el estudio detallado de los equipos y los problemas operacionales que se pueden presentar en estas plantas.

El equipo donde se lleva a cabo el proceso de absorción de gas es en la torre contactora. El proceso consiste en poner en contacto el gas con un líquido (glicol) que tiene propiedades higroscópicas, es decir, afín al vapor de agua, presentándose una transferencia de masa entre los dos fluidos. Estas torres pueden ser: torres de platos que son el objetivo de estudio de este trabajo o torres empacadas.

1. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL POR ABSORCIÓN CON GLICOL

1.1 GENERALIDADES

El gas natural proveniente de los yacimientos esta saturado en vapor de agua, las variaciones en las condiciones de temperatura y presión, ocasionan que el contenido de vapor de agua pase a estado líquido, provocando una serie de dificultades en su manejo. En caso de que el gas natural llegue a temperaturas bajas se formaran hidratos ocurriendo serios problemas de taponamiento o interrupción de flujo. De igual manera la presencia de agua líquida en el gas reduce la capacidad en los sistemas de transporte y promueve la corrosión, por todo ello es importante remover el vapor de agua de la corriente de gas natural. Dicho gas debe someterse a todos los procesos que buscan adaptarlo a una norma de calidad que cumpla con las especificaciones del consumidor final (RUT).

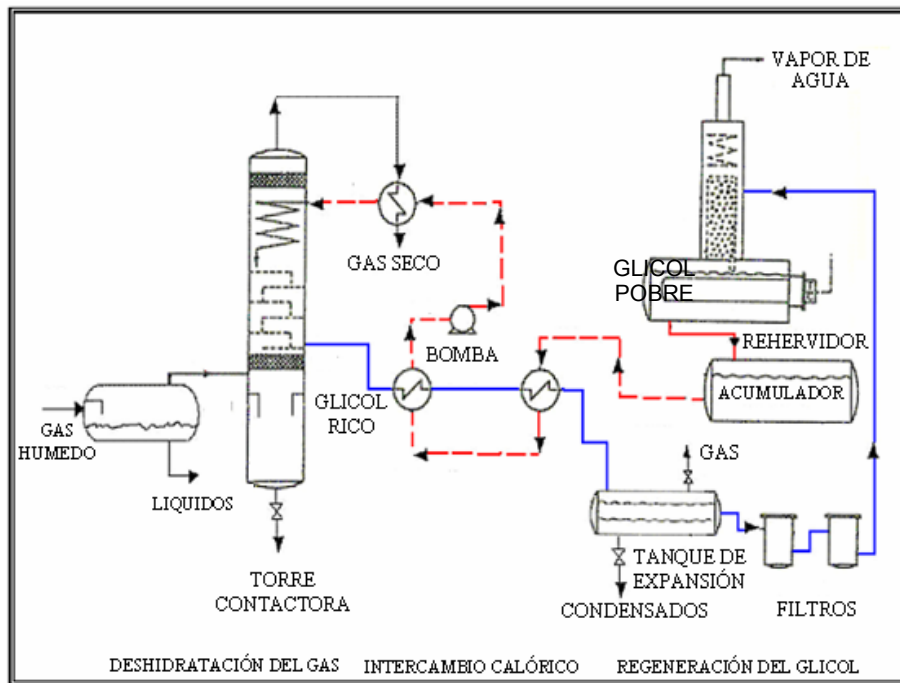
La deshidratación del gas natural se define como el proceso de remover el vapor de agua que esta asociado al mismo. Para lograr la deshidratación del gas se disponen de varios métodos operacionales entre los cuales, el más utilizado es el tratamiento del gas con glicol o proceso de absorción. En este proceso se usa un líquido higroscópico para remover el vapor de agua del gas, los líquidos que normalmente se usan para la deshidratación son el dietilenglicol y el trietilenglicol. Este último posee las siguientes ventajas:

- Regeneración mas fácil a altos niveles de concentración (98 – 99.5% Peso) por su alto punto de ebullición.
- Temperatura de descomposición alta, aproximadamente 404 ° F a presión atmosférica

- Bajas pérdidas por evaporación
- Sistema de regeneración sencillo y de fácil operación
- Menores costos de inversión y operación

1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El diagrama de flujo de la planta de deshidratación se muestra en la figura 1



DESHIDRATACIÓN DEL GAS INTERCAMBIO CALÓRICO REGENERACIÓN DEL GLICOL

Figura 1 Diagrama de flujo en una unidad deshidratadora con glicol

La deshidratación con glicol es relativamente económica dado que el agua puede ser fácilmente evaporada del glicol mediante la adición de calor. Este paso es llamado “regeneración” y permite que el glicol sea reusado con un

mínimo de pérdidas de glicol. La mayoría de los procesos de deshidratación son continuos, es decir, tanto el gas como el glicol fluyen continuamente a través de una vasija (el “contactor” ó “absorbedor”) en donde entran en contacto y el glicol absorbe el agua contenida en el gas para después ir al “reboiler” (algunas veces llamado “rehervidor” ó “regenerador”) en donde el agua es removida y el glicol enviado nuevamente a la torre contactora.

Típicamente el glicol y el gas se encuentran en contracorriente en la torre contactora. El flujo en contracorriente en la torre contactora hace posible que el gas transfiera una cantidad significativa de agua al glicol y mantenga el equilibrio con el glicol más pobre.

La torre contactora trabaja en la misma forma que una torre estabilizadora de condensado. A medida que el glicol cae de plato a plato se vuelve más rico en agua. A medida que el gas asciende se vuelve más pobre en vapor de agua. Las torres contactoras típicamente tienen entre 10 y 12 platos, dependiendo del punto de rocío (dew point) requerido.

El glicol puede absorber hidrocarburos pesados líquidos presentes en la corriente de gas. Por lo tanto, antes de que el gas entre a la torre contactora debe pasar a través de un scrubber (separador de condensados) para remover líquidos e impurezas sólidas que pueden ser arrastrados desde las vasijas que se encuentran aguas arriba o los condensados depositados en las líneas hacia la torre contactora. El scrubber debe estar localizado tan cerca de la torre contactora como sea posible.

El gas seco que sale de la torre contactora fluye a través de un intercambiador de calor gas/glicol. En este intercambiador el glicol de entrada es enfriado para aumentar su capacidad de absorción y disminuir su tendencia a vaporizarse y perderse en la corriente de gas seco.

El glicol rico “húmedo” que sale de la base de la torre contactora pasa a través de un condensador de flujo en la cima de la columna de destilación, su función será descrita más adelante, hacia un intercambiador de calor glicol/glicol donde el glicol rico es calentado por el glicol pobre a aproximadamente 170°F a 200°F. Después de este calentamiento, el glicol fluye a un separador que opera a una presión más baja, 35 a 50 psig, donde el gas que entra con el glicol y cualquier hidrocarburo líquido presentes son removidos. Este separador es una vasija de separación estándar de tres fases para un tiempo de por lo menos 15 a 30 minutos de retención y que bien puede ser horizontal ó vertical. Es importante calentar el glicol antes de que fluya a esta vasija para reducir su viscosidad y asegurar una separación más fácil de los condensados. El gas que sale del separador puede ser usado como gas combustible. En la mayoría de unidades pequeñas este gas es utilizado directamente para la combustión en los tubos de fuego del rehervidor, y suministra el calor necesario para reconcentrar el glicol.

El glicol húmedo que sale del separador fluye a través de un filtro de sólidos y un filtro de carbón para absorber pequeñas cantidades de hidrocarburos que pueden ser arrastradas en el glicol en circulación. Los filtros de sólidos son diseñados normalmente para la remoción de sólidos de 5 micrones o más. En unidades grandes, con caudales mayores de 10 GPM es común que sólo una parte de la corriente 10% a 50% del flujo total sea pasada a través del filtro de carbón. Los filtros ayudan a disminuir la formación de espuma en el rehervidor.

Luego, el glicol fluye a través de un intercambiador de calor glicol/glicol a la columna de destilación montada en el rehervidor, la cual opera a presión esencialmente atmosférica. A medida que el glicol cae a través del empaque en la columna es calentado por los vapores que salen de los líquidos en ebullición en el rehervidor. La columna de destilación trabaja en la misma forma que un estabilizador de condensados. El líquido que cae está cada vez más y más

caliente. El gas que se separa del líquido lleva más vapor de agua y pequeñas cantidades de glicol. Por lo tanto, a medida que el líquido que cae a través de los empaques se vuelve más pobre en agua. Antes de que los vapores abandonen la columna de destilación encuentran el condensador de flujo, donde el glicol rico proveniente de la contactora los enfría, condensando los vapores del glicol y aproximadamente de un 25% a un 50% del agua que asciende. Esto produce una corriente de reflujo que minimiza las pérdidas de glicol a la atmósfera a casi cero. El vapor que sale de la columna de destilación contiene una pequeña cantidad de hidrocarburos volátiles y normalmente se ventea a la atmósfera en un lugar seguro. Si es necesario, el vapor de agua puede ser condensado en un aroenfriador y enviado al sistema de tratamiento de agua producida para eliminar cualquier potencial de emisión a la atmósfera.

Teniendo en cuenta que hay una gran diferencia entre los puntos de ebullición del trietilenglicol (546°F) y el agua (212°F), la columna de destilación puede ser relativamente corta (10 a 12 pies de empaque). El glicol líquido en el rehervidor es calentado a una temperatura aproximada de 340°F a 400°F para suministrar el calor necesario para que la columna de destilación opere. Temperaturas muy altas pueden evaporar una mayor cantidad de agua, pero también pueden degradar el glicol.

Si se requiere una concentración del glicol pobre muy alta, puede ser necesario el uso de un sistema de stripping gas o gas de despojo. El sistema consiste en tomar una pequeña cantidad de gas húmedo, bien sea de las líneas de gas combustible ó de la misma contactora e inyectarlo en el rehervidor. Si el gas usado como gas de despojo esta saturado de agua a sus condiciones iniciales de temperatura y presión; a presión atmosférica y a la temperatura que existe en el rehervidor el gas está altamente insaturado y puede ser usado para atrapar el agua presente en el glicol. Si es necesario el gas puede ser recuperado condensando el agua y enviando el gas a una unidad de recobro de vapores (VRU).

El glicol pobre fluye desde el rehervidor a un tanque de balance ó surge tank que puede ser construido como parte integral del rehervidor. Este surge tank debe ser lo suficientemente largo para permitir la expansión del glicol y tiempos razonables entre las adiciones de glicol.

Por último. El glicol pobre es bombeado desde el surge tank hacia la torre contactora para completar el ciclo. Dependiendo del diseño del bombeo, el glicol pobre debe ser enfriado por los intercambiadores de calor a menos de 200 a 250°F antes de que llegue a las bombas.

1.3 EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN

El proceso de deshidratación del gas natural es afectado por las siguientes variables de operación:

- Temperatura del gas de entrada

- Presión del gas de entrada

- Temperatura del glicol de entrada

- Número de platos de la torre absorbadora

- Concentración del glicol a la entrada de la torre contactor

1.3.1 Temperatura del gas de entrada

La temperatura del gas de entrada tiene un profundo efecto sobre el contenido de agua de gas que entra a la torre contactora. Si se aumenta la temperatura del gas, mientras se mantiene en contacto con el agua libre el gas absorberá vapor de agua adicional.

Si la temperatura del gas de entrada es superior a la temperatura ambiente, se presenta otro problema de funcionamiento. El gas húmedo intercambia calor con el medio ambiente y una condensación de hidrocarburos pesados presentes en el gas, se pueden precipitar sobre la pared de la torre. Estos líquidos se acumulan en el sistema, contaminando el glicol, si no se toman medidas para su remoción.

No debe permitirse que la temperatura del gas de entrada suba excesivamente cuando se usan calentadores en la línea para evitar la formación de hidratos. No obstante, debe mantenerse la temperatura de entrada sobre los 61°F, ya que ello se considera el mínimo nominal para el funcionamiento del deshidratador. A temperaturas del gas de entrada inferiores de 60°F, el glicol se habrá enfriado suficiente para que el aumento de viscosidad del glicol produzca una falta de eficiencia en el contacto, aumentando así la tendencia del glicol a formar espumas.

1.3.2 Presión del gas de entrada

Normalmente la presión del gas de entrada no experimenta suficiente fluctuación según las condiciones del diseño como para constituir un factor crítico. Sin embargo cuando la presión del gas de entrada es muy baja, el contenido de agua en el gas será muy alto.

El operar una unidad de absorción por debajo de la condición de presión de diseño, ocasiona menor remoción del vapor de agua del gas a tratar, a las mismas tasas de circulación del glicol y/o concentración del glicol pobre.

1.3.3 Temperatura del glicol de entrada a la torre contactora

La temperatura del glicol que entra a la torre contactora tiene un efecto considerable sobre el descenso del punto de rocío del gas y debe mantenerse dentro de 10°F-20F sobre la temperatura del gas de entrada.

Ocurren pérdidas más elevadas de glicol y se forma un punto de rocío más alto cuando el glicol pobre entra a la torre contactora a una temperatura superior de 10°F-20F sobre la temperatura del gas. Cuando la temperatura del glicol es baja, aumenta su viscosidad, disminuyendo la eficiencia de contacto en la torre de absorción.

1.3.4 Número de platos en la torre contactora

La mayoría de los fabricantes equipan sus unidades normales con cinco bandejas de contacto. Para un régimen dado de circulación de glicol se obtiene descensos mayores del punto de rocío a medida que se agregan bandejas adicionales a la torre contactora. El aumento en el costo de la unidad al adquirir bandejas adicionales para resolver problemas de deshidratación, es inferior al resultante del aumento de la reconcentración del glicol y/o la capacidad de circulación, que sería necesaria como alternativa. Rara vez es necesario instalar más de diez bandejas.

1.3.5 Concentración de entrada del glicol

El único cambio que puede efectuarse en el sistema del glicol capaz de producir el efecto más notable sobre el descenso del punto de rocío es el grado de reconcentración del glicol (generalmente indicado como un porcentaje de pureza) que se puede obtener por medio del regenerador. En los rehervidores

con capacidad para calentar el glicol, es posible lograr una concentración del 99.1% simplemente elevando la temperatura a 400°F.

1.4 EQUIPOS DE UNA UNIDAD DE DESHIDRATACIÓN

1.4.1 Scrubber o separador de entrada

El separador de entrada remueve agua líquida, hidrocarburos pesados, salmueras, particulares como arena, óxidos de tubería o sulfuro de hierro que trae el gas de entrada.

En flujos grandes se usan separadores de filtro como scrubbers de entrada para reducir la contaminación del glicol y por lo tanto incrementar su vida útil. Debido a su costo, los separadores de filtro no son de uso común en corrientes menores a 50MMscfd. En unidades pequeñas una sección en el fondo de la torre contactora es usada como un scrubber vertical.

Mientras más limpio sea el gas de entrada a la torre de absorción, menores serán los problemas de operación. La cantidad de agua líquida diluirá el glicol, bajará la eficiencia de la torre de absorción, requerirá tasa mayor de circulación de glicol, incrementaría la carga vapor líquido en la columna de destilación, inundará la columna de destilación y aumentará grandemente la carga de calor del rehervidor y los requerimientos de gas combustible. El resultado probablemente serían mayores pérdidas de glicol y gas húmedo.

Si los hidrocarburos líquidos estuvieran presentes, estos pasarían a la columna de destilación 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 más pesados se recogerían en la superficie del tanque de almacenamiento del glicol y, si no se retiran, podrían

eventualmente inundar el sistema. La evaporación 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 de glicol

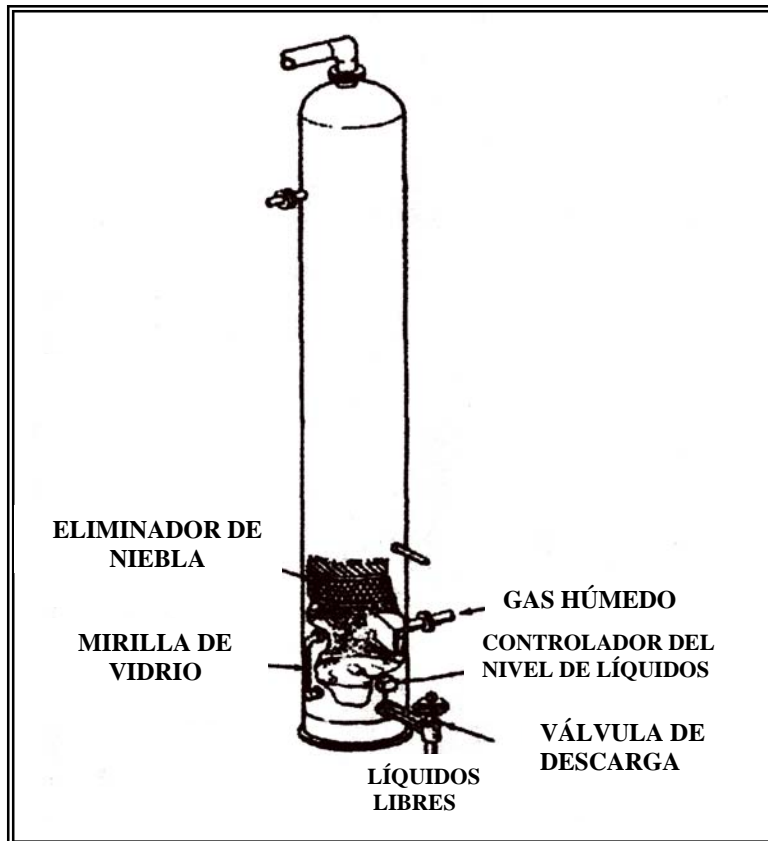


Figura 2 Scrubber o separador de entrada

1.4.2 Torre contactora

El proceso consiste en poner en contacto un gas con un líquido que tiene propiedades higroscópicas, es decir, afín al vapor de agua, presentándose una transferencia de masa entre los dos fluidos, debido a la diferencia de concentración de vapor de agua entre el glicol y el gas.

La torre de absorción contiene bandejas de válvulas o platos de capsulas de burbujeo para proveer un buen contacto gas - líquido. El taponamiento de las bandejas puede aumentar también las pérdidas de glicol.

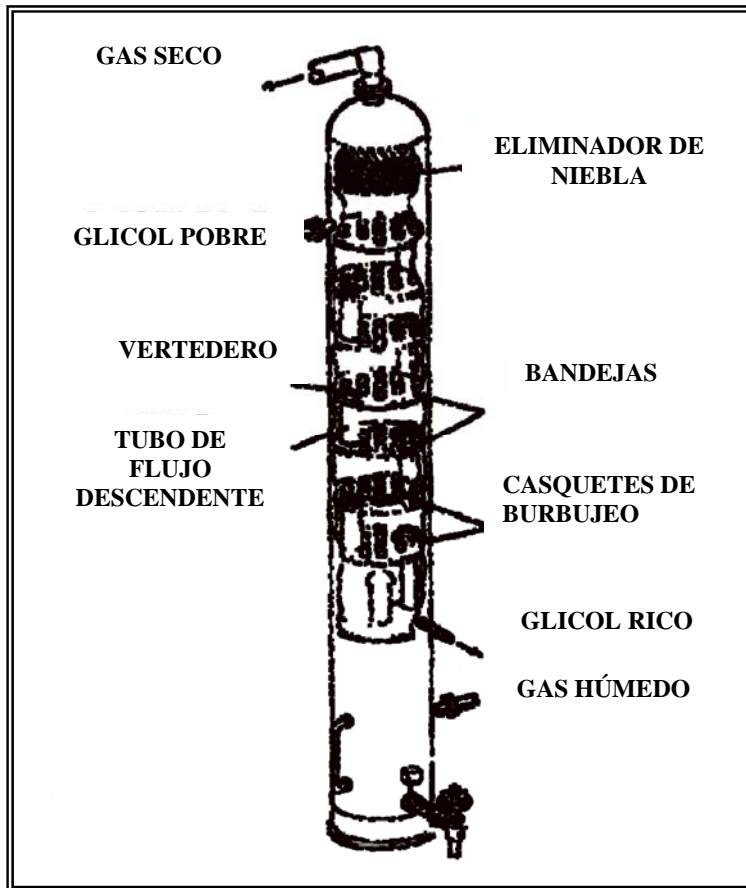


Figura 3 Torre contactora de platos

1.4.3 Intercambiador de calor gas – glicol

El intercambiador puede ser un serpentín en la cima de la torre de absorción o uno externo. Cuando se tiene que evitar el calentamiento del gas se puede usar un intercambiador de calor enfriado por agua y aire. Este intercambiador puede acumular depósitos tales como sales, sólidos, los cuales obstruyen las

superficies del intercambiador de calor, estos depósitos pueden reducir la tasa de transferencia de calor e incrementar la temperatura del glicol pobre. Esto incrementaría las pérdidas de glicol y haría más difícil la deshidratación, por lo tanto, este recipiente se debe inspeccionar regularmente y se debe limpiar cuando lo necesite.

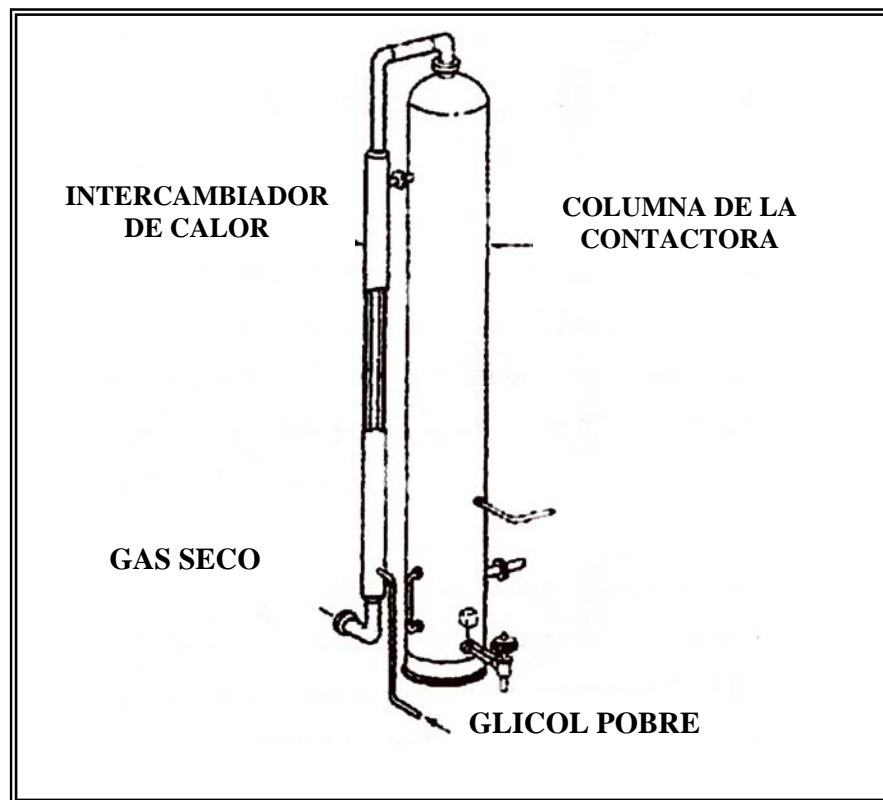


Figura 4 Intercambiador de calor glicol - gas

1.4.4 Almacenamiento del glicol pobre

El proceso exige el disponer un tanque para almacenar el glicol regenerado que es bombeado a la torre absorbidora a cumplir su propósito de remover el vapor de agua contenido en el gas a tratar.

El glicol pobre almacenado puede arrastrar gases y vapor por efecto de sus altas temperaturas, lo que hace necesario instalar un venteo al tanque acumulador para evitar presionamiento y problemas en la operación de la bomba de glicol a la torre absorbedora.

Algunas plantas están equipadas para proveer una protección de gas seco o inerte en el tanque de almacenamiento. Estos recipientes se deben inspeccionar ocasionalmente para verificar que depósitos de mezclas de sedimentos e hidrocarburos pesados no estén acumulados en el fondo del recipiente. También se debe chequear el nivel de glicol en el tanque de almacenamiento y mantener siempre un nivel en el medidor de vidrio, mantener además el medidor de vidrio limpio para asegurar un nivel óptimo.

1.4.5 Intercambiador de calor glicol rico – glicol pobre

El glicol pobre que ha sido regenerado sale del rehervidor a alta temperatura y transfiere calor con el glicol rico que sale de la torre contactora.

1.4.6 Regeneración del glicol

El proceso de regeneración del glicol se realiza por medio de la destilación, separación agua – glicol favorecidos por la diferencia del punto de ebullición entre los dos componentes; 225 °F para el agua a 10 Psig y 404 °F para el glicol.

La torre de destilación es por lo general una columna empacada en la cima del rehervidor para separar el agua y el glicol por medio de la destilación fraccionada. La torre por lo general tiene en la cima un condensador

atmosférico con aletas para enfriar la niebla del vapor y recobrar el glicol atrapado.

El condensador atmosférico depende de la circulación de aire para enfriar los vapores calientes. Durante los días extremadamente calientes puede ocurrir aumentos en la pérdida de glicol cuando el enfriamiento es insuficiente en el condensador.

Algunas veces se puede desarrollar una fuga en el reflujo del glicol en el tope del regenerador. Cuando pasa esto, el exceso de glicol puede inundar el empaque de la torre en la columna de destilación, afectar la operación de destilación y aumentar las pérdidas de glicol.

El transportar grandes cantidades de hidrocarburos líquidos en el sistema de glicol puede ser muy problemático y peligroso. Los hidrocarburos se evaporan súbitamente en el rehervidor, inundando el regenerador y aumentando las pérdidas de glicol. Por lo tanto como una medida de seguridad, los vapores que salgan del venteo del regenerador deben salir a través de una tubería alejada del equipo del proceso. La línea de venteo debe tener una pendiente apropiada en todo su recorrido desde el regenerador hasta el punto de descarga para prevenir que los líquidos que se condensan taponen la línea.

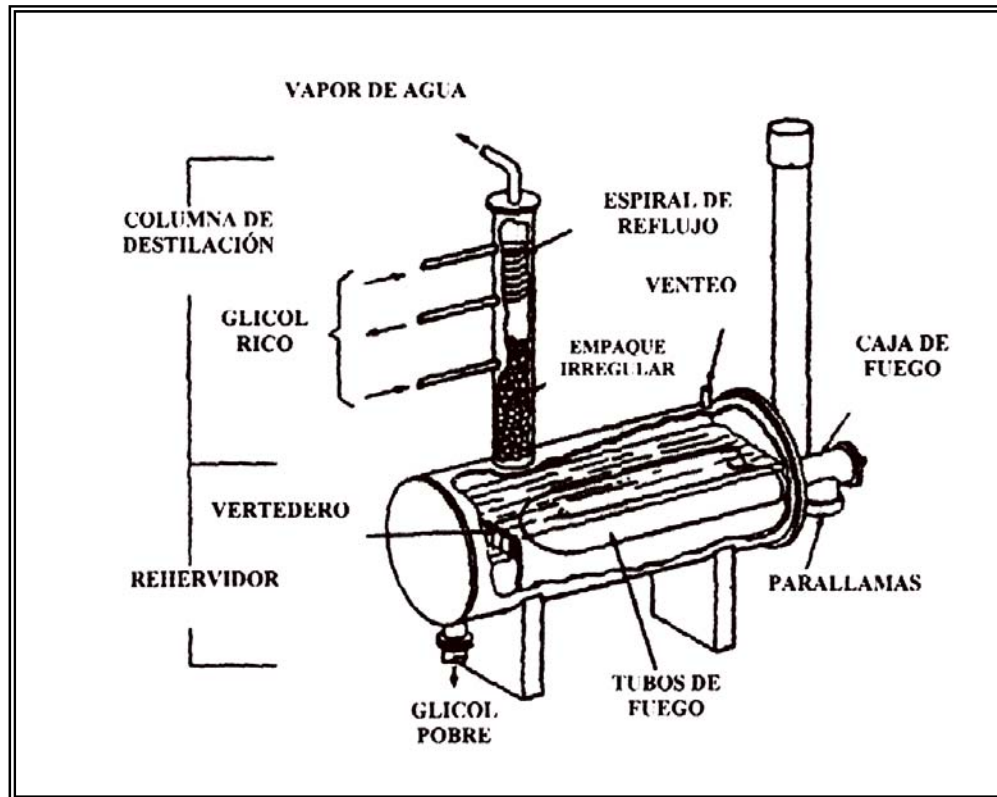


Figura 5 Regenerador de glicol

1.4.7 Rehervidor

Este equipo supe calor para separar el glicol y el agua por destilación simple. En los deshidratadores de campo, el rehervidor por lo general esta equipado con una caja de ignición de fuego directo, usando una porción del gas para combustible. Los deshidratadores en las plantas grandes pueden usar petróleo caliente o vapor en el rehervidor. En los rehervidores de fuego directo, el elemento de calentamiento por lo general tiene forma de tubo en U y contiene uno o más quemadores. Se debe diseñar en forma conservadora para asegurar una larga vida de duración del tubo y prevenir la descomposición del glicol por sobrecalentamiento. Por lo general el rehervidor esta equipado con un control

de seguridad de alta temperatura que opera en automático, para cerrar el sistema de gas combustible en el caso de mal funcionamiento de control de temperatura primario.

1.4.8 Gas de despojo

Este gas se utiliza para alcanzar altas concentraciones del glicol, las cuales no se pueden obtener con la regeneración normal. Esto proveerá la máxima depresión del punto de rocío y mayor deshidratación. El gas de despojo se usa para remover el agua residual después de que el glicol se ha reconcentrado en el equipo de regeneración.

Hay varios métodos para introducir el gas de despojo en el sistema. Un método es usar una bandeja vertical o sección empacada en el tubo conector entre el rehervidor y el tanque de almacenamiento donde el gas absorbe el agua adicional de glicol regenerado. El glicol del rehervidor fluye hacia abajo a través de esta sección, contacta el gas de despojo para promover el agua de exceso y pasa al tanque de almacenamiento. Otro método es usar tubos rociadores de gas de regeneración del glicol en el rehervidor por debajo de la caja de fuego. A medida que el glicol fluye a través del rehervidor, el gas se inyecta en el recipiente y se calienta con el glicol. El gas de despojo contactará al glicol en el rehervidor y removerá algo del agua adicional.

1.4.9 Bomba de circulación del glicol

Este equipo se usa para mover el glicol a través del sistema. Puede estar accionada por electricidad, gas, vapor o gas y glicol., dependiendo de las condiciones de operación y de la localización de la planta, comúnmente se usa

la bomba de gas – glicol. La bomba accionada por gas – glicol utiliza el glicol rico de alta presión en la torre de absorción para proveer parte de la energía necesaria para su operación.

Si hay circulación insuficiente de glicol, se debe chequear el filtro de succión de la bomba por taponamiento y/o abrir la válvula de purga para eliminar el aire atrapado. Se debe limpiar con regularidad el filtro del glicol para evitar desgaste de la bomba y otros problemas.

La bomba es usualmente la pieza más sobrecargada y abusada en el sistema del proceso del glicol. A menudo, la plata de glicol tiene una segunda bomba lista para entrar en servicio para evitar paros cuando una bomba falla

1.4.10 Separador flash

Esta es una pieza de equipo opcional utilizada para recobrar el gas de la bomba y los hidrocarburos gaseosos provenientes del glicol rico. Los gases recobrados se pueden utilizar como combustible para el rehervidor. El tanque de evaporación súbita mantendrá los hidrocarburos volátiles fuera del rehervidor. Este separador de baja presión puede estar localizado entre la bomba y el tanque de almacenamiento.

2. ABSORCIÓN DE GAS

Absorción gaseosa es aquella operación básica en que se separan uno o más componentes de una mezcla gaseosa por medio de un líquido en el que son solubles. Cuando se trata, por el contrario, de separar de una mezcla líquida uno de sus componentes por medio de un gas, la operación recibe el nombre de desorción o stripping. En lo que sigue se considerará que solamente uno de los componentes pasa de una fase a otra, a menos que se indique explícitamente lo contrario.

El mecanismo del paso de este componente de una a otra fase comprende, de una parte, las relaciones de equilibrio, y de otra, la velocidad con la que se desarrolla el proceso.

2.1 EQUILIBRIO DE FASES

La transferencia de materia alcanza un límite cuando las dos fases llegan a equilibrio, cesando entonces la transferencia neta de materia. Al mismo tiempo, los gradientes de concentración del sistema de dos fases, indican el alejamiento de la posición de equilibrio que existe entre las fases. Si se estableciese el equilibrio, los gradientes de concentración y por ende la rapidez de difusión descenderían a cero.

En el proceso de absorción de un gas con trietilenglicol, donde el vapor de agua es muy soluble en el trietilenglicol, una parte de las moléculas de agua se transferirán instantáneamente del gas al líquido, cruzando la superficie interfacial que separa las dos fases. Parte de las moléculas de agua regresaran al gas, con una rapidez proporcional a su concentración en el líquido. Conforme más moléculas de agua entren en el líquido, tanto mayor será la rapidez con la cual el agua regresa al gas; no obstante, llegará un momento en que la rapidez con la cual el agua entra en el líquido será exactamente igual a aquella con la

cual lo abandona. Al mismo tiempo, mediante el mecanismo de difusión, las concentraciones en cada fase se vuelven uniformes. Ahora existe un equilibrio dinámico; aun cuando las moléculas de agua continúan transfiriéndose de una fase a otra, la transferencia neta desciende a cero. Las concentraciones dentro de cada fase, ya no cambian.

Si se llegase a inyectar una cantidad adicional de trietilenglicol al gas, después de cierto tiempo se alcanzará una nueva serie de concentraciones en el equilibrio; las concentraciones en cada fase serán mayores que las obtenidas inicialmente.

Los principios siguientes son comunes a todos los sistemas en que ocurra la distribución de sustancias entre dos fases insolubles:

- En un conjunto fijo de condiciones existe, con referencia a la temperatura y presión, una serie de relaciones en el equilibrio; dichas relaciones pueden mostrarse gráficamente en la forma de una curva de distribución en el equilibrio para cada sustancia distribuida; con este propósito, se grafican las concentraciones en el equilibrio de las sustancia en las dos fases.
- Para un sistema en el equilibrio, no hay difusión neta de los componentes entre las fases.
- Cuando un sistema no esta en equilibrio, la difusión de los componentes entre las fases sucede de tal forma que el sistema alcanza una condición de equilibrio. Si hay tiempo suficiente, prevalecerán por ultimo las concentraciones en el equilibrio.

2.2 SOLUBILIDAD GAS-LIQUIDO

La rapidez con la cual se disolverá un componente gaseoso de una mezcla en un líquido absorbente depende de la desviación del equilibrio que existe; por lo tanto, es necesario considerar las características en equilibrio de los sistemas gas- líquidos mencionados anteriormente.

Si cierta cantidad de un gas simple y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio, la concentración resultante del gas disuelto en el líquido recibe el nombre de solubilidad del gas a la temperatura y presión predominante. A una temperatura dada la solubilidad aumentará con la presión.

Si una mezcla de gases se pone en contacto con un líquido, la solubilidad en el equilibrio de cada gas será, en ciertas condiciones, independiente de la de los demás, siempre y cuando el equilibrio se describa en función de las presiones parciales en la mezcla gaseosa. Si todos los componentes del gas, excepto uno, son básicamente insolubles, sus concentraciones en el líquido serán tan pequeñas que no podrán modificar la solubilidad del componente relativamente soluble; entonces se puede aplicar la generalización de sistema de dos componentes. Si varios componentes de la mezcla son apreciablemente solubles, la generalización será únicamente si los gases que se van a disolver son indiferentes ante la naturaleza del líquido.

2.3 DIFUSIÓN MOLECULAR

Difusión es el movimiento, debido a un estímulo físico, de un componente a través de una mezcla. La principal causa de la difusión es la existencia de un gradiente de concentración, del componente que difunde. Un gradiente de concentración provoca el movimiento del componente en una dirección tal que tiende a igualar las concentraciones y destruir el gradiente. Cuando el gradiente se mantiene, suministrando el componente que difunde en el extremo de

concentración elevada y retirándolo en el extremo de baja concentración, se obtiene un flujo continuo del componente que difunde. Este movimiento se aprovecha en las operaciones de transferencia de materia.

Aunque la causa habitual de la difusión es un gradiente de concentración, también puede originarse por un gradiente de presión o de temperatura aplicados a la mezcla. La difusión inducida por la presión total (no la presión parcial) se llama difusión de presión y la inducida por la temperatura recibe el nombre de difusión térmica. Aquí solamente se considerará la difusión debida a un gradiente de concentración.

La difusión no ocurre solamente en el transporte molecular a través de capas estancadas de un sólido o un líquido, sino que tiene también lugar en fases fluidas debido a la mezcla física y a los remolinos del flujo turbulento, análogamente a como fluye el calor por convención en un fluido.

En la absorción de gases, la difusión se da de la siguiente forma: el soluto difunde a través de la fase gaseosa hacia la interfase situada entre las fases y desde la interfase hacia la fase líquida.

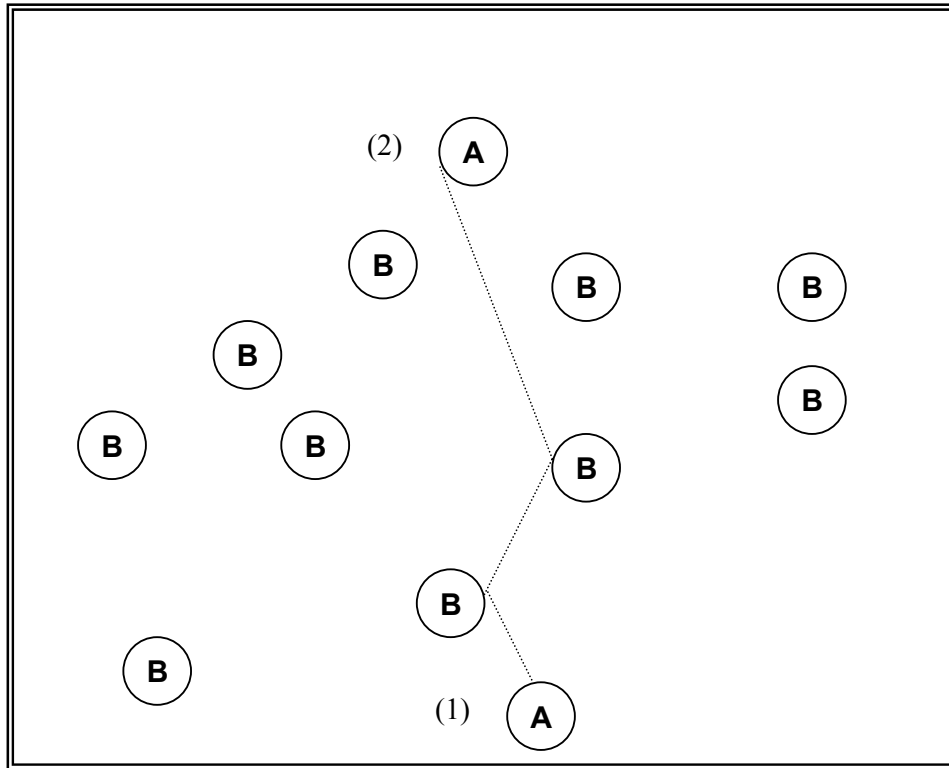
El movimiento de las moléculas individuales a través de una sustancia debido a su energía térmica es la forma como se trabaja en la difusión molecular. De acuerdo con una teoría cinética simplificada, se puede imaginar que una molécula viaja en línea recta con una velocidad uniforme, que choca con otra molécula y que entonces su velocidad cambia tanto en magnitud como en dirección. La distancia promedio que viaja la molécula entre cada choque es su trayectoria libre promedio; su velocidad promedio depende de la temperatura. Como la molécula viaja en una trayectoria en zigzag, la distancia neta en la dirección en la cual se mueve durante cierto tiempo – rapidez de difusión- solo es una pequeña fracción de la longitud de su trayectoria real. Por esta razón, la rapidez de difusión es muy pequeña, aunque podría aumentar con un descenso

de presión, que reduciría el número de choques y un incremento de temperatura, que aumentaría la velocidad molecular.

2.3.1 Ley de Fick para la difusión molecular

La difusión molecular (o transporte molecular) como se definió anteriormente es la transferencia (o desplazamiento) de moléculas individuales a través de un fluido por medio de los desplazamientos individuales y desordenados de las moléculas. Podemos imaginar a las moléculas desplazándose en línea recta y cambiando su dirección al rebotar otras moléculas cuando chocan. Puesto que las moléculas se desplazan en trayectorias al azar, la difusión molecular se llama también proceso con trayectoria aleatoria.

En la figura 3.1 se muestra esquemáticamente el proceso de difusión molecular. Se ilustra la trayectoria desordenada que la molécula A puede seguir al difundirse del punto (1) al (2) a través de las moléculas de B. Si hay un número mayor de moléculas de A cerca del punto (1) con respecto al punto (2) , entonces, y puesto que las moléculas se difunden de manera desordenada en ambas direcciones, habrá más moléculas de A difundiéndose de (1) a (2) que de (2) a (1). La difusión neta de A va de una región de alta concentración a otra de baja concentración.



Tomado del libro Operaciones Unitarias, S.Foust Alan

Figura 6 Diagrama esquemático del proceso de difusión molecular

La ecuación general de la ley de Fick puede escribirse como sigue para una mezcla binaria de A y B.

$$J_{AZ}^* = -cD_{AB} \frac{dx_A}{dz} \quad (2.1)$$

Donde:

c = Concentración total de A y B (kg mol (A+ B) / m³)

x_A =Fracción mol de A en la mezcla de A y B.

J^{*az} = Densidad del flujo molar de difusión

D_{AB} = Difusividad (cm² / s)

Si c es constante, entonces, puesto que $C_A = x_A$

$$C_{d_{xA}} = d_{(cxA)} = d_{cA} \quad (2.2)$$

Sustituyendo en la ecuación (3.1) se obtiene la ecuación (3.2) para una concentración total constante.

$$J_{AZ}^* = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (2.3)$$

Esta es la primera ley de Fick , en este caso para la dirección z. El signo negativo hace hincapié que la difusión ocurre en el sentido del decremento en concentración.

2.4 TRANSFERENCIA DE MASA

Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular. Por ejemplo, cuando el agua, por evaporación, pasa de una alberca a una corriente de aire que fluye sobre la superficie del agua, las moléculas de vapor de agua se difunden, a través de las moléculas de aire en la superficie, dentro de la masa de la corriente de aire la cual las arrastra consigo. El fenómeno que nos interesa, principalmente no es el movimiento como resultado de una diferencia de presión, si no la transferencia de masa como resultado de una diferencia de concentraciones, o gradiente, en donde la sustancia que se difunde abandona un lugar en que esta muy concentrada y pasa a un lugar de baja concentración.

2.4.1 Clasificación de las operaciones de transferencia de masa

Las operaciones que dependen en particular del contacto entre dos fases inmiscibles pueden sub-clasificarse en dos tipos:

2.4.1.1 Operaciones Directas

Estas operaciones producen las dos fases a partir de una solución con una única fase. Son de este tipo la destilación fraccionada, la cristalización fraccionada y una forma de extracción fraccionada. La característica de las operaciones directas es que los productos se obtiene directamente, libres de sustancias adicionadas; por esta razón, algunas veces son preferibles, si es que pueden utilizarse, en lugar de los métodos indirectos.

2.4.1.2 Operaciones Indirectas

Estas operaciones implican la adición de una sustancia extraña e incluye la **absorción** y la desorción de gases, adsorción, secado, lixiviación, extracción líquida y ciertos tipos de cristalización fraccionada.

Cuando se requiere que los productos separados estén relativamente puros, las operaciones indirectas tienen varias desventajas provocadas por la adición de sustancias extrañas. La sustancia eliminada se obtiene como una solución, en este caso debe separarse de nuevo, ya que para obtener la sustancia pura o para la reutilización de la sustancia adicionada esto representa ciertos gastos. La separación de la sustancia adicionada y del producto raramente es completa y puede ocasionar dificultades cuando se trata de alcanzar las especificaciones del producto.

2.4.2 Operaciones en estado no estacionario

La característica de las operaciones en estado no estacionario es que las concentraciones en cualquier punto del aparato cambian con el tiempo. Esto puede deberse a cambios en las concentraciones de los materiales alimentados, velocidades de flujo o condiciones de temperatura y presión. En cualquier caso las operaciones por lotes siempre son del tipo de estado no estacionario. En las operaciones por lotes, todas las fases son estacionarias, si

se observan desde el exterior del aparato. En las operaciones por semilotes una fase permanece estacionaria mientras que la otra fluye continuamente en y fuera del aparato.

2.4.3 Operaciones en estado estacionario

La característica de las operaciones en estado estacionario es que las concentraciones en cualquier punto del aparato permanecen constantes con el paso del tiempo. Esto requiere del flujo continuo e invariable de todas las fases en y fuera del aparato, una persistencia del régimen de flujo dentro del aparato, concentraciones constantes de las corrientes alimentadoras y las mismas condiciones de temperatura y presión.

2.4.4 Operación por etapas

Si inicialmente se permite que dos fases insolubles entren en contacto de tal forma que las diferentes sustancias por difundirse se distribuyan por si mismas entre las fases y que después se separen las fases mecánicamente, a toda la operación y al equipo requerido para realizarla se le considera como una etapa. La operación puede realizarse en forma continua o por lotes. En separaciones que requieren grandes cambios de concentración, se puede organizar una serie de etapas de tal forma que las fases fluyan de una a otra etapa, ejemplo el flujo a contracorriente.

Con el fin de establecer un estándar para la medición del funcionamiento, el estado ideal o teórico, se define como aquel estado donde las fases afluentes están en equilibrio, de tal forma que tampoco habrá cambios adicionales en la composición si se permite mayor tiempo de contacto. La aproximación al equilibrio realizada en cada etapa se define como la eficiencia de la etapa.

2.4.5 Operación en contacto continuo

En este caso las fases fluyen a través del equipo, de principio a fin, en contacto íntimo y continuo y sin separaciones físicas repetidas ni nuevos contactos. El equilibrio entre las dos fases en cualquier posición del equipo, nunca se establece; mas aun si se alcanzase el equilibrio en cualquier parte del sistema, el resultado sería equivalente al efecto que tendría un número infinito de etapas.

Es posible resumir la diferencia principal entre la operación por etapas y la de contacto continuo. En el caso de la operación por etapas se permite que el flujo difusivo de la materia entre las fases reduzca la diferencia de concentraciones que causa el flujo. Si se le permite continuar el tiempo suficiente, se establece un equilibrio, después del cual no habrá mas flujo. Así la velocidad de difusión y el tiempo determinan la eficiencia de la etapa lograda en cualquier situación en particular. Por otra parte en la operación de contacto continuo, el alejamiento del equilibrio se mantiene deliberadamente, Por ello, el flujo difusivo entre las fases puede continuar sin interrupción. La elección del método por utilizar depende en cierta medida de la eficiencia de la etapa que puede obtenerse prácticamente. Una eficiencia de etapa elevada representará una planta relativamente barata, cuyo funcionamiento puede predecirse con cierta exactitud. Una eficiencia de etapa baja, por otra parte, haría preferibles a los métodos de contacto continuo, debido al costo y a la certidumbre.

2.4.6 Coeficientes de transferencia de masa

Ya se dijo que la mayoría de las operaciones de transferencia de masa que se utilizan para separar los componentes de una solución, logran hacerlo al poner la solución que va a separarse en contacto con otra fase insoluble. Como se verá la rapidez con la cual un componente se transfiere de una fase a otra

depende de un coeficiente llamado de transferencia de masa, o de rapidez, y del grado de desviación del sistema del equilibrio.

Ahora bien, los coeficientes de rapidez para los diferentes componentes en una fase dada difieren entre si en mayor grado bajo condiciones en donde prevalece la difusión molecular, pero aun este caso la diferencia no es muy grande. En condiciones de turbulencia, en que la difusión molecular carece relativamente de importancia, los coeficientes de transferencia se vuelven más parecidos para todos los componentes.

Por lo tanto, para lograr la separación, se depende casi completamente de las diferencias de concentración que existen en el equilibrio y no de la diferencia en coeficientes de transferencia de masa. No obstante, los coeficientes de transferencia de masa tienen mucha importancia, por que al regular la rapidez con la cual se alcanza el equilibrio, controlan también el tiempo que se necesita para la separación, y por lo tanto el tamaño y el costo del equipo por utilizar. Los coeficientes de transferencia de masa también son importantes para gobernar el equipo utilizado con fines completamente diferentes como la realización de reacciones químicas.

3. TORRES DE ABSORCIÓN

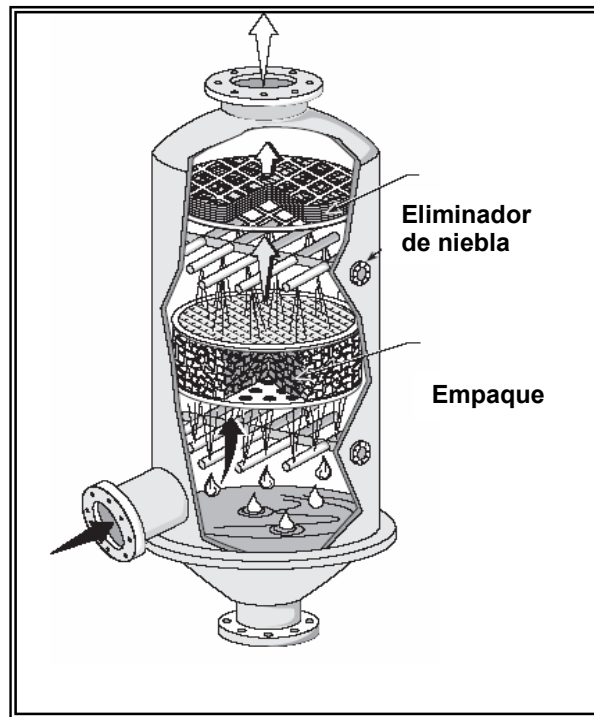
Frecuentemente nos referimos a una torre contactora como un absorbedor, en ambos equipos ocurre el fenómeno de absorción, pero existe una diferencia entre estos dos equipos la cual radica en la composición del líquido que entra a la torre; en un absorbedor, el líquido es un hidrocarburo, mientras que en una torre contactora, el líquido es un químico como lo es el glicol.

Existen diferentes torres en donde se lleva a cabo el proceso de absorción, entre ellas tenemos:

- Torres Empacadas
- Torres de Platos

3.1 TORRES CONTACTORAS EMPACADAS

Las columnas empacadas para el contacto gas líquido se emplean mucho para operaciones de absorción, y hasta un punto limitado, para las de destilación. Por lo común las columnas se empacan con material orientado en forma aleatoria; pero en algunos casos, se puede colocar cuidadosamente en sus posiciones. La columna empacada es un dispositivo simple en comparación con las columnas de platos. Se encuentran en el comercio muchos empaques, cada uno de los cuales posee ventajas específicas para el contacto líquido-gas a partir de los aspectos de costo, disponibilidad de superficie, caídas de presión, etc.



Tomado de la pagina www.gas-training.com

Figura 7 Torre empacada

El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

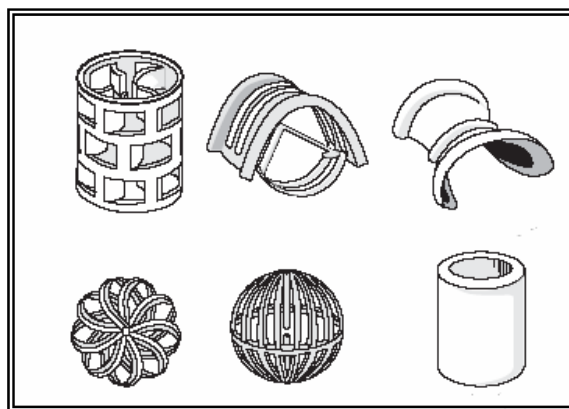
- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La Superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
- Tener bajo precio.

3.1.1 Empaques al azar

Los empaques al azar son aquellos que solamente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria. Antiguamente se utilizaron materiales fácilmente obtenibles, por ejemplo, piedras rotas, grava o pedazos de coque, pero aunque estos materiales resultan baratos, no son adecuados debido a la pequeña superficie y las malas características con respecto al flujo de los fluidos. Actualmente, son fabricados y los más comunes se muestran en la figura 3.2. Pueden fabricarse de porcelana industrial, que es útil para poner en contacto la mayoría de los líquidos. Los empaques plásticos deben escogerse con especial cuidado, puesto que se pueden deteriorar rápidamente y con temperaturas apenas elevadas. Los empaques de hojas elevadas de metal y de plástico ofrecen la ventaja de ser ligeros.

3.1.2 Empaques regulares

Hay gran variedad de estos empaques. Estos empaques ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios.



Tomado de la pagina www.gas-training.com

Figura 8 Tipos de empaques

3.2 TORRES CONTACTORAS DE PLATOS



Tomado de la pagina www.gas-training.com

Figura 9 Torre de platos

Otra torre utilizada para la absorción de gas es la torre de platos, aquí la absorción ocurre en cada plato o etapa, estas etapas se definen como una unidad de equipo en la cual las dos fases diferentes se ponen en contacto íntimo.

Las torres pueden fabricarse de diferentes materiales, según las condiciones de corrosión encontradas. Se utilizan vidrio, metales vidriados, carbón impermeable, plásticos y madera, pero con mayor frecuencia metales. Las torres están diseñadas con cuatro boquillas de las cuales dos son usadas para la entrada de las corrientes de gas húmedo y glicol pobre, y las otras dos para

las salidas del gas seco y el glicol rico. Para torres metálicas, las cubiertas son generalmente cilíndricas, debido a su costo.

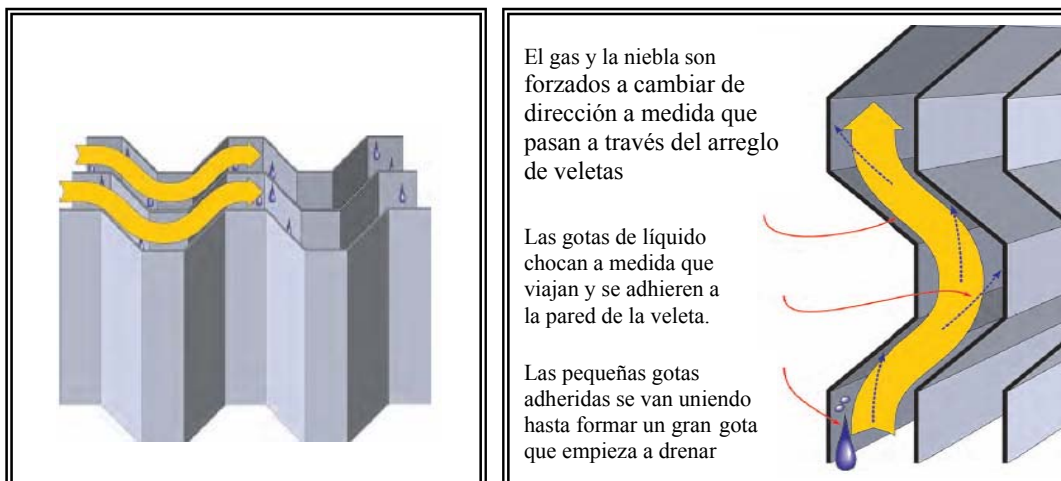
Una torre contactora de platos esta compuesta por las siguientes partes:
Extractor de niebla y platos (capsula de burbujeo, válvula y perforados).

3.2.1 Extractores de niebla

En la parte superior de la torre es instalado un eliminador de niebla . Estos dispositivos se utilizan para eliminar los líquidos (hidrocarburos y agua) de una corriente de gas a alta presión. Se utilizan generalmente en los sistemas de separación a baja temperatura.

Los principios mecánicos bajo los cuales operan los extractores de niebla son el asentamiento por gravedad, la fuerza centrífuga, el choque y la filtración. Los extractores de niebla más empleados son los de tipo de impacto, que a su vez pueden ser de veletas o de alambre entretrejido.

3.2.1.1 Extractores de niebla tipo veleta



Tomado del boletín 106 de AMISTCO

Figura 10 Extractor de niebla tipo veleta
Con flujo horizontal.

Figura 11 Extractor de niebla tipo veleta
Con flujo vertical.

Consisten de placas metálicas paralelas formando un laberinto. Cada una de estas placas, cuenta con varias bolsas para retener el líquido.

Cuando el gas pasa a través del extractor cambia de dirección varias veces y es centrifugado, provocando que las gotas de líquido se muevan hacia el exterior, donde son retenidas por las bolsas colectoras.

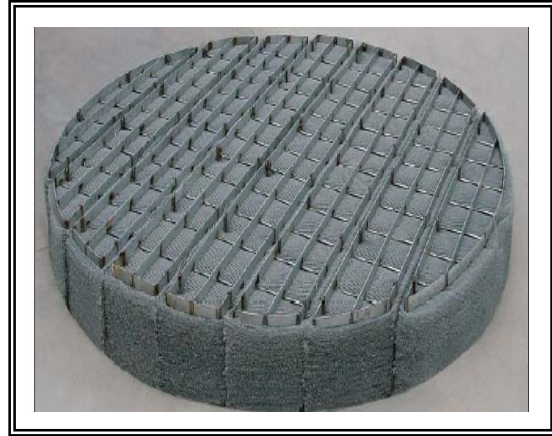
Aunque el diseño de estos extractores es empírico, los fabricantes generalmente garantizan que el líquido arrastrado en el flujo de gas no sobrepasa 0.1 GAL/MMSCF de gas

La eficiencia de un extractor de niebla de este tipo, aumenta al colocar las placas de metal más juntas o al instalar más bolsas para retener el líquido; pero obviamente también se incrementa la caída de presión a través del extractor.

Entre los factores que afectan la eficiencia de estos extractores están el tamaño de las gotas, la densidad y la tensión superficial del líquido. Los extractores de este tipo son eficientes para separar partículas de líquido mayores de 10 micras.

En los separadores y torres contactoras que manejan glicol ha sido necesario utilizar dos extractores en serie, ya que siendo el glicol un líquido alto tensor, propicia la formación de películas en el primer extractor, las cuales son arrastradas por el flujo de gas hasta el segundo extractor, donde se retienen y separan. El glicol también tiene la tendencia a disminuir la densidad del aceite o condensados arrastrados en el flujo de gas. Este problema se ha reducido añadiendo una agente antiespumante de alta densidad al glicol.

3.2.1.2 Extractores de niebla de malla de alambre entretrejido



Tomado del boletín 106 de AMISTCO

Figura 12 Extractor de niebla tipo
Malla de alambre.

Figura 13. Extractor de niebla tipo
Malla metálica.

Este tipo de extractores aunque se emplea poco, ha dado resultados favorables y es de bajo costo. Consisten básicamente de un cojinete de malla de alambre, que tiene aberturas asimétricas y desalineadas. El mecanismo de separación del líquido es el choque, aunque también hay acción centrífuga.

Las características de la malla de alambre usada en estos extractores, están dentro del siguiente rango:

Tabla 1 Características de la malla

Diámetro del alambre	0.003 a 0.011 in
Volumen de espacios libres	92 a 99.4%
densidad	3 a 33 lb./pie ³
Superficie específica	50 a 600 pie ² /pie ³

Tomado del libro Transferencia de Masa, TRYBAL

En la mayoría de los casos, el espesor del cojinete necesario para que el volumen de líquido arrastrado en el flujo gas de la torre no exceda de 0.1 GAL/MMSCF debe ser de 4 a 6 in.

La eficiencia de estos extractores, depende de la velocidad del flujo de gas, cuando la velocidad es baja, las gotas de líquido tienden a conglomerarse entre los alambres. A velocidades altas el extractor tiende a inundarse, debido a que el líquido no puede fluir hacia abajo, contra el flujo del gas. En ambos casos los espacios libres del extractor se pueden llenar de líquido y, entonces, una porción de líquido es arrastrada por la corriente de gas.

3.2.1.3 Extractores de niebla tipo ciclónico.



Tomado del boletín 106 de AMISTCO

Figura 14 Extractor de niebla tipo ciclónico

Este tipo de extractores, consiste de un conjunto de pares de tubos concéntricos, montados en un recipiente, el número de tubos concéntricos depende del gasto de gas que se va a manejar.

Los tubos concéntricos están provistos de entradas tangenciales para el gas. La parte inferior de estos tubos es cónica y tienen descargas para las partículas del líquido separadas.

El gas entra tangencialmente al espacio anular entre los dos tubos, moviéndose en espiral hacia abajo. Las partículas de líquido en la corriente de gas son conducidas, por la fuerza centrífuga, hacia las paredes del tubo en donde se recolectan y arrastran hacia el fondo por el gas. Estas partículas se descargan a través de la salida localizada en el fondo de los tubos. El gas, libre de impurezas, sale a través del tubo interior.

La velocidad del flujo de gas en este tipo de extractores es crítica. Cuando la velocidad disminuye por debajo de un cierto valor, la eficiencia se abate rápidamente y si la velocidad aumenta, la caída de presión a través del extractor también se incrementa. En algunos equipos de separación se han empleado extractores de niebla tipo choque, como el de alambre entretrejido, delante de un extractor tipo ciclónico, con resultados satisfactorios.

3.2 BANDEJAS O PLATOS

Otro de los componentes de la torre son los platos y generalmente están hechos de hojas metálicas y si es necesario de aleaciones especiales; el espesor depende de la rapidez de corrosión prevista, cada plato esta constituido por un derramadero y un vertedero.

Existen tres tipos de platos: los platos de capsulas de burbujeo, los platos de válvulas y los platos perforados, generalmente los platos de válvulas son un poco más eficientes que los platos de capsulas de burbujeo a tasas bajas de gas. La elección del tipo de plato a utilizar es usualmente cuestión de costos y de la eficiencia de los platos.

El espaciamiento entre bandejas se elige usualmente en primer lugar en base a la facilidad de construcción, mantenimiento y costo; verificándolas luego para poder contar con una adecuada seguridad contra la inundación. La tabla 3.2 muestra los espaciamientos más comunes.

Tabla 2 Espaciamiento para los platos

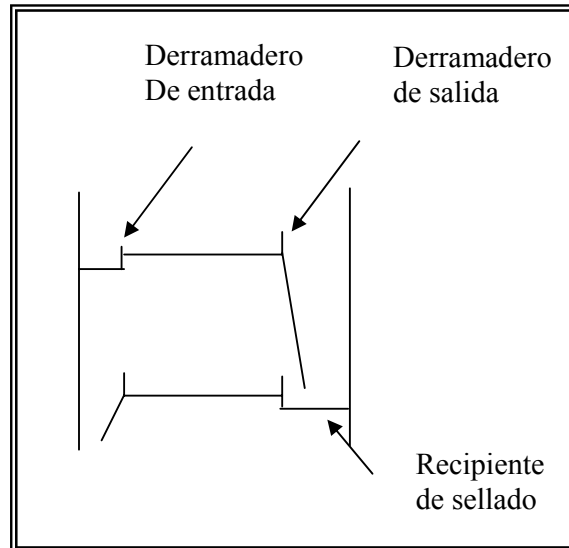
Diámetro de la torre (ft)	Espaciamiento entre platos (in)
	6 in mínimo
4 o menos	18 -20
4 – 10	24
10 – 12	30
12 - 24	36

Tomado del libro Transferencia de Masa, TRYBAL

3.2.1 Vertederos

El líquido se lleva de un plato al siguiente mediante los vertederos. Estos pueden ser tuberías circulares o, de preferencia, simples partes de la sección transversal de la torre eliminadas para que el líquido fluya por los platos verticales. Puesto que el líquido se agita hasta formar una espuma sobre el plato, debe permitirse que permanezca un tiempo adecuado en el vertedero para permitir que el gas se separe del líquido, de tal forma que solo entre el líquido claro en el plato inferior. El vertedero debe colocarse lo suficientemente cerca del plato inferior como para que se una al líquido en ese plato. Así se evita que el gas ascienda por el vertedero para acortar el camino hacia el plato superior. Pueden utilizarse recipientes cerrados o diques de retención como en la figura 3.8a, pero es mejor evitarlos, especialmente si existe tendencia a acumular sedimentos. Si se utilizan dichos recipientes, deben utilizarse orificios

de goteo (pequeños orificios a través del plato) en los diques de retención para facilitar el desalojo de la torre cuando no se utiliza.



Tomado del libro Transferencia de Masa, TRYBAL
Figura 15 Arreglo de envase sellado

3.2.2 Derramaderos

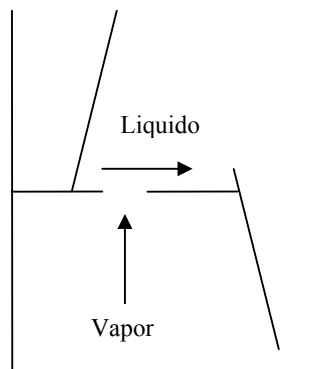
La profundidad del líquido sobre el plato, requerida para el contacto con el gas, se mantiene mediante un derramadero, que puede ser o no una continuación del plato de descenso. Los derramaderos rectos son los más comunes; los derramaderos de ranuras múltiples en V mantienen una profundidad del líquido que es menos sensible a las variaciones en el flujo del líquido y en consecuencia, al alejamiento del plato de la posición nivelada; las represas circulares, que son extensiones de las tuberías circulares utilizadas como vertederos, no se recomiendan. Los derramaderos interiores figura 3.8a pueden ocasionar el salto hidráulico del líquido y generalmente no se recomienda. Con el fin de asegurar una distribución razonablemente uniforme

del flujo del líquido en un plato de un paso, se utiliza un diámetro de derramadero de 60 a 80 por ciento del diámetro de la torre.

3.2.3 Tipos de platos

Las columnas de platos que se utilizan para el contacto líquido-gas se pueden clasificar según el tipo de flujo en sus dispositivos internos de contacto:

1. Platos de flujo cruzado
2. Platos de flujo a contracorriente



Tomado del Manual del Ingeniero Químico
Figura 16 Plato de flujo cruzado.

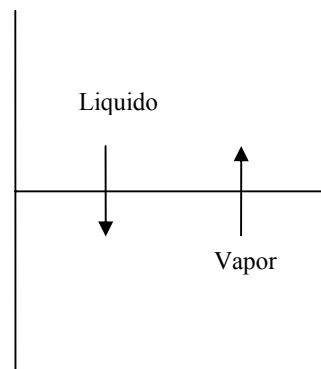


Figura 17 Plato a contracorriente

3.2.3.1 Platos de flujo cruzado

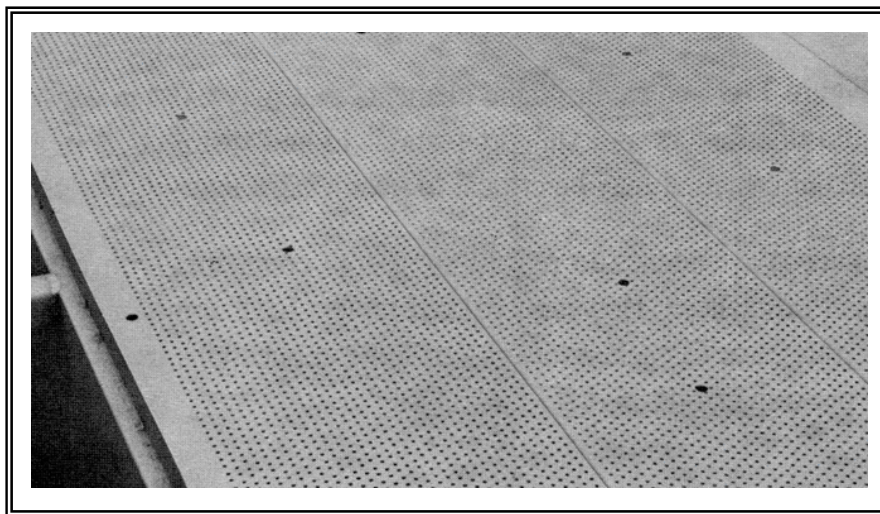
El plato de flujo cruzado (Figura 3.9) utiliza un ducto descendente para líquidos y se emplea más que el plato a contracorriente (Figura 3.10), debido a ventajas de eficiencia de transferencia y al intervalo operacional que es más amplio. El patrón de flujo de líquido en un plato de flujo cruzado se puede controlar mediante la instalación de ductos descendentes para alcanzar la estabilidad que se desea y una buena eficiencia de transferencia.

Se debe observar que la fracción del área transversal de la columna disponible para los dispersadores de gas (orificios y capsulas de burbujeo) disminuye

cuando se utiliza más de un ducto descendente. Así el diseño óptimo del plato incluye un equilibrio entre el acomodo del flujo del líquido y el empleo eficiente de la sección transversal para el flujo de gas.

La mayor parte de los nuevos diseños de platos de flujo cruzado utilizan perforaciones para dispersar el gas en el líquido sobre los platos. Estas perforaciones pueden ser orificios redondos simples o contener "válvulas" móviles con orificios variables sin forma circular. Estos platos perforados se denominan **platos de malla** (Figura 3.11) o **platos de válvulas** (Figura 3.12).

Para los platos de malla, se evita que el líquido fluya por las perforaciones por la acción de circulación del gas; de ese modo, cuando el flujo del gas es bajo, es posible que parte del líquido o todo, se drene por las perforaciones y, en efecto, por las partes de desviación (by-pass) de la zona de contacto.



Tomado de la pagina iconsa@cantv.net.

Figura 18 Plato tipo malla

El plato de válvulas se diseña para minimizar este drenaje o "purga", puesto que la válvula tiende a cerrarse cuando baja el flujo de gas, de modo que el área total varía para mantener un balance dinámico de presión en el plato.



Tomado de la pagina iconsa@cantv.net

Figura 19 Plato de válvula

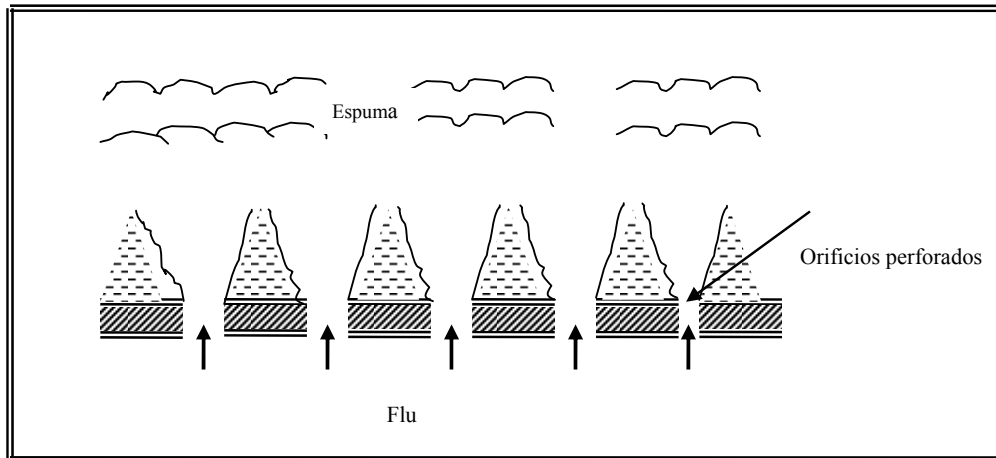


Figura 20 Dispersores de plato perforado

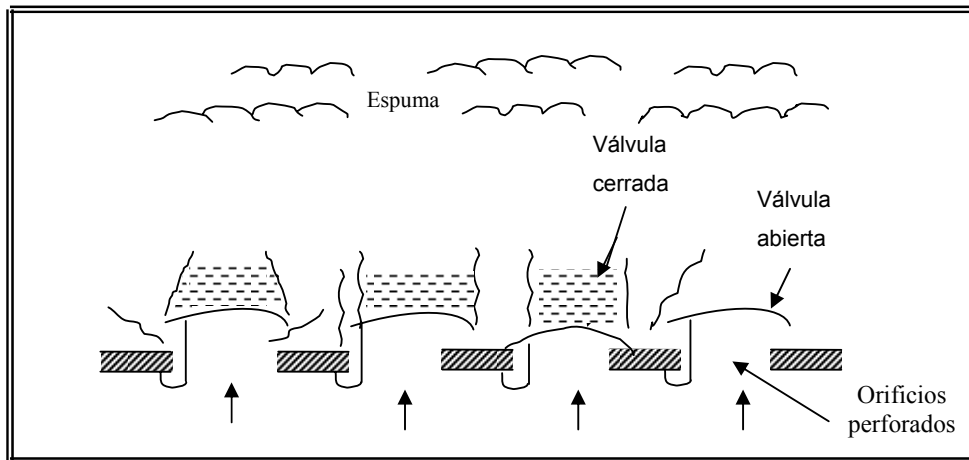
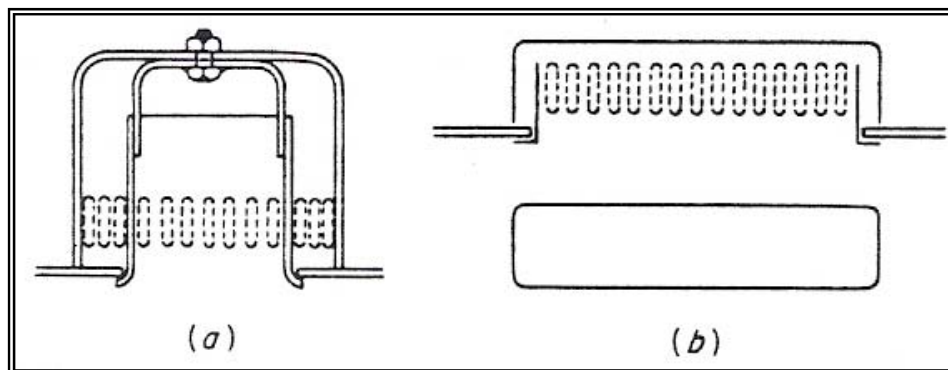


Figura 21 Dispersores de plato de válvula

Históricamente, el dispersador de gas mas común para platos de flujo cruzado fue la capsula de burbujeo. Este dispositivo tiene un sello incluido que impide el drenaje de líquido con bajos flujos de gas. En la Figura 3.15 se muestran capsulas típicas de burbujeo. El gas fluye hacia arriba por un elevador central, invierte el flujo bajo la capsula, pasa hacia abajo por el anillo entre el elevador y la capsula y, finalmente, entra al líquido por una serie de aberturas o ranuras situadas en el lado inferior de la capsula.



Tomado del Manual del Ingeniero Químico

Figura 22 Platos de burbujeo

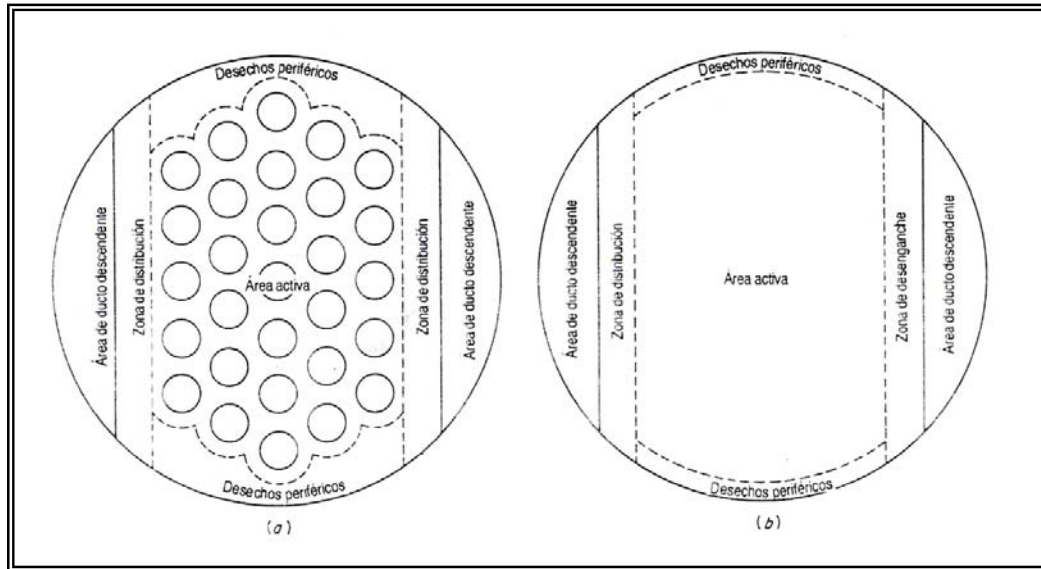
Las capsulas de burbujeo se utilizaron casi exclusivamente como dispersadores de platos de flujo cruzado hasta, mas o menos, 1950, cuando fueron desplazadas por los orificios simples o del tipo de válvulas. Se emplearon muchas variedades de diseño de capsulas de burbujeo (y por consiguiente, se encuentran en muchas columnas en operación), pero en la mayoría de los casos, se utilizaban cubiertas acampanadas de 3 a 6 in.

3.2.3.1.1 Configuraciones de platos de flujo Cruzado

La configuración es similar tanto si se trata de platos de capsulas de burbujeo, de malla o de válvula (Figura 3.16).

El plato consiste en:

1. Zona activa de dispersión del vapor
2. Zona de soporte y refuerzo periférico
3. Zona de separación o distribución
4. Zona de distribución
5. Zona de bajante



Tomado del Manual del Ingeniero Químico

Figura 23 Configuración de los platos.

En general, las zonas del bajante ocupan de 10% al 30% de la sección transversal total. La zona de refuerzo periférico suele ser, en general, de 25 a 50mm (1 a 2 in) de ancho y ocupa de 2 a 5% de la sección transversal, de modo que la fracción decrece al aumentar el diámetro del plato. La fracción del plato que ocupa la zona de separación y distribución va de 5 a 20% de la sección transversal. Para algunos diseños de plato perforado o de malla, estas zonas se eliminan completamente. Para la zona del bajante la longitud del vertedero va de 60 a 80% del diámetro de la columna de modo que la zona del bajante en cada extremo del plato ocupa del 5 al 15% de la sección transversal total.

El área inútil de la periferia se produce primordialmente con platos de capsulas de burbujeo y se debe a la incapacidad para ajustar la configuración de la

cubierta a la forma circular del plato. Se pueden poner válvulas o hacer perforaciones cerca de la pared disminuyendo las áreas muertas. En la tabla 3.3 se dan valores típicos de la fracción del área total de corte transversal disponible para la dispersión de vapor y el contacto con el líquido para platos de flujo transversal con un vertedero de cuerda igual al 75% del diámetro de la columna.

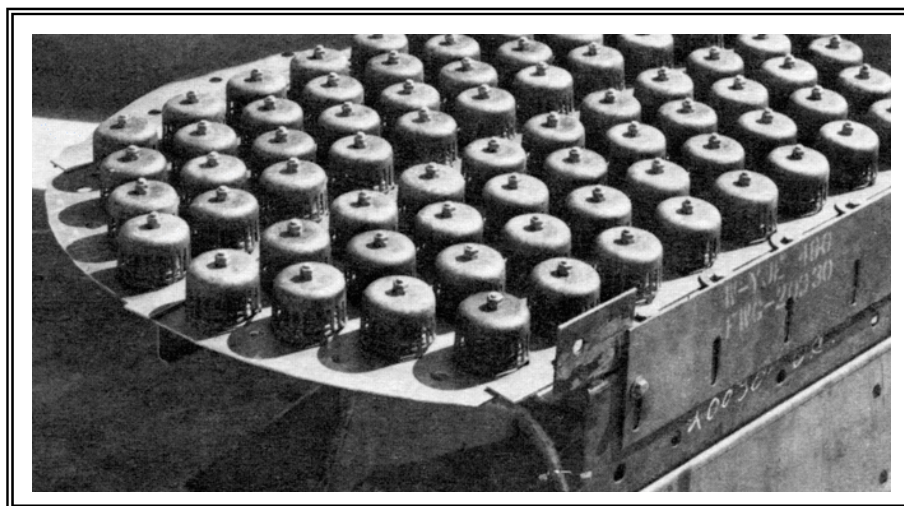
El espesor de plato de capsulas de burbujeo se establece en general mediante factores de diseño mecánico y no afecta a la caída de presión. No obstante para un plato de malla, el plato es parte integrante del sistema de vapor y el espesor es importante. Para los platos de malla, el espesor suele encontrarse en un intervalo de 3.58 a 1.98 mm (0.141 a 0.078 in). La dureza del metal, el tamaño del dado y los límites del tamaño de los orificios (por razones de proceso) condujeron al criterio siguiente de espesor:

$$0.4 < \frac{\text{espesor del plato}}{\text{diámetro del orificio}} < 0.7$$

Tabla 3 Área Activa de Platos

Diámetro de columna, m	Diámetro de capsula, mm	Área activa, fracción de la sección transversal total	
		Capsula de burbujeo	Malla y válvula
0.9	75	0.60	0.65
1.2	100	0.57	0.70
1.8	100	0.66	0.74
2.4	100	0.70	0.76
3.0	150	0.74	0.78

Las capsulas de burbujeo Figura 3.17 se suelen disponer en una configuración de triangulo equilátero. El espaciamiento entre ellas no debe ser inferior al diámetro de la capsula más 25 mm (1 in), para evitar los choques de las corrientes de vapor de capsulas adyacentes.



Tomado de la página iconsas@cantv.net

Figura 24 Plato de capsulas de burbujeo

Los diámetros de los orificios de los platos perforados varían de 1 a 25 mm (0.04 a 1 in). Los diámetros más comunes varían entre 4 y 6 mm cuando el ensuciamiento no es un problema serio y se desean obtener velocidades bajas de arrastre. Los diámetros más pequeños tienden a producir problemas de picaduras, en tanto que los diámetros más grandes producen lagrimeo y una dispersión deficiente.

3.2.3.2 Platos a contracorriente

Los platos a contracorriente son de construcción perforada o ranurada y no necesita ductos descendentes. El vapor y el líquido utilizan las mismas

aberturas, alternándose en forma intermitente. La configuración de estos platos es muy simple.

Los tipos de platos que se utilizan en el comercio son:

1. Perforados (doble flujo): Los orificios suelen ser perforaciones redondas simples en el intervalo de 3 a 13 mm (1/8 a 1/2 in).
2. Rasurados (Turbogrid): Las ranuras suelen ser largas y con anchuras de 6 a 13 mm (1/4 a 1/2 in).
3. Perforado y Corrugado (Ripple): El material del plato se puede corrugar para segregar parcialmente el flujo de gas y el del líquido.

El área abierta para esos platos va del 15% al 30% de la sección transversal total, en comparación con el 5 a 15% para platos de malla y 8 a 15% para platos de capsulas. Los tamaños de los orificios van de 6 a 25 mm (1/4 a 1 in).

Los distintos tipos de platos tienen diferencias en su capacidad para permitir flujos de gas y líquido. Un plato de malla de flujo cruzado puede funcionar con un flujo reducido de gas hasta un punto en el cual el líquido se drena por las perforaciones y la dispersión de gas es inadecuada para obtener una buena eficiencia. Los platos de válvula pueden trabajar con índices de gas muy bajos, debido al cierre de las válvulas. Por su parte los platos de capsulas de burbujeo pueden funcionar con flujos de gas muy bajos debido a su dispositivo sellador. Todos los dispositivos tienen un flujo mínimo de gas bien definido por debajo de los cuales no es posible una buena distribución.

3.3 TORRES DE PLATOS vs. TORRES EMPACADAS

Los siguientes criterios pueden ser útiles al considerar la elección entre los dos tipos principales de torres.

- *Caída de presión del gas.* Generalmente las torres empacadas requerirán una menor caída de presión.
- *Retención del líquido.* Las torres empacadas proporcionan una retención del líquido relativamente menor. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; también es importante para obtener buenas separaciones en la destilación por lotes.
- *Relación líquido-gas.* En las torres de platos se trabaja con valores muy bajos de esta relación. En las torres empacadas es preferible los valores altos.
- *Corrosión.* Cuando se tienen problemas complicados de corrosión, las torres empacadas son probablemente las menos costosas.
- *Limpieza.* La limpieza frecuentemente es más fácil con las torres de platos.
- *fluctuaciones grandes de temperatura.* Los empaque frágiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Los platos o empaque de metal son más satisfactorios.
- *Costos.* Si no hay consideraciones importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.

4. CARACTERÍSTICAS DEL GLICOL

4.1 TIPOS DE GLICOL

Los glicoles que se usan para el proceso de deshidratación en forma más común son:

- Etilen glicol-Presenta alto equilibrio de vapor con el gas por lo que tiende a perderse en la fase gaseosa en la torre contactora. Se usa como un inhibidor de hidratos cuando puede ser recuperado del gas por separación a temperaturas inferiores a 50°F.
- Dietilenglicol: Tiene alta presión de vapor, lo que se traduce en grandes volúmenes de glicol perdidos en la torre contactora. Tiene además gran susceptibilidad a descomponerse con la temperatura por lo que se requieren bajas temperaturas en el rehervidor (315°F a 340°F), por lo tanto no se logran las concentraciones de glicol pobre requeridas en la mayoría de las aplicaciones.
- Trietilenglicol: El más común de todos. Se reconcentra a una temperatura de 380°F a 400°F para obtener una alta pureza.

Tabla 4 PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL TEG

Temperatura	GE	Viscosidad cp	Btu/lb-F	Conductividad termica Btu/hr
50	1.134	88	0.485	0.14
75	1.123	56	6.50	0.138
100	1.1111	23	0.52	0.132
125	1.101	15.5	0.535	0.130
150	1.091	8.1	0.55	0.125
175	1.080	6.1	0.57	0.121
200	1.068	4.0	0.585	0.118
225	1.057	3.1	0.60	0.113
250	1.034	1.9	0.635	
300	1.022	1.5	0-65	

- Tetraetilenglicol: Este es más caro que el trietilenglicol pero presenta menores pérdidas a altas temperaturas de la torre contactora. Se reconcentra a temperaturas de 400°F a 430°F.

Casi todas las unidades de deshidratación de gas emplean trietilenglicol por las razones ya indicadas.

4.2 PREVENCIONES A TENER EN CUENTA CON EL USO DEL GLICOL

Para la operación continúa de una planta de deshidratación de glicol a la máxima eficiencia, se requiere tener un buen entendimiento de los principios básicos involucrados, diseño de los equipos, y mantenimientos preventivos que deben realizarse.

La tasa normal de glicol es de aproximadamente 0.1 galones de glicol por millón de pies cúbicos de gas. Si una unidad determinada consume más de esta cantidad, pueden existir problemas de funcionamiento en las unidades y muy probablemente altos costos de operación.

Cuando la solución circulante de glicol se ensucia generalmente se presentan problemas de corrosión y operación, por lo tanto para conseguir una larga vida del glicol, es necesario reconocer estos problemas y saber como prevenirlos. Algunos de los principales problemas que se presentan con el glicol son:

- Oxidación
- Descomposición térmica
- Control de ph
- Contaminación de sal
- Hidrocarburos
- Lodo
- Espuma

4.2.1 Oxidación.

El oxígeno penetra al sistema con el gas entrante, a través de tanques de almacenamiento sin cobertura y sumideros o a través de las empaquetaduras de las bombas. El glicol se oxida fácilmente en presencia del oxígeno y forma ácidos corrosivos. El primero de ellos es el ácido fórmico, además es encontrado el ácido acético presente en el glicol oxidado.

Para prevenir la oxidación, las vasijas de proceso abiertas deberán tener un gas de cobertura para mantener el aire fuera del sistema. Inhibidores de oxidación tales como la hidrazina pueden ser usados para prevenir corrosión.

4.2.2 Descomposición Térmica.

El calor excesivo como resultado de una de las siguientes condiciones descompondrá el glicol y formara componentes de corrosión:

- Una alta temperatura del rehervidor por encima de su nivel de descomposición (400 °F).
- Una alta tasa de flujo caliente usualmente causada por tratar de operar la unidad por encima de su capacidad de diseño.
- Sobrecalentamiento localizado causado por depósitos de sal, componentes de alquitrán sobre los tubos de fuego del rehervidor o por llama pobre hacia los tubos de fuego.

4.2.3 pH

El pH es una medida del contenido de ácido del glicol (un ph inferior de 5 significa que el glicol tiene un carácter ácido) y es una indicación que la degradación esta ocurriendo, el ph deseado de la solución esta entre 7.0 y 7.5. Si no se toman medidas adecuadas, el ph continuará decreciendo con la operación. La tasa de corrosión en el equipo incrementa rápidamente con un decremento en el ph del glicol. Ácidos orgánicos resultantes de la oxidación del glicol, productos de la descomposición térmica o gases ácidos recogidos de la corriente de gas son los componentes corrosivos que presentan mayores problemas. Por tanto el ph del glicol deberá ser chequeado periódicamente y

mantenerlo en el lado básico neutralizando los componentes ácidos con bórax, etanol o aminas u otro químico alcalino. El glicol deberá estar siempre diluido al menos en proporción de 50:50 con agua destilada antes de determinar su ph, para conseguir mejores resultados.

El control del ph puede ser alcanzado mediante la adición de una base neutralizadora tal como bórax , soda o nacap, las etanolaminas y la trietanolamina son además usados para el control del ph en las unidades. La adición de estas bases deberá ser hecha con cuidado, pues una cantidad de estas bases resultará en una gran precipitación de un material negro. El material parece ser un compuesto que se forma como producto de un bajo ph y contiene grandes cantidades de hidrocarburo. Este compuesto puede bloquear el flujo en alguna parte del sistema. Por tanto una lenta adición de base sobre un prolongado periodo incrementará el ph a un nivel deseado sin posibilidades de contaminar el sistema. Una sobredosis de neutralizante puede además causar la precipitación de un lodo negro, frecuentemente el cambio de elementos filtrantes es muy importante durante la adición del neutralizador. Incremento del ph demasiado rápido o encima de 8 -8.5 podría además causar espuma en el glicol. La cantidad de neutralizante a ser agregado y la frecuencia de adición variará de una planta a la otra dependiendo principalmente de las condiciones de operación. El fabricante del glicol deberá ser consultado sobre la cantidad de neutralizante sugerida para su glicol.

4.2.4 Contaminación con sal

Cuando el diseño de los scrubbers de entrada de gas a la contactora es pobre, pueden entrar al sistema tanto sal pura como soluciones de sal en agua. Debido a que tanto la sal como el agua son solubles en el glicol, entran en el sistema de regeneración provenientes desde la contactora.

Durante el proceso de deshidratación el agua es removida, pero desafortunadamente las sales permanecen. La presencia de sal es altamente corrosiva para la mayoría de los equipos de hierro y acero, además puede ocasionar un problema más serio, la deposición de la sal sobre los tubos de fuego en el rehervidor.

Como las sales tienen solubilidad limitada en los glicoles, se acumulan en el sistema hasta que se alcanza la saturación. Esta saturación puede darse a un 4 - 5% o más si el contenido de agua en el glicol es alto.

Durante la operación normal de deshidratación, el contenido de agua del glicol es más alto a medida que está más abajo en la torre contactora, cerca a la entrada de gas saturado. La solubilidad de sal en el glicol es también la más alta en ese punto. Las sales disueltas se concentran cada vez más a medida que el agua es removida en la sección de deshidratación en el rehervidor y pueden llegar a cristalizarse allí.

El cloruro de sodio es menos soluble en el glicol concentrado cuando está caliente que en el glicol concentrado frío. En la pared del tubo de fuego es el sitio en el que se presentará la cristalización. A medida que las sales se cristalizan en la solución, se adhieren a la superficie caliente del tubo de fuego formando una capa resistente al calor similar a la formada por los hidrocarburos pesados.

Como en el caso de los aceites pesados, la temperatura en la superficie del tubo de fuego aumenta rápidamente, la sal se cristaliza y forma una capa rugosa y porosa en la que se deposita el glicol y se degrada por la temperatura.

Ya que los aceites siempre traen consigo algo de sal, conformarán una capa rugosa conteniendo tanto sal como aceites pesados coquificados muy

resistente a la simple remoción con agua. Estos depósitos sólo pueden ser removidos apropiadamente con sand blasting.

Si la sal está conformada por Calcio ó Magnesio, se presenta una situación diferente de acuerdo a la solubilidad. Como la mayoría de los minerales, su solubilidad se incrementa con un aumento en la temperatura. La cristalización normalmente tendrá lugar en la parte más fría del sistema, el surge tank, y posiblemente taponará válvulas, accesorios y filtros o mallas.

Además de los problemas ya mencionados la sal tiene naturaleza corrosiva. Si esta en forma de cloruros, comenzará la corrosión concentrada o pitting. Eventualmente se encontrarán fallas en el equipo.

En resumen, los depósitos de sal aceleran la corrosión en los equipos, reducen la transferencia de calor en los tubos del rehervidor y alteran las lecturas de gravedad específica cuando es usado un hidrómetro para determinar la concentración de agua en el glicol, estos componentes no pueden ser removidos en una regeneración normal. Por tanto la sal resultante, ya sea en baches o en niebla fina sólo puede ser prevenida con el uso de un scrubber eficiente aguas arriba de la planta de glicol. Si la contaminación del glicol llega al punto de causar fallas en los tubos de fuego del rehervidor, el glicol debe ser cambiado de forma inmediata.

4.2.5 Presencia de Hidrocarburos

Algo de aceite llega con el gas después de que ha pasado por el slug catcher y los scrubber, estos aceites pueden disolverse en el glicol, ó llegar a ser parte de un sistema de dos fases que se separan muy lentamente.

Los aceites de naturaleza asfáltica tienen una solubilidad limitada en el glicol, usualmente sólo un pequeño porcentaje se solubiliza. Los de naturaleza aromática tienen una solubilidad alta, 10-20%.

Los aceites disueltos pueden reducir la capacidad absorción de agua del glicol, lo que produce valores altos en el dew point del gas tratado ó tasas excesivas de bombeo de glicol para llegar a los valores deseados. Además en la presencia de agua pueden producir espumamiento tanto en la torre contactora como en la unidad regeneradora.

Tanto los aceites disueltos como los no disueltos pueden quemarse en el reboiler, los aceites pesados no disueltos pueden sedimentarse en las platinas de la torre contactora causando taponamientos. Los aceites incrementan la viscosidad del glicol, creando aún más problemas.

La contaminación por aceites pesados resulta de arrastres desde la torre contactora. Estos aceites se disuelven en el glicol, alcanzan su máxima solubilidad, y entonces forman un sistema de dos fases.

Si no hay provisiones para la separación de aceites insolubles en el glicol, permanecerán como una emulsión en el regenerador y lentamente se adherirán a las paredes externas del tubo de fuego.

Los aceites disueltos se concentrarán en las paredes del tubo de fuego sólo si el glicol es vaporizado y removido, lo cual no ocurre a las temperaturas encontradas en el reherbador. Por lo tanto la mayoría de problemas en el reherbador es un resultado del aceite libre arrastrado en el glicol.

Cuando el aceite se adhiere a la superficie del tubo de fuego, produce una película aislante que empieza a restringir el flujo de calor. Para que la

temperatura en el reherbido y la destilación continúen debe aumentarse la temperatura del tubo de fuego.

A medida que la capa de aceite aumenta, la temperatura de la misma aumenta hasta iniciar el proceso de cracking del aceite. Después, en forma muy rápida la velocidad de deshidratación baja y los tubos de fuego se ponen tan calientes que comienzan a tornarse de color rojo. Si este proceso no se detiene a tiempo, los tubos se oxidarán, o se quemarán. Además el consumo de gas combustibles durante este proceso aumenta produciendo excesivos costos de operación.

A medida que la capa de aceites se quema, la superficie se vuelve más rugosa y los líquidos quedan atrapados en los poros y agujeros. Estos líquidos, tanto aceites como glicoles, se sobrecalientan. Los aceites son crackeados produciendo hidrocarburos livianos y carbón. El glicol es térmicamente degradado hasta que baja su peso molecular y se convierte en (dióxido de etileno), aldehídos y ácidos. Los ácidos promueven la corrosión si no son adecuadamente neutralizados.

El problema predominante en la falla de los tubos de fuego es que los aceites se coquifican más rápido que lo que el glicol se degrada. Esto se evidencia en la rápida acumulación de depósitos de carbón y la emisión de gases inflamables desde los venteos del condensador. Para evitar los problemas con los tubos de fuego es de carácter obligatorio mantener la contaminación con aceites en los niveles mínimos. Si el problema es con aceites, la única solución es cambiar el glicol.

El tipo de aceite que causa la contaminación es muy importante. Los aceites Parafínicos son más estables al calor que los aceites aromáticos ó los aceites asfálticos. No hay una concentración específica que pueda ser usada como guía. El color no es un indicativo de si el glicol esta bueno o esta malo.

Probablemente el mejor criterio es: si el glicol no es capaz de deshidratar el gas apropiadamente, se están presentando fallas y el glicol debe ser cambiado.

4.2.6 Sedimentos

Una acumulación de partículas sólidas e hidrocarburos alquitranados se forman a menudo en la solución de glicol. Estos sedimentos están suspendidos en la circulación de glicol y por periodos de tiempo la acumulación llega a ser lo suficientemente grande como para asentarse. Esta acción resulta en la formación de una goma negra abrasiva y pegajosa la cual puede causar erosión en las bombas, válvulas y otros equipos. Esto generalmente ocurre cuando el ph del glicol es bajo, el producto se vuelve muy duro y frágil cuando se deposita sobre las bandejas de la torre contactora, columnas de despojo y otras partes del sistema. Buena filtración de la solución prevendrá el aumento de sedimentos.

4.2.7 Espuma

La espuma puede incrementar las perdidas de glicol y reducir la capacidad de la planta. La espuma se forma en las bandejas de la torre contactora. La espuma además causa contacto pobre entre el gas y la solución de glicol; por tanto la eficiencia del secado disminuye. El glicol no forma espuma por si mismo. Impurezas causan la espuma, particularmente a bajas temperaturas.

Algunos promotores de la espuma son:

- Hidrocarburos líquidos
- Inhibidores de corrosión en el campo
- sales
- Sólidos finamente divididos , suspendidos en la solución

La excesiva turbulencia a altas velocidades de contacto usualmente propicia la presencia de espuma en la solución de glicol, ésta condición puede ser causada por problemas mecánicos o químicos.

La mejor solución para los problemas de espuma es un adecuado cuidado de la solución de glicol. La medida más importante en el programa es la limpieza efectiva adelante del sistema de glicol y buena filtración de la solución circulante. El uso de antiespumantes no resuelve el problema básico, esto es solamente un control temporal hasta que los promotores de la espuma pueden ser determinados y removidos.

5. PROBLEMAS OPERACIONALES EN LA TORRE CONTACTORA

5.1 INUNDACIÓN DE LA TORRE

La capacidad máxima permisible de un plato para manejar flujos de gas y líquidos tiene una importancia primordial, por que fija el diámetro mínimo posible de la columna.

La inundación es una condición inestable en la cual la altura del líquido en el bajante y en los platos aumenta hasta llenar toda la torre. La caída alta de presión puede llevar directamente a inundaciones. Con una diferencia elevada de presión en el espacio entre los platos el nivel de líquido que abandona un plato a presión relativamente baja y entra a otro plato con presión alta, necesariamente debe ocupar una posición elevada en las tuberías de descenso. Al aumentar la diferencia de presión debido al aumento en la rapidez del flujo de gas o de líquido, el nivel en la tubería de descenso aumentará más aún para permitir que el líquido entre en el plato inferior. Finalmente, el nivel del líquido puede alcanzar el nivel del plato inferior. Un incremento mayor, ya sea en el flujo del gas o del líquido agrava rápidamente la condición, y el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos. Entonces la torre queda inundada, la eficiencia de los platos disminuye a un valor muy bajo, el flujo del gas es errático y el líquido puede forzarse hacia la superficie de salida en la parte superior de la torre. En el punto de inundación es difícil obtener un flujo descendente neto de líquido y parte del líquido que se alimenta a la columna se ira con el gas superior. El diseño racional exige que se trabaje con un margen seguro por debajo de esta condición máxima permisible.

De lo anterior se puede decir que existen dos fenómenos que producen la inundación, primero cuando se mantiene el flujo constante de líquido y se aumenta el flujo de gas, el cual es llamado **inundación de arrastre** y el

segundo cuando se incrementa el flujo de líquido y se mantiene constante el flujo de gas, este se denomina **inundación de bajantes**. Cuando cualquiera de estos dos tipos de inundación destruye la acción de contracorriente, se pierde la eficiencia de transferencia y se sobrepasan los límites razonables del diseño.

5.1.1 Inundación de arrastre

Souders y Brown realizaron unos trabajos basados en un balance de fuerzas sobre una gotita promedio de líquido suspendido, llegaron a la definición de un parámetro de capacidad $C_{sb,inund}$:

$$C_{sb} = U_n \sqrt{\rho_g / (\rho_l - \rho_g)} \quad (5.1)$$

En donde U_n = velocidad lineal del gas, basada en el área neta A_n , m/s

ρ_g = densidad del gas, Kg/m³

ρ_l = densidad del líquido, Kg/m³

Los valores máximos permisibles del parámetro de capacidad $C_{sb,inund}$ se han correlacionado con un parámetro de flujo F_{lg} como se muestra en la figura 5.1.

Esta figura se puede utilizar para platos perforados o de malla, platos de válvulas y platos de capsulas de burbujeo, para determinar la velocidad del gas de inundación:

$$U_{nf} = C_{sb,inund} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \quad (5.2)$$

En donde U_{nf} = velocidad del gas por el área neta en la inundación, m/s
 $C_{sb,inun}$ = parámetros de capacidad, m/s
 σ = tensión superficial del liquido, mN/m
 ρ_g = densidad del gas, Kg/m^3
 ρ_l = densidad del liquido, Kg/m^3

Con respecto a un tipo dado de plato en la inundación, la velocidad superficial del gas V_f (Flujo volumétrico del gas Q / sección transversal neta para el flujo A_n) esta relacionado con las densidades del fluido mediante:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (5.3)$$

C_F es una constante empírica , cuyo valor depende del diseño del plato.

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{(L/G)(\rho_G / \rho_L)^{0.5}} + \beta \right] * \left(\frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2} \quad (5.4)$$

Donde:

α = Constantes que dependen de las variables de diseño (tabla 5.1)

β = Constantes que dependen de las variables de diseño (tabla 5.1)

L/G = Relación de masa de liquido-gas en el plato.

σ = Tensión superficial del líquido

ρ_g = densidad del gas, $Kg/$

ρ_l = densidad del liquido, Kg/m^3

$$(L/G)(\rho_G / \rho_L)^{0.5} = \frac{q\rho_L}{Q\rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (5.5)$$

q = Flujo de liquido (m³/s, ft³/s)

Q = Flujo de gas (m³/s, ft³/s)

ρ_g = densidad del gas, Kg/

ρ_l = densidad del liquido, Kg/m³

Tabla 5 Dimensiones recomendadas para torres de platos perforados

Constante de inundación C_F (equ. Y equ) < 6 mm (1/4 in)						
Rango de A_o/A_a	Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	Unidades de t	unidades σ	unidades V_f	α, β	
>0.1	0.01-0.1 Utilizar valores En 0.1					
	0.1-1.0	m	N/m	m/s	$\alpha = 0.0744t + 0.01173$ $B = 0.0304t + 0.015$	
		En	dina/cm x 10 ⁻³	ft/s	$\alpha = 0.0062t + 0.0385$ $B = 0.00253t + 0.050$	
< 0.1 Multiplicar α y β por 5 $A_o/A_a + 0.5$						

Donde: t = espaciamento entre platos

A_o = Área de las perforaciones

A_a = Área activa, área de la lamina perforada

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{\text{Área del orificio}}{\text{Área activa}} = 0.907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)$$

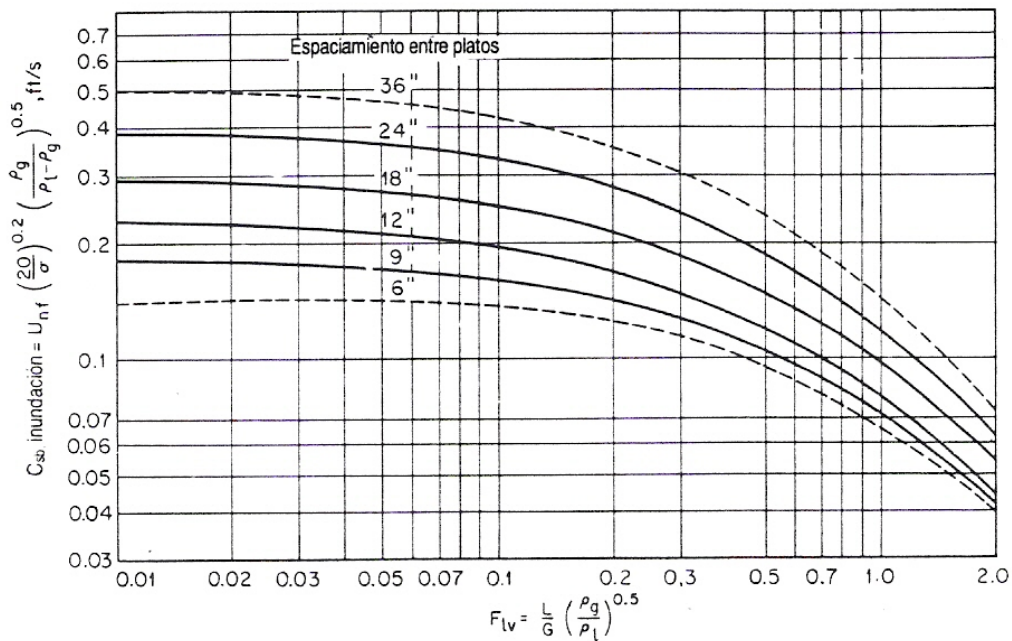


Figura 25 Capacidad de inundación

En la figura 5.1 se dan velocidades de gas con inundaciones hasta 10%, con las siguientes restricciones:

- El sistema produce poca o ninguna espuma
- La altura del vertedero es de menos del 15% del espaciamiento de los platos.
- Las perforaciones de los platos de malla tiene un diámetro de 13 mm o menos.
- La relación de la ranura (capsula de burbujeo), la perforación (malla) o la abertura completa de la válvula A_h respecto al área activa A_a es de 0.1 o

mayor. De otro modo se debe corregir el valor de U_{nf} obtenido de la figura mediante la siguiente tabla:

Tabla 6 Relación de áreas

A_h/ A_a	U_{nf}/ U_{nf}
0.10	1.00
0.08	0.90
0.06	0.80

5.1.2 Inundación por flujo descendente

Las columnas se pueden inundar debido a su incapacidad para manejar grandes cantidades de líquido. Para platos de flujo cruzado, este límite sobre el flujo de líquido se pone de manifiesto por el respaldo de bajante al plato superior. Para evitar la inundación de flujo descendente, se deben calcular los tamaños apropiados de las bandejas o tubos de descenso de la columna, con el fin de que no haya retenciones excesivas. El respaldo del bajante se calcula mediante la ecuación de balance de presiones:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{dl} + h_{hl} \quad (5.6)$$

En donde h_{dc} = altura en el bajante, mm de líquido
 h_t = caída total de presión en el plato, mm de líquido
 h_w = altura del vertedero a la salida del plato, mm de líquido
 h_{ow} = altura de la cresta sobre el vertedero, mm de líquido
 h_{dl} = pérdida de carga debida al flujo de líquido
 h_{hl} = gradiente de líquido a través del plato, mm de líquido

Las alturas o pérdidas por fricción en la ecuación anterior deben usar unidades congruentes. Como se observó h_{dc} se calculó en términos de claro de líquido equivalente. En realidad, el líquido en la bajante puede estar aireado y la retención real es:

$$h'_{dc} = h_{dc} / \phi_{dc} \quad (5.7)$$

En donde:

ϕ_{dc} es una densidad promedio relativa de espuma (relación de densidad de espuma respecto a la densidad líquida) en la bajante.

En el diseño no se debe permitir que h'_{dc} sobrepase el valor del espaciamiento de los platos: de otro modo, se podrá provocar la inundación, en realidad, el espaciamiento de los platos se puede determinar mediante alguna aproximación segura al valor calculado de h'_{dc} .

El valor de ϕ_{dc} depende de la tendencia que tienen el gas y el líquido a desligarse (la espuma a reducirse) en la bajante. Para los casos que favorezcan la elevación rápida de burbujas (baja densidad de gas, baja viscosidad del líquido, baja formación de espumas en el sistema), la reducción es rápida y el fondo de la bajante se llena de claro de líquido. Para esos casos, la práctica habitual consiste en emplear un valor de $\phi_{dc} = 0.5$. Para los casos que fomenten el ascenso lento de burbujas (alta densidad de gas, alta viscosidad del líquido, mucha formación de espumas en el sistema), se deben utilizar valores de $\phi_{dc} = 0.2$ a 0.3 . Al acercarse al punto crítico en absorciones a presión elevada, es preciso tener precauciones especiales para determinar el tamaño de la bajante y se puede emplear una inclinación del derramadero para proporcionar

superficie adicional de separación (pero a expensas del área de sección transversal para las perforaciones). Incluso en esa forma se puede esperar que se recircule cierta cantidad de gas bajo el derramadero

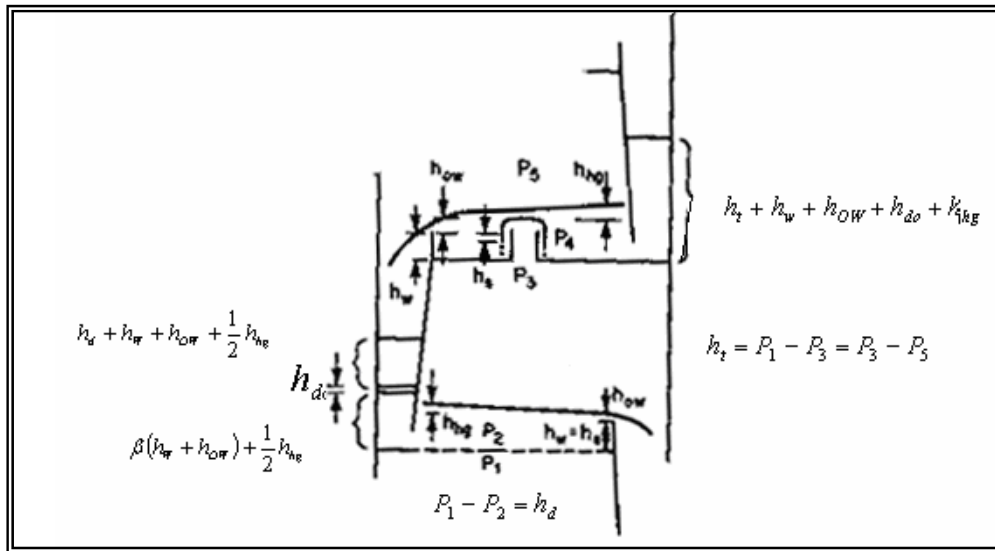


Figura 26 Análisis de altura de líquido en el plato

5.2 ARRASTRE DE GLICOL

El arrastre en una columna de platos es el líquido que se transporta junto con el gas de un plato al inmediatamente superior. Es perjudicial, debido a que reduce la eficiencia del plato, por que el líquido de un plato de volatilidad más baja se transporta a otro de volatilidad más elevada, de modo que se diluyen los efectos de absorción. El arrastre es también perjudicial cuando se transportan impurezas no volátiles hacia arriba para contaminar el producto superior de la columna.ç

Cuando la velocidad del gas es relativamente elevada se dispersa totalmente en el líquido, el cual a su vez es agitado hasta formar una espuma y esto

proporciona áreas interfaciales grandes, por lo tanto para que los platos sean de eficiencia elevada se requieren lagunas profundas de líquido y velocidades relativamente elevadas de gas. Pero esto puede ocasionar varias dificultades ya que a velocidades elevadas de gas cuando el gas se desprende de la espuma, pequeñas gotas de líquido serán acarreadas por el gas al plato superior. El líquido así levantado en la torre reduce el cambio de concentración que es llevado a cabo por la transferencia de masa y en consecuencia la eficiencia del plato. De esta manera la velocidad del gas debe limitarse por la reducción en la eficiencia del plato debido al arrastre del líquido en forma de gotas.

Otra posible causa del arrastre se debe a que durante el arranque de la planta, la presión en la torre de absorción se debe traer lentamente hasta el rango de operación y entonces se debe circular el glicol para obtener un nivel de líquido en todas las bandejas. A continuación se debe aumentar lentamente la tasa de gas a ser absorbido, hasta que se alcance el nivel de operación.

Si el gas entra a 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 glicol hacia la torre, los líquidos tienen dificultad en sellar los tubos de descenso. El líquido entonces será transportado con la corriente gaseosa en vez de fluir hacia el fondo de la torre de absorción.

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

A menudo, es más importante determinar el efecto del arrastre sobre la eficiencia que calcular la cantidad de líquido arrastrado, para ello se dispone de

la correlación mostrada en la figura 5.3. Las curvas paramétricas de la figura representan el acercamiento al punto de inundación de arrastre y la relación de velocidad de diseño de gas a velocidad de inundación de gas. Los valores de la abcisa son los mismos de la figura 5.1. Los valores de la ordenada ψ son fracciones de flujo descendente bruto del líquido, que se definen como:

$$\psi = \frac{\text{Moles de liquido atrapado / tiempo (área)}}{\text{Moles de liquido arrastrado / tiempo (área)}}$$

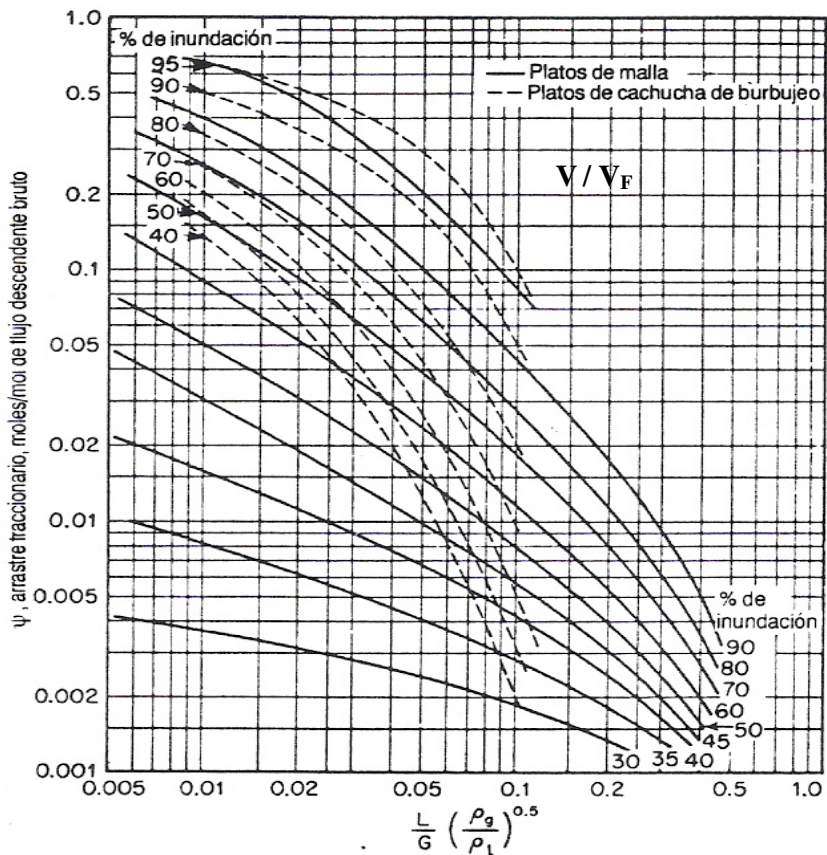


Figura 27 Arrastre fraccional

Valores aproximadamente pequeños de V (velocidad del gas) se utilizan en el diseño real; para líquidos que no hacen espumas es normal un valor de 80 al 85% de V_f (75% o menos para líquidos que hacen espumas), valor sujeto a verificación a las características de arrastre del líquido en el gas y a la caída de presión

5.3 ESPUMAS

Una espuma es una dispersión de un gas en un líquido, en donde el gas constituye la fase dispersa y el líquido la fase continua. Las dos fases que conforman este fluido están más o menos asociada una o otra, de tal manera que su estructura se hace más y más ordenada, en la medida en que la proporción de gas se aumenta.

En términos cuantitativos, muchos autores coinciden en afirmar que para considerar una espuma como tal, su porcentaje volumétrico de gas debe fluctuar entre el 52% y el 98%. Es decir que fuera de este rango, el fluido no obedece a los patrones de comportamiento de las espumas.

Cuando el gas a deshidratar se encuentra contaminado con hidrocarburos se presentan pérdidas por la formación de espumas en la torre contactora. Las espumas pueden incrementar las pérdidas de glicol y reducir la capacidad de la planta, la espuma puede también causar un contacto muy pobre entre el glicol y el agua, disminuyendo la eficiencia de la deshidratación. 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

Estos compuestos orgánicos son básicamente agentes tenso activos, es decir, reductores de la tensión superficial, los cuales al disolverse en agua o aceite, son los responsables directos de la formación de espumas.

Las espumas tienen una gran capacidad de arrastre y suspensión debido a su viscosidad y punto de cedencia elevados.

La excesiva turbulencia y una alta velocidad de contacto vapor-líquido son también causantes de la formación de espumas.

Las medidas más importantes para evitar la formación de espumas es 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. Los antiespumantes que se usan con mayor frecuencia son:

- Dow-n Corning Antifoam " A "
- Dow-n Corning Antifoam " E "
- Union Carbide ^aSAG^a – 47C

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.

La mayoría de los antiespumantes son inactivados dentro de pocas horas y bajo altas temperaturas y condiciones de presión, su efectividad puede ser

disipada por el calor de la solución de glicol. Por tanto los antiespumantes deberán ser agregados continuamente en pequeñas cantidades, cada vez para mejores resultados. El uso de una bomba de alimentación de químico ayudara a medir la exactitud y dará mejor dispersión dentro del glicol.

Los antiespumantes solubles en el agua son algunas veces mas efectivos diluyéndolos antes de su adición al sistema.

Los antiespumantes con limitada solubilidad deberán ser adicionados vía succión de la bomba para asegurar la dispersión, el antiespumante puede ser agregado en tasas de 3 a 4 onzas cuando sea necesitado.

La adición de demasiado antiespumante es usualmente peor que no agregarle, en conclusión. Excesivas cantidades agudizaran el incremento de espuma .

5.3.1 Filtros

El uso de un buen filtro de entrada es esencial para la eficiencia de la operación de una planta de glicol. El filtro separador puede ser una parte integral de la torre de absorción o un recipiente separado. Si es un recipiente separado, el filtro puede tener una o dos etapas para separar gas y líquido o tres fases para separar gas, hidrocarburos y agua. Este recipiente debe ser suficientemente grande para remover todos los sólidos y líquidos libres para impedir que estas impurezas lleguen hasta el sistema de glicol. Se debe inspeccionar cuidadosamente a fondo para evitar su mal funcionamiento.



Figura 28 Filtro

Otra de las medidas que se toman para la prevención de la formación de espumas es el uso del plato tipo campana que se encuentra en el fondo de la torre, cuya función es la separar los hidrocarburos y la de agregar inhibidores de espumas para disminuir las pérdidas de glicol. Además de una malla extractora en el tope de la columna es importante para retener el glicol que puede estar asociado con el gas seco.

6. METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE UNA TORRE CONTACTORA DE PLATOS

Este capítulo tiene como propósito presentar las dos metodologías utilizadas para realizar el diseño de una torre contactora de platos, Metodología SIVALLS y Metodología GPSA. Además se realizará el diseño para un caudal de 150 MMSCF aplicando ambas metodologías.

6.1 CRITERIOS DE DISEÑO

- 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.
- Diseños económicos utilizan tasas de circulación de 2 -5 gal TEG/lb. H₂O absorbida.
- El número de platos teórico esta entre 1-3, los platos reales entre 4-12. La conversión de etapas de equilibrio a platos reales puede hacerse asumiendo una eficiencia global de plato entre 25%, para platos de burbujeo y 33% para platos de válvula.
- 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.

- El espaciamiento típico entre los platos en la torre contactora es 24 pulgadas. Sin embargo, la altura de la torre estará de acuerdo con el número de platos, más 6-10 ft adicionales para permitir el retiro de vapor al líquido por encima del plato de cima, distribución del gas de entrada por debajo del plato de fondo, y espacio para coleccionar el glicol rico en el fondo.

Para diseñar una torre contactora de gas, es necesario conocer ante todo la siguiente información, concierne 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

6.2 METODOLOGÍA SIVALLS

1. Corregir la capacidad de gas de la torre contactora a las condiciones de operación.

La capacidad de gas para el diámetro de la torre contactora, debe ser corregida por la temperatura de operación y por la gravedad específica del gas a deshidratar ya que la grafica para calcular el diámetro específico de la torre contactora está basada en una temperatura de 100 °F y una gravedad específica de 0.7.

$$G_o = G_s * C_t * C_g$$

Donde:

G_o = Capacidad de gas de la contactora a las condiciones de operación
(MMSCF)

G_s = Capacidad de gas de la contactora a las condiciones estándar (Gravedad Especifica de 0.7 y 100°F) , basada en la presión de operación (MMSCF)

C_t = Factor de corrección por temperatura de operación

C_g = Factor de corrección por gravedad especifica del gas.

2. Seleccionar el diámetro de la torre.

Por medio de la figura 6.1, haciendo uso de la presión de operación del sistema y la capacidad de gas corregida, se obtiene el diámetro de la torre

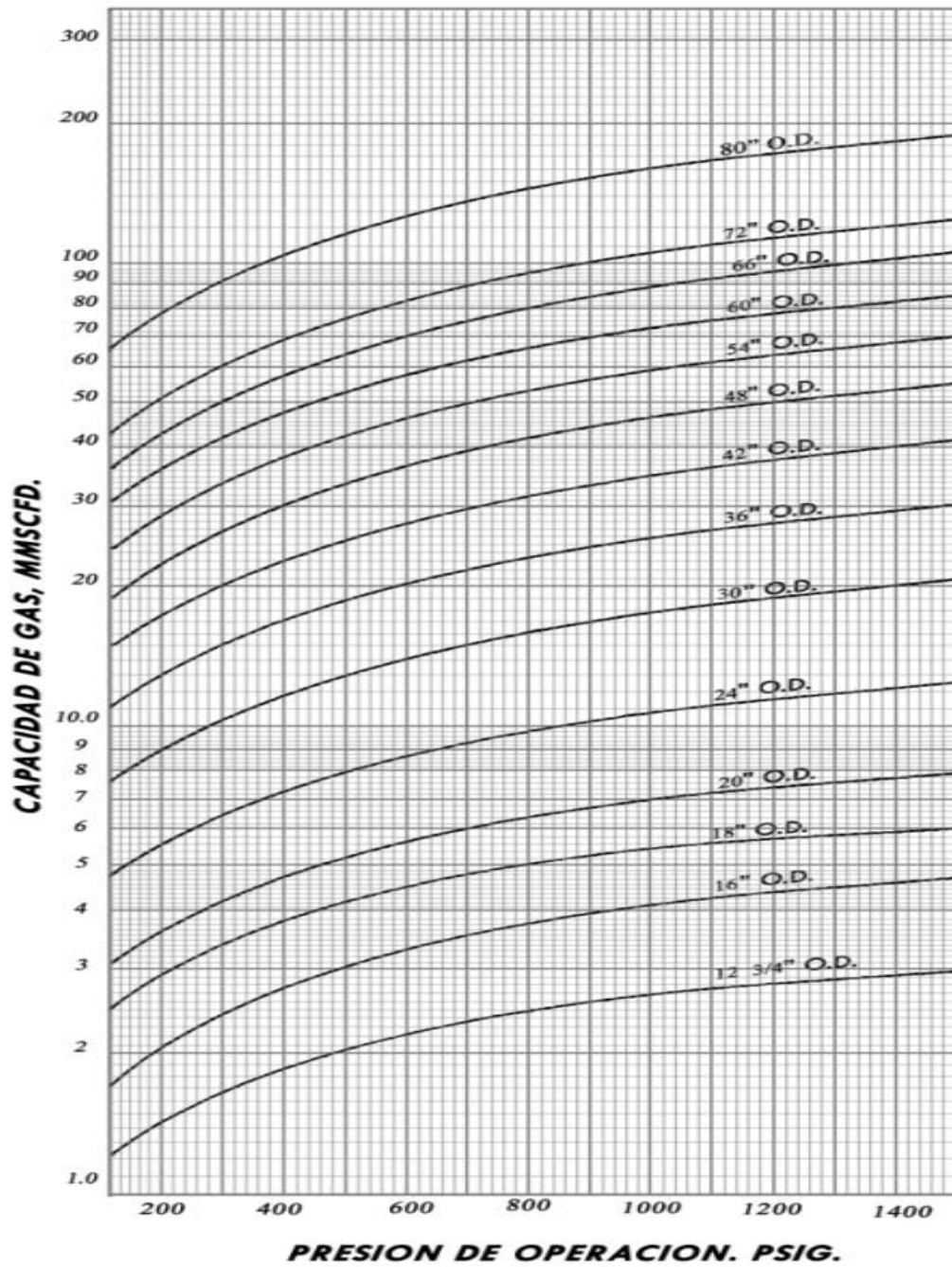


Figura 29 Determinación del diámetro de contactora de platos

Factores de corrección de la capacidad de gas para torres contactoras glicol-gas con bandejas.

Tabla 7		Tabla 8	
Factores de corrección por Temperatura		Factores de corrección por gravedad específica	
<i>C_t</i>		<i>C_g</i>	
Temperatura de Operación (°F)	Factor de Corrección	Gravedad Específica del Gas	Factor de Corrección
40	1.07	0.55	1.14
50	1.06	0.60	1.08
60	1.05	0.65	1.04
70	1.04	0.70	1.00
80	1.02	0.75	0.97
90	1.01	0.80	0.93
100	1.00	0.85	0.90
110	0.99	0.90	0.88
120	0.98		

3. Determinar la depresión del punto de rocío requerida.

$$\text{Depresión del punto de rocío (°F)} = \text{Temperatura de punto de rocío del gas de entrada} - \text{Temperatura de punto de rocío del gas de salida}$$

La temperatura del gas de entrada es la misma temperatura de punto de rocío de entrada, ya que el gas es generalmente asumido como si estuviera saturado de agua, antes de ser deshidratado.

La temperatura de punto de rocío del gas de salida se calcula por medio de la figura 6.2 conociendo el contenido de agua del gas que sale de la torre contactora y la presión de operación, se calcula la temperatura de punto de rocío del gas de salida.

4. Calcular el agua a Remover.

$$W_r = \frac{(W_i - W_o) * G}{24} \text{ (lb/hr)}$$

Donde:

W_r = Agua a remover (lb. H₂O/hr)

W_i = Contenido de agua en el gas de entrada (Lb. H₂O/MMSCF)

W_o = Contenido de agua en el gas de salida (Lb H₂O/MMSCF)

G = Tasa de flujo de gas (MMS

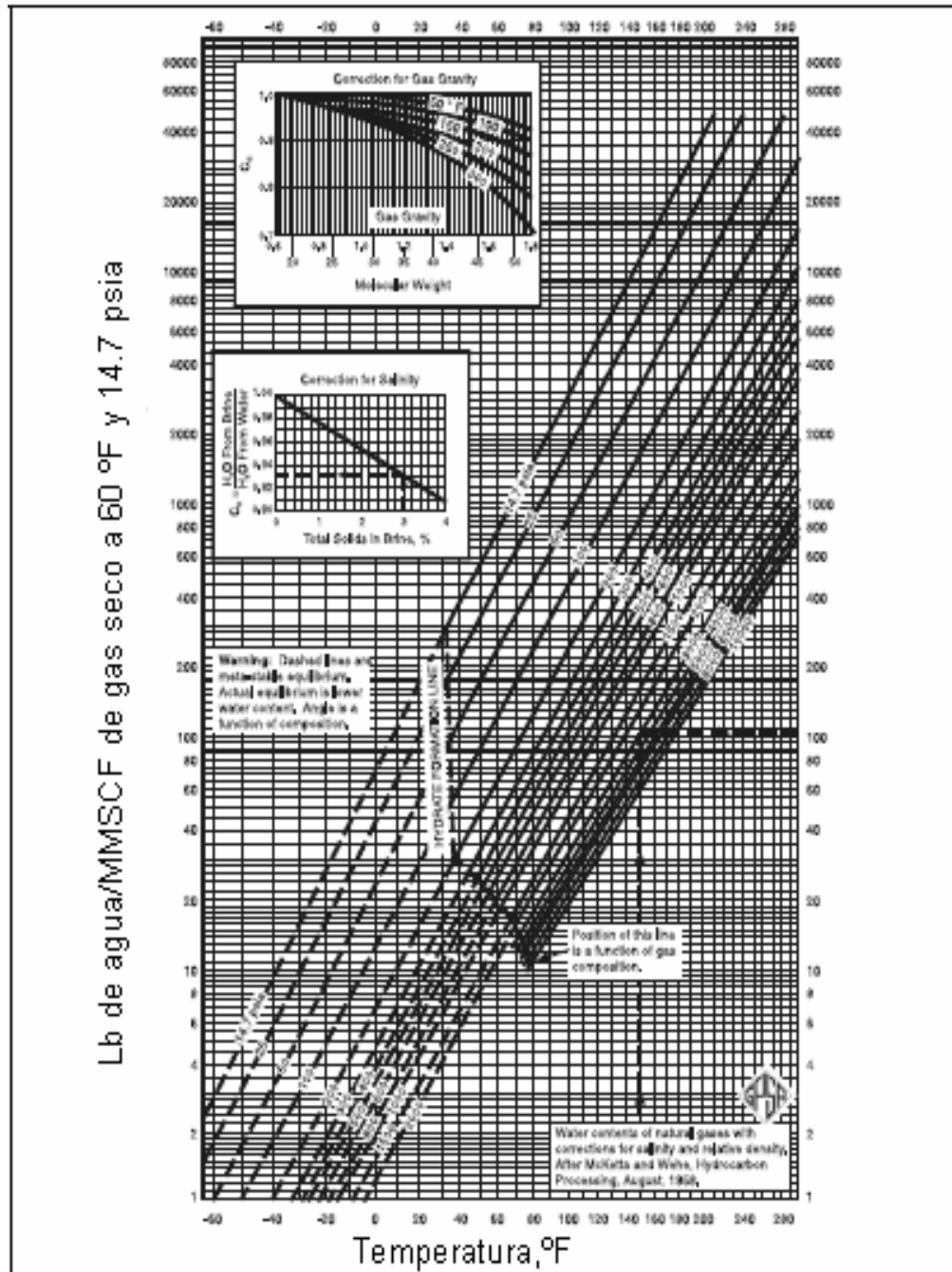


Figura 30 Contenido de agua en el gas

Como calcular el contenido de agua en el gas de entrada

Si es un gas dulce.

- Para calcular el contenido de agua en el gas de entrada (Lb H₂O/MMSCF), Se entra a la figura 6.2 con la presión de operación de la torre y la temperatura de entrada del gas.

La temperatura del gas de entrada es la misma temperatura de punto de rocío, ya que el gas es generalmente asumido como si estuviera saturado de agua, antes de ser deshidratado.

Restricciones de la grafica.

- Esta figura esta limitada a gases dulces y no debe ser usada para composiciones de gases agrios mayores de 5% mol (H₂S y/o CO₂), tanto el H₂S como el CO₂ contienen mas agua a saturación que el metano o mezclas de gas natural dulce, particularmente a presiones por encima de 700 psia a temperatura ambiente.
- Para la figura 6.2 La corrección por gravedad de gas no debe usarse cuando hay presencia de H₂S y CO₂.

Si es un gas agrio.

En este método el CO₂ debe ser convertido 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 las figuras 6.3 ó 6.4 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 CH_4 .

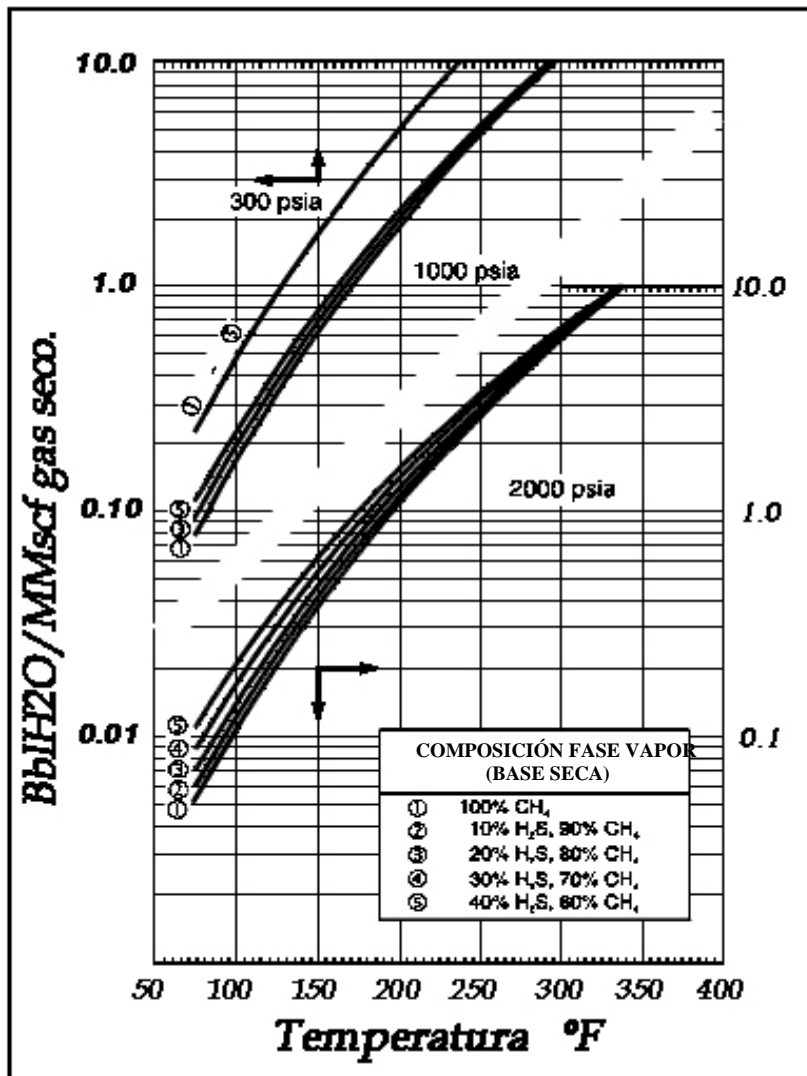


Figura 31 Contenido de agua para un gas ácido para presiones menores de 2000 psi

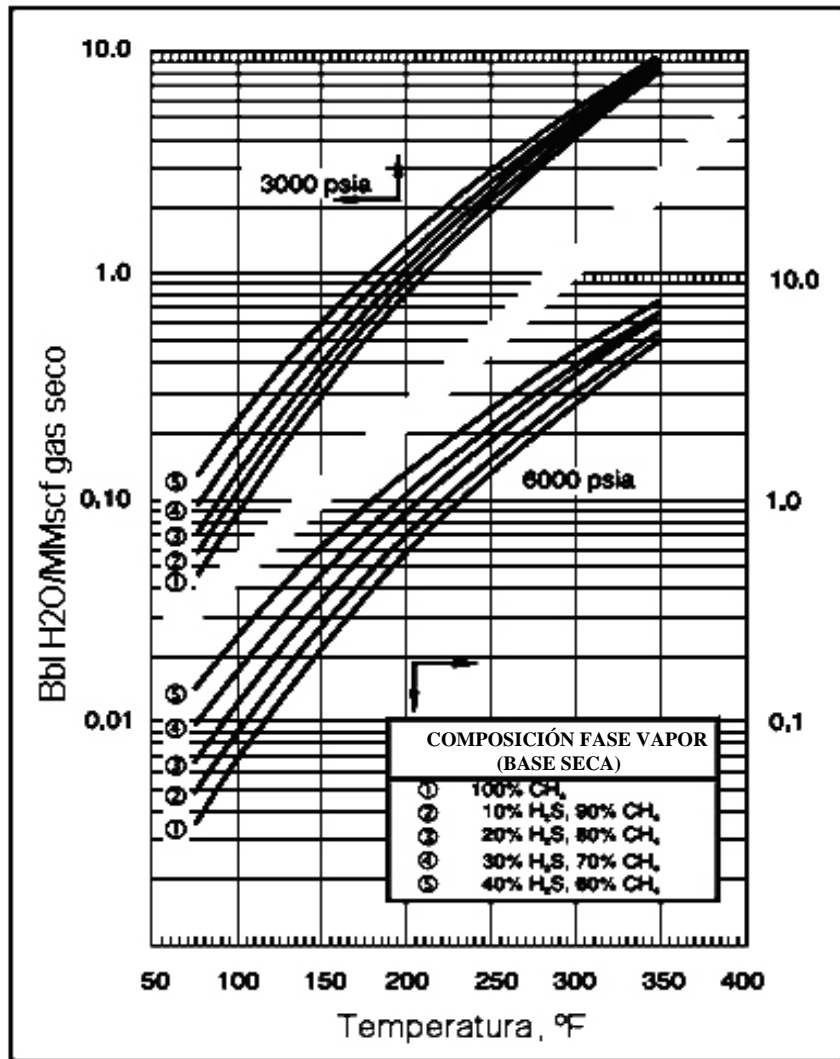


Figura 32 Contenido de agua para un gas ácido para presiones menores de 6000 psi

- El contenido de agua en el gas de salida (Lb H₂O/MMSCF), se escoge dependiendo de las condiciones a la que va a ser entregado el gas.

5. Calcular el número de Platos

Se puede calcular el número de platos reales utilizando la figura 6.5, usando la depresión del punto de rocío requerida y la tasa de glicol requerida por cada libra de agua a remover. Esta figura facilita un rápido dimensionamiento.

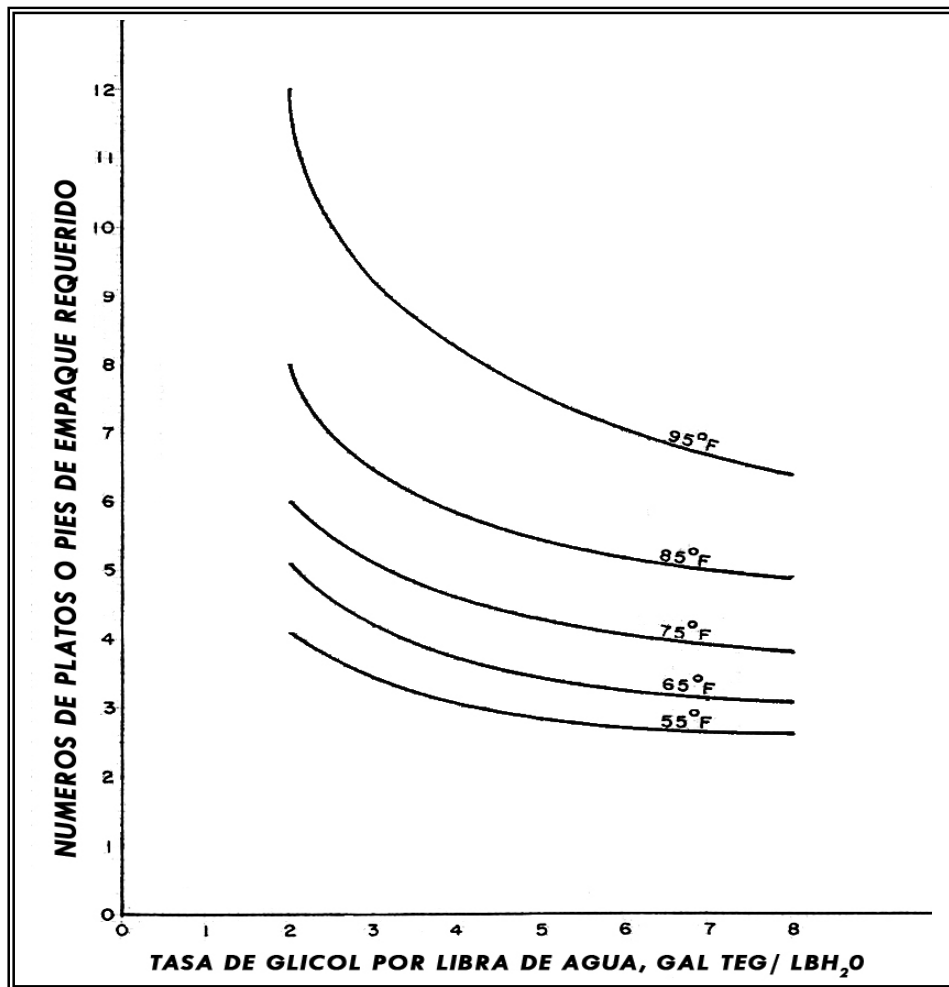


Figura 33 Determinación del número de platos

Existe otra forma de calcular el número de platos, mediante el uso del diagrama modificado de McCabe-Thiele, el cual se construye para determinar el número teórico de platos. Este número teórico puede convertirse al número real de platos requeridos, utilizando la eficiencia de los mismos, sabiendo que para platos con capsulas de burbujeo se utiliza una eficiencia del 25% y para platos de válvulas se utiliza un 33%.

Diagrama modificado de Mc.Cabe.

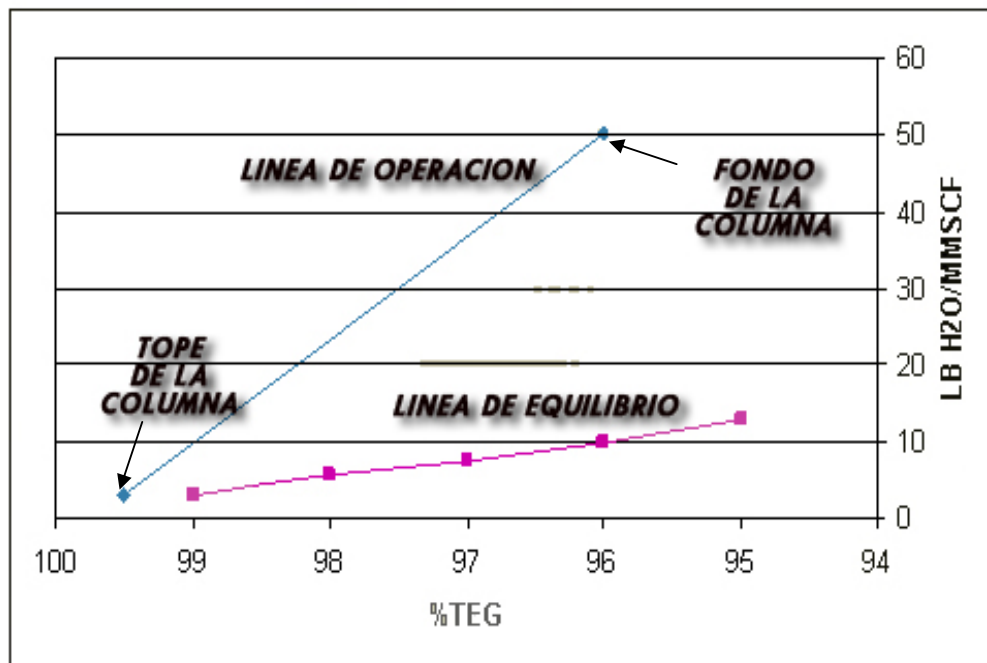


Figura 34 Diagrama de Mc. Cabe-Thiele

Línea de operación

La línea de operación se construye mediante la conexión lineal entre dos puntos que indica las siguientes condiciones:

- Del tope de la columna que son el contenido de agua en el gas de salida

(LB H₂O/MMSCF) contra la concentración del TEG pobre.

- Del fondo de la columna. Donde se grafica el contenido de agua del gas de entrada (LB H₂O/MMSCF) contra la concentración del TEG rico.
- 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 específica * 8.34 = Densidad de la solución TEG pobre (Lb/gal). A temperatura de operación.

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

TEG_{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 TEGpobre se calcula utilizando la figura 6.7 Con la temperatura de rocío del gas de salida y la temperatura de operación de la torre contactora .

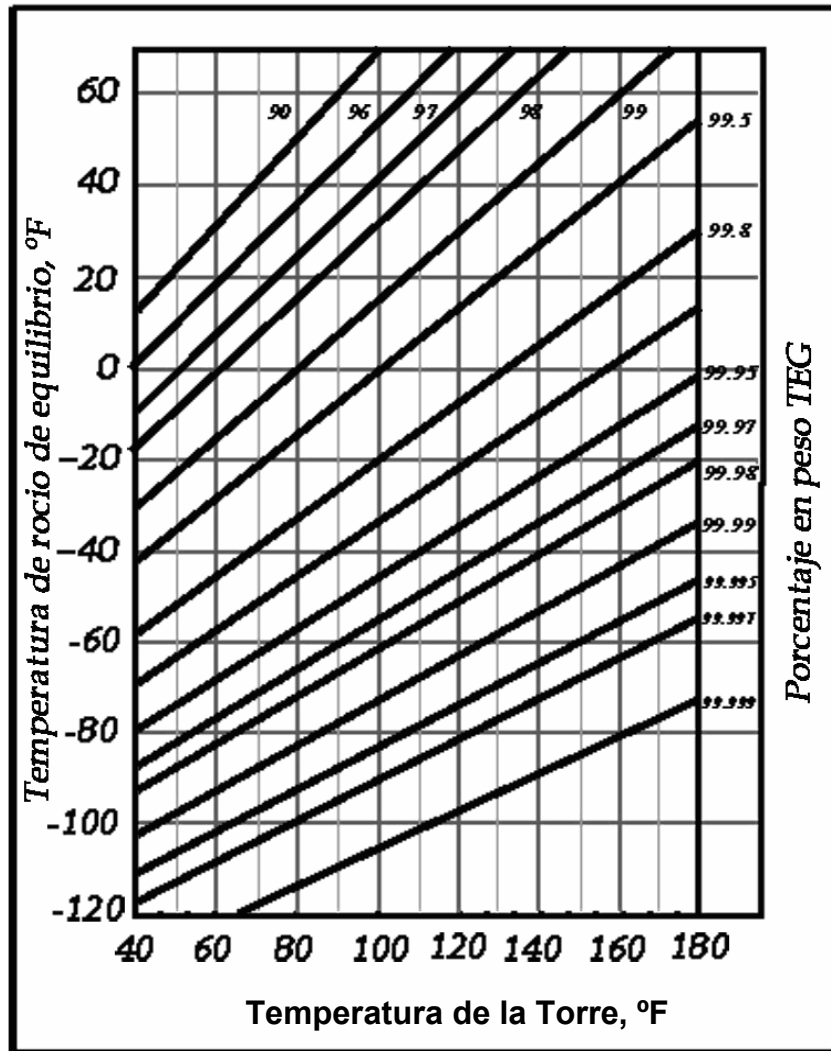


Figura 35 Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. temperatura

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 9 Ejemplo de cómo tabular los datos para realizar el diagrama de Mc.Cabe. Thiele

%TEG	Temp. De punto de rocío en Equilibrio a Temp. De operación De la torre contactora	Contenido de agua del gas a Temp. De punto de rocío y presión de operación de La torre contactora (LB H ₂ O/MMSCF)
99		
98		
97		
96		
95		

1. Esta temperatura de punto de rocío se lee en la figura 6.7
2. Con la temperatura de punto de rocío en equilibrio y conociendo la presión de operación de la contactora, se lee el contenido de agua en el gas, en la figura 6.2

6. 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.

$$\text{No real de platos} = \text{No. Teórico de platos} / \text{Eficiencia de platos.}$$

7. 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 contactora (Lbs/MMSCF)

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

8. Calcular la tasa de circulación de TEG. (gal/min)

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

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).

9. Calcular la altura de la torre.

Para el cálculo de la altura de la torre se debe tener en cuenta el espaciamiento entre los platos, más 6-10 ft adicionales para permitir el retiro de vapor al líquido por encima del plato de cima, distribución del gas de

entrada por debajo del plato de fondo, y espacio para coleccionar el glicol rico en el fondo.

En la siguiente tabla se muestran los espaciamentos mas utilizados en la industria.

Tabla 10 Espaciamento entre bandejas

Diámetro de la torre (ft)	Espaciamento entre platos (in)
	6 in mínimo
4 o menos	18 -20
4 – 10	24
10 – 12	30
12 - 24	36

6.3 METODOLOGÍA GPSA

1. Elegir el contenido de agua deseada para la corriente de salida del gas, teniendo en cuenta el RUT.
2. Con la masa de agua contenida por volumen de agua deshidratado y la presión de operación, se calcula el punto de rocío de equilibrio mediante la figura 6.2
3. Con la temperatura de punto de rocío del gas de salida de la torre y la temperatura de operación, se calcula la concentración de glicol requerida mediante la figura 6.7

4. 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)

El calculo del contenido de agua en la corriente de entrada de gas al igual que el contenido de agua de salida se halla de la misma forma que la metodología 1 y bajo las mismas consideraciones.

5. Escoger la tasa de circulación del glicol

6- Con la tasa de circulación de TEG y la concentración del mismo, se realizan las lecturas de la eficiencia de remoción de las graficas 6.8 a la 6.12. Estas eficiencias halladas mediante estas graficas se comparan con la eficiencia calculada en le numeral 4 y se escoge la eficiencia mas cercana a este valor.

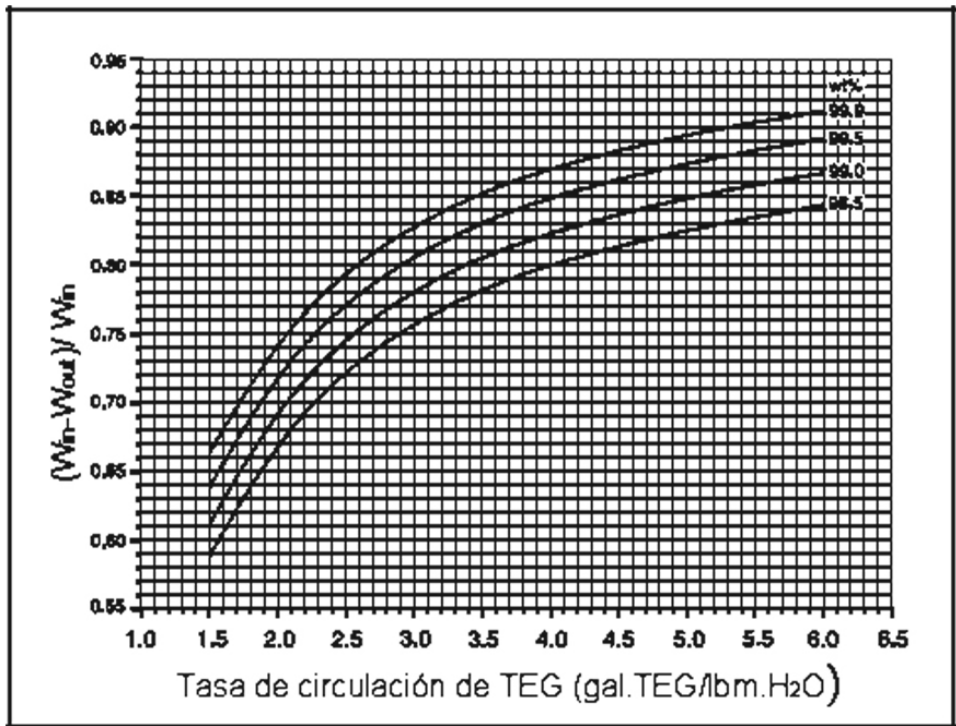


Figura 36 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1)

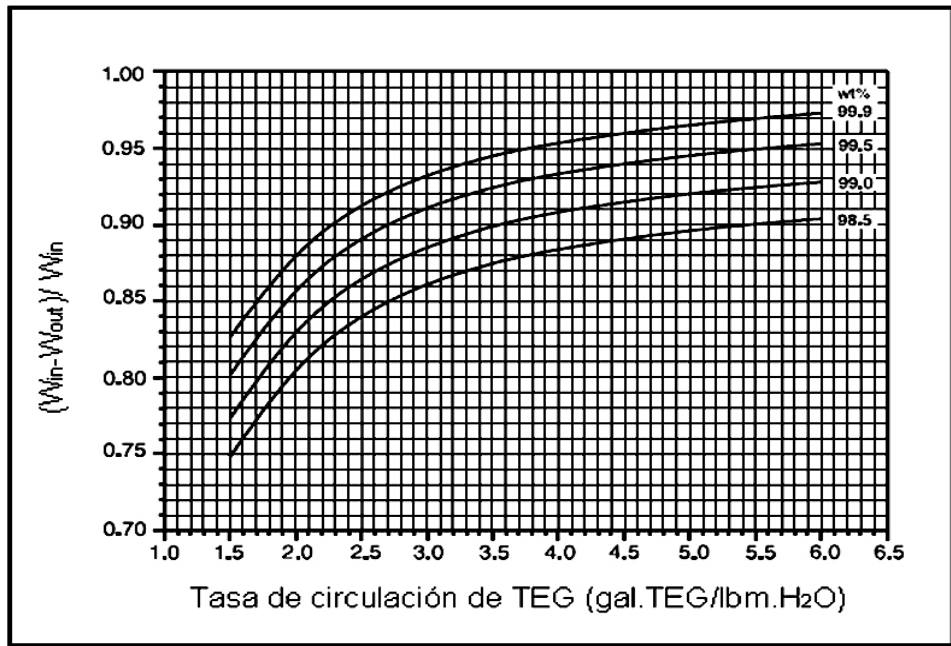


Figura 37 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5)

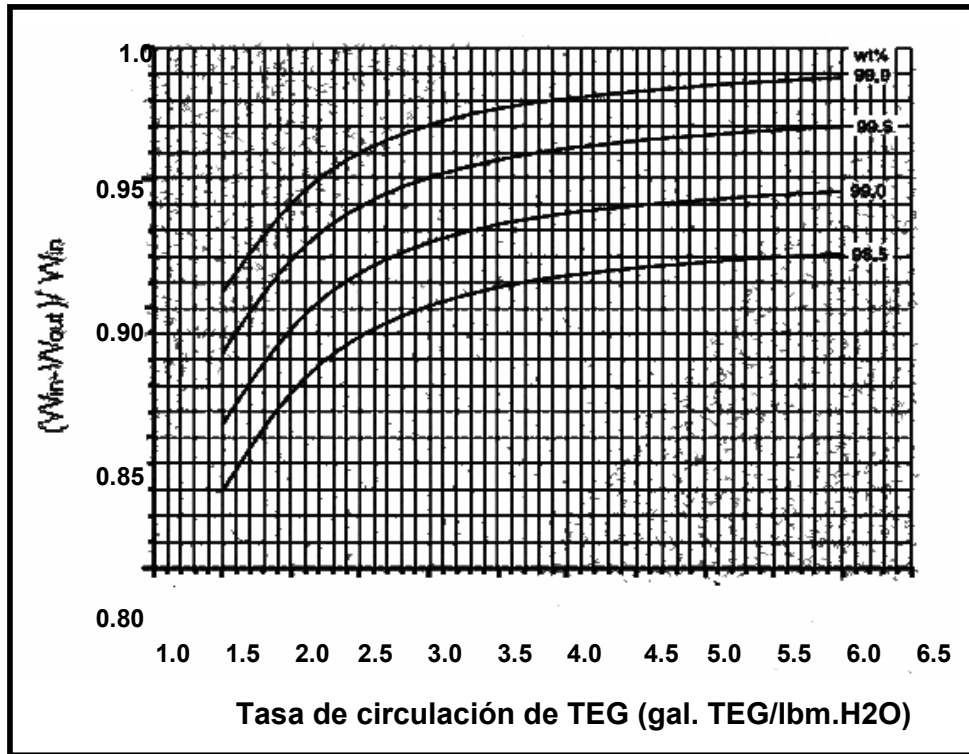


Figura 38 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)

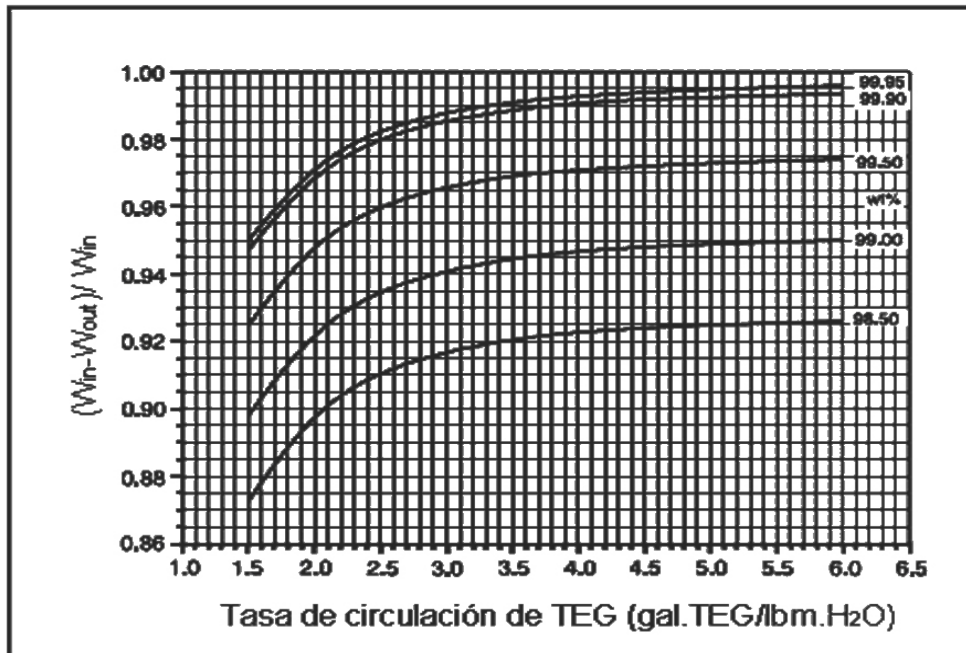


Figura 39 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.5)

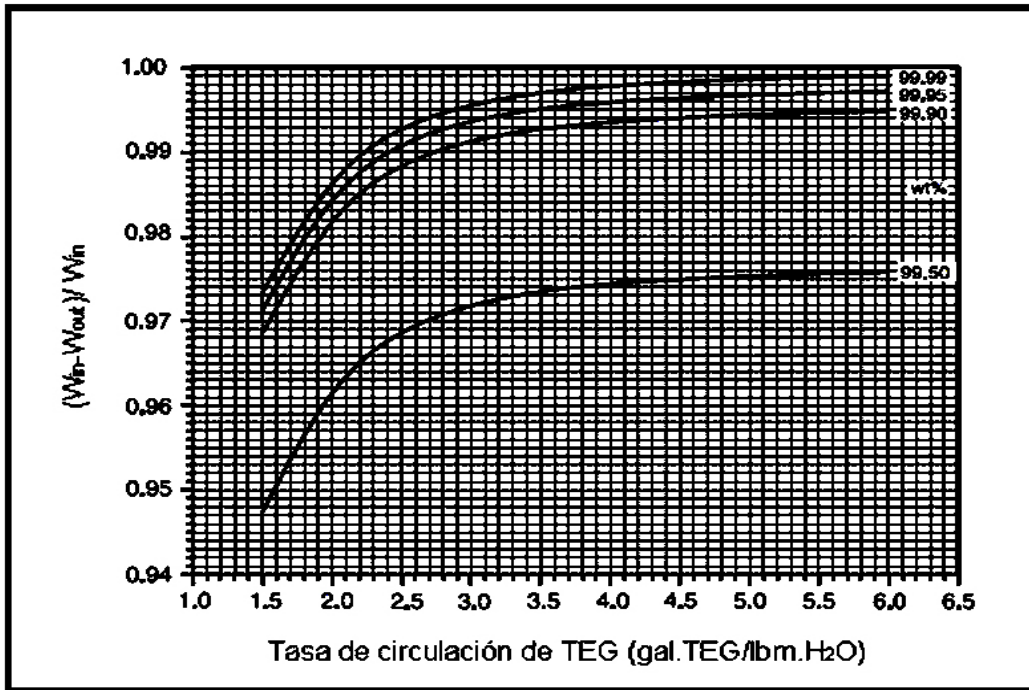


Figura 40 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3)

7. Una vez encontrado la grafica para la cual el valor de la eficiencia sea el mas aproximado a la eficiencia calculada en el numeral 4 dividimos el valor N teórico de esa grafica por la eficiencia de plato que puede ser 25% para platos de burbujeo o 33% para platos de válvulas.

Numero de platos reales = Platos teóricos/ Eficiencia del plato.

8. Calcular la velocidad másica (G)

$$G = C * \sqrt{\rho_g * (\rho_{TEG} - \rho_g)} \text{ (Lb/ft}^2\text{-hr)}$$

Donde: C = factor ft/h

ρ_g = Densidad del gas (lb/ft³)

ρ_{TEG} = Densidad del liquido (lb/ft³)

Tabla 11 Parámetros recomendados para el dimensionamiento de la torre contactora de TEG

	Factor K (ft/seg)	Factor (ft/hr)
Platos con capsula de burbujeo		
Espaciamiento de 20"	0.14	504
Espaciamiento de 24"	0.16	576
Espaciamiento de 30"	0.17	612

Calcular la ρ_g .

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

Donde:

P = Presión de operación (psi)

M = Peso molecular del gas (Lbs/Lbmol)

T = Temperatura de operación (°F)

Z = Factor de compresibilidad

R = constante de los gases (10.73 psia*ft³/ Lbmol*R)

Calcular ρ_{TEG} .

$$\rho_{TEG} = GE * \rho_{H2O}$$

GE = gravedad especifica del TEG

TABLA 12 PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL TEG

Temperatura	GE	Viscosidad cp	Btu/lb-F	Conductividad termica Btu/hr
50	1.134	88	0.485	0.14
75	1.123	56	6.50	0.138
100	1.1111	23	0.52	0.132
125	1.101	15.5	0.535	0.130
150	1.091	8.1	0.55	0.125
175	1.080	6.1	0.57	0.121
200	1.068	4.0	0.585	0.118
225	1.057	3.1	0.60	0.113
250	1.034	1.9	0.635	
300	1.022	1.5	0-65	

9. Calcular la tasa de flujo másico (\dot{m}):

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

Donde:

q_g = Caudal de gas (MMSCF)

GE = Gravedad especifica del gas.

10. Calcular el área de la contactora. (A)

$$A = \dot{m} / G \text{ (ft}^2\text{)}$$

Donde:

A = Área de la contactora (ft²)

m = flujo másico (lb/hr)

G = Velocidad másica (lb/ft²-hr)

11. Calcular el diámetro de la torre contactora.

$$D = \left(\frac{4 * A}{\pi} \right)^{0.5}$$

Donde:

D = Diámetro de la torre contactora (ft)

A = área de la torre contactora (ft²)

12. Calcular velocidad del gas.

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

13. Calcular la altura de la torre.

Para el cálculo de la altura de la torre se debe tener en cuenta el espaciado entre los platos, más 6-10 ft adicionales para permitir el retiro de vapor al líquido por encima del plato de cima, distribución del gas de entrada por debajo del plato de fondo, y espacio para coleccionar el glicol rico en el fondo.

6.4 EVALUACIÓN Y DISEÑO DE LA TORRE CONTACTORA DE PLATOS

6.4.1 INFORMACIÓN CONOCIDA

- 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 13 Análisis composicional del gas:

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

6.4.2 METODOLOGÍA DE DISEÑO SIVALLS

6.4.2.1 Criterios de diseño

- Espaciamiento entre los platos: 24 pulgadas
- Concentración de TEG: 98.5 %

- Tasa de circulación de TEG: 3 GAL/ Lb H₂O

1. Diámetro de la torre:

Los 150 MMSCFD se convierten a condiciones normales de operación (100 °F y GE = 0.7), mediante el uso de los factores de corrección apropiados.

$$G_o = G_s * C_t * C_g$$

$$G_o = 150 * 1.01 * 1.128$$

$$G_o = 170.9 \text{ MMSCFD}$$

De la figura 6.1, con $G_o = 170.9$ MMSCFD y $P = 1175$ Psia, se lee el diámetro de la torre igual a 80 como se muestra en la figura 6.14.

2. Depresión del punto de rocío:

Conociendo que la cantidad de agua en el gas de salida es de 4 lb./MMSCF, y la presión de operación es de 1175 Psia. La temperatura de punto de rocío del gas de salida = 17 °F como se muestra en la figura 6.13

Depresión del punto =	Temperatura de punto de rocío del gas de entrada
-	
de rocío (°F)	Temperatura de punto de rocío del gas de salida
Depresión del punto =	90 °F – 17 °F = 73 °F
de rocío	

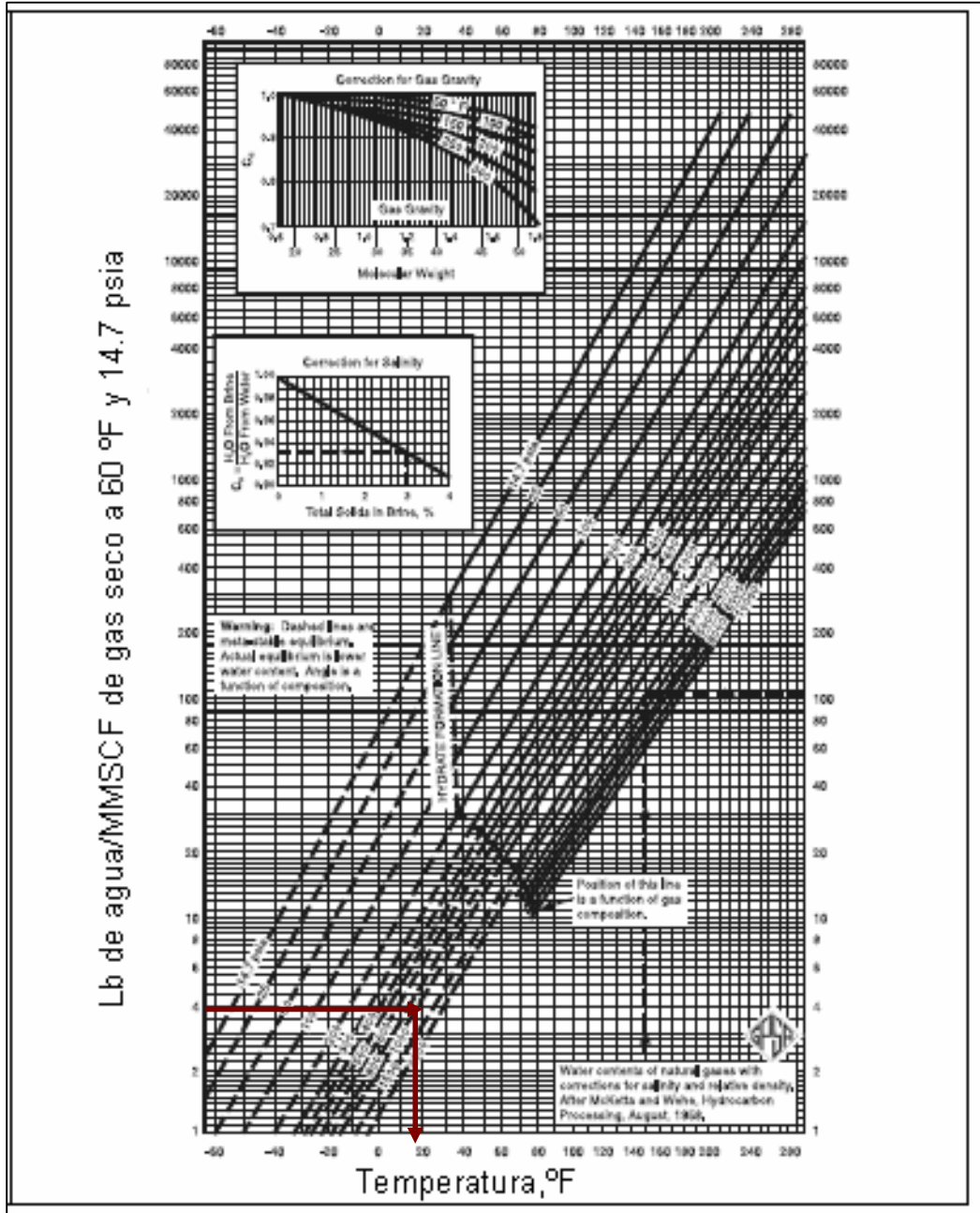


Figura 41 Contenido de agua en el gas

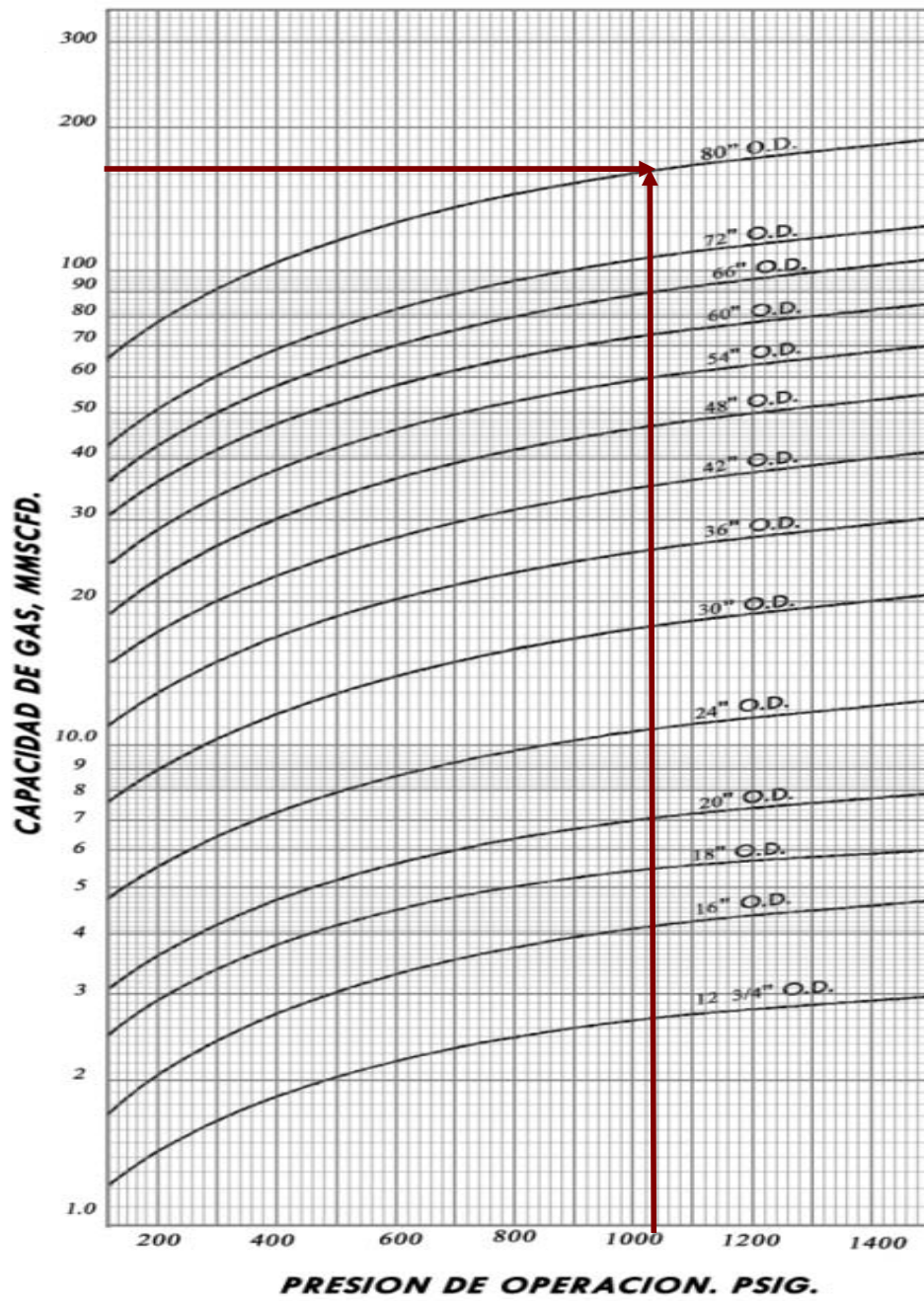


Figura 42 Diámetro de la torre

4. Agua removida:

Se calcula la cantidad de agua que la unidad de deshidratación debe remover. Por medio de la figura 6.13, se calcula el contenido de agua en el gas de entrada a las condiciones de operación, $T = 90\text{ }^{\circ}\text{F}$ y $P = 1175\text{ Psia}$, este valor corresponde a 42 lb./MMSCF .

$$W_r = \left(\frac{42\text{ lb / MMSCF} - 4\text{ lb / MMSCF}}{24} \right) * (150\text{ MMSCF})$$

$$W_r = 237.5\text{ lb / h de agua a remover}$$

5. Número de platos:

5.1 Mediante la figura 6.15

- Con 3 Gal TEG/lb H₂O
- Y una depresión del punto de rocío de 73°F .

El numero de platos reales es igual 5 platos.

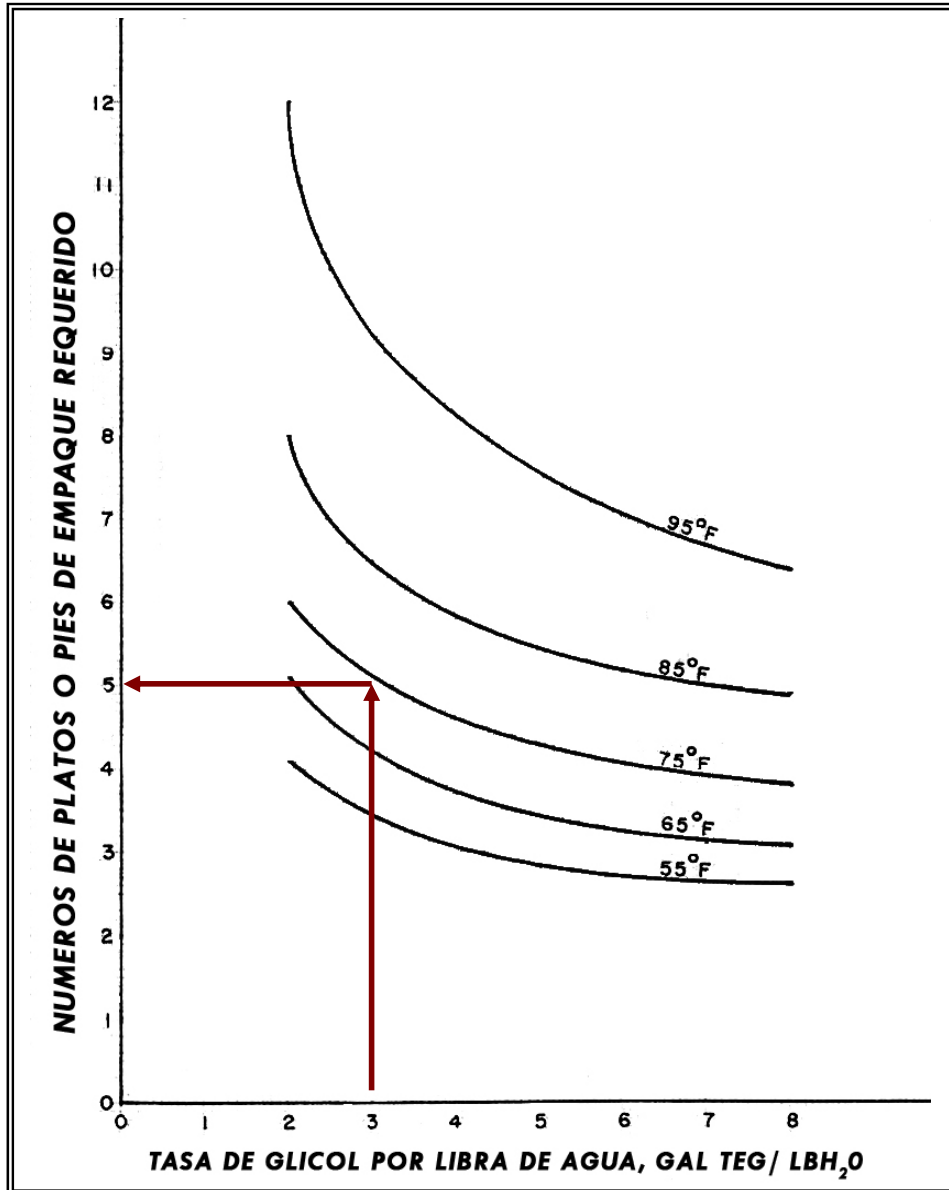


Figura 43 Determinación del número de platos

5.2 Diagrama de Mc.Cabe-Thiele.

Para la construcción de la línea de operación se calcula el % TEG_{rico} , para ello se necesita conocer la $\rho_{glicol_{90^{\circ}F}}$ y el % TEG_{pobre} .

$$\rho_{glicol_{90^{\circ}F}} = GE_{glicol} * 8.34$$

$$\rho_{glicol} = 1.1162 * 8.34 lb / gal$$

$$\rho_{glicol} = 9.309 lb / gal = 70.06 lb / ft^3$$

De la figura 6.16 el % $TEG_{pobre} = 98.8 \%$

TEG_{rico} :

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

$$TEG_{rico} = \frac{0.988 * 9.3}{9.3 + \frac{1}{3}}$$

$$TEG_{rico} = 0.953 = 95.3\%$$

Los puntos de la línea de operación son:

Tope de la columna: 4 lbH₂O / MMSCF y 98.8%

Fondo de la columna: 42 lbH₂O / MMSCF y 95.3

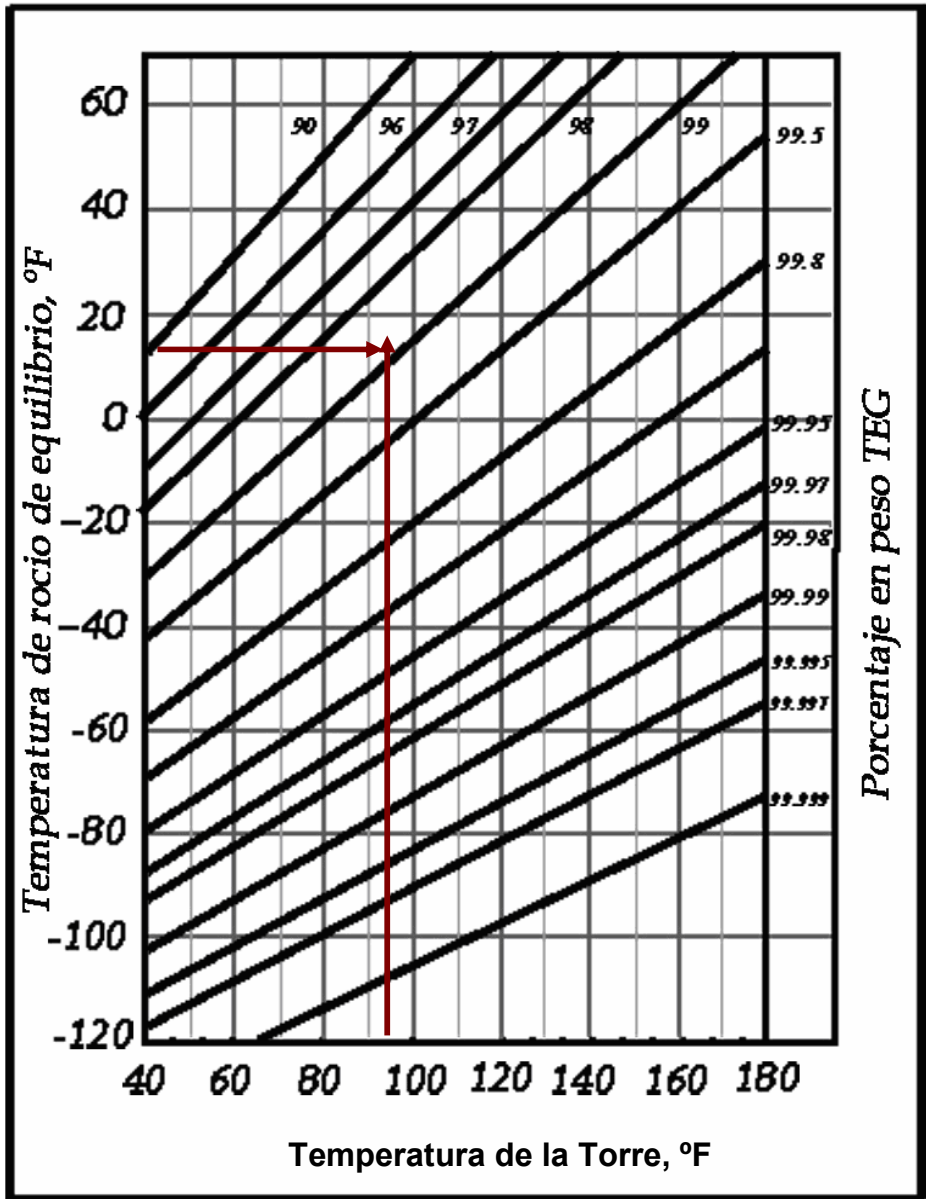


Figura 44 Punto de rocío para soluciones acuosas de TEG Vs. temperatura

Ahora se determinan los puntos para trazar la línea de equilibrio, hallando la temperatura de punto de rocío de la figura 6.16 y el contenido de agua del gas a temperatura de punto de rocío.

Tabla 14 Fabulación de los datos para realizar el diagrama de Mc.Cabe.

Thiele		
%TEG	Temp. De punto de rocío en Equilibrio a Temp. De operación De la torre contactora	Contenido de agua del gas a Temp. De punto de rocío y presión de operación de La torre contactora (Lb H ₂ O/MMSCF)
99	5	2.2
98	20	4.1
97	30	6.5
96	35	7.5
95	42	10.2

Del diagrama de Mc Cabe figura 6.17, se determina que el numero de platos teoricos es igual a 2.

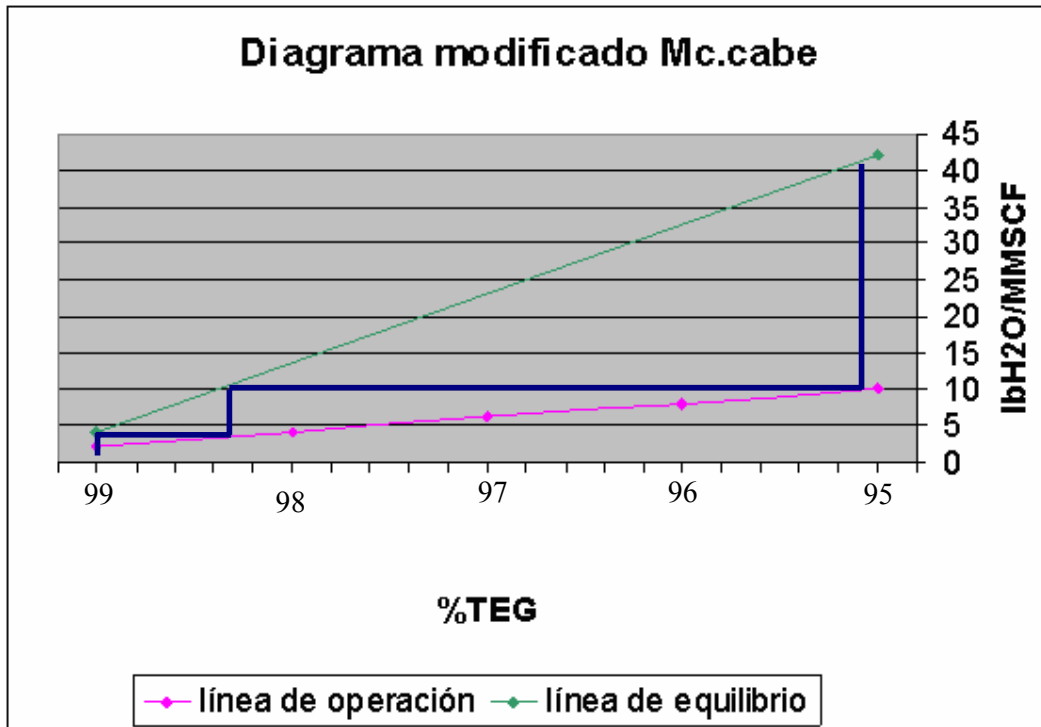


Figura 45 Diagrama de Mc. Cabe

No real de platos = No. Teórico de platos/ Eficiencia de platos

No real de platos = 2 / 0.25

No real de platos = 8

7. Eficiencia de remoción del agua.

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

$$E = \frac{42 \text{ lb} / \text{MMSCF} - 4 \text{ lb} / \text{MMSCF}}{42 \text{ lb} / \text{MMSCF}}$$

$$E = 0.904 = 90.4\%$$

8. Tasa de circulación de TEG. (gal/min)

$$\dot{V} = \frac{Q * \Delta H_{2O} * q}{1440}$$

$$\dot{V} = \frac{150 \text{MMSCF} * 38 \text{lb} / \text{MMSCF} * 3}{1440}$$

$$\dot{V} = 11.87 \text{ gal/min.}$$

9. Altura de la torre

$$\text{Altura} = (\text{Numero de Platos} * \text{Espaciamiento}) + 6 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = (8 \text{ ft} * 2 \text{ ft}) + 6 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = 22 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = 7.3 \text{ m}$$

METODOLOGÍA GPSA

1. Con una humedad de 4lb/MMSCF en el gas de salida.
2. Se calcula la Temperatura de rocío; mediante el uso de la figura 6.2 sabiendo que la cantidad de agua en el gas de salida es de 4 lb./MMSCF, y la presión de operación es de 1175 Psia. La temperatura de punto de rocío del gas de salida = 17 °F como se mostró en la figura 6.13 para la metodología I.
3. La concentración del glicol hallada mediante la figura 6.7, con la temperatura de punto de rocío del gas de salida de la torre y la temperatura de operación da un valor de 98.5%.

4. eficiencia de remoción del agua

W_i se halla usando la figura 6.2, con la temperatura de 90°F y la presión de 1175 Psia. $W_i = 42 \text{ lb/MMSCF}$

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

$$E = \frac{42 \text{ lb / MMSCF} - 4 \text{ lb / MMSCF}}{42 \text{ lb / MMSCF}}$$

$$E = 0.904 = 90.4\%$$

5. Tasa de circulación escogida del TEG = 3 GAL/lb de agua a remover

6. Se hacen las lecturas de la eficiencia de remoción de las figuras 6.8 a la 6.12 y se comparan con la eficiencia calculada en el numeral 4 y se escoge la eficiencia más cercana a este valor. Este valor corresponde para número de platos igual a 2

Como se observa en la figura 6.10.

Con grafica 6.18 → $E = 0.755$

Con grafica 6.19 → $E = 0.86$

Con grafica 6.20 → $E = 0.90$

Con grafica 6.21 → $E = 0.916$

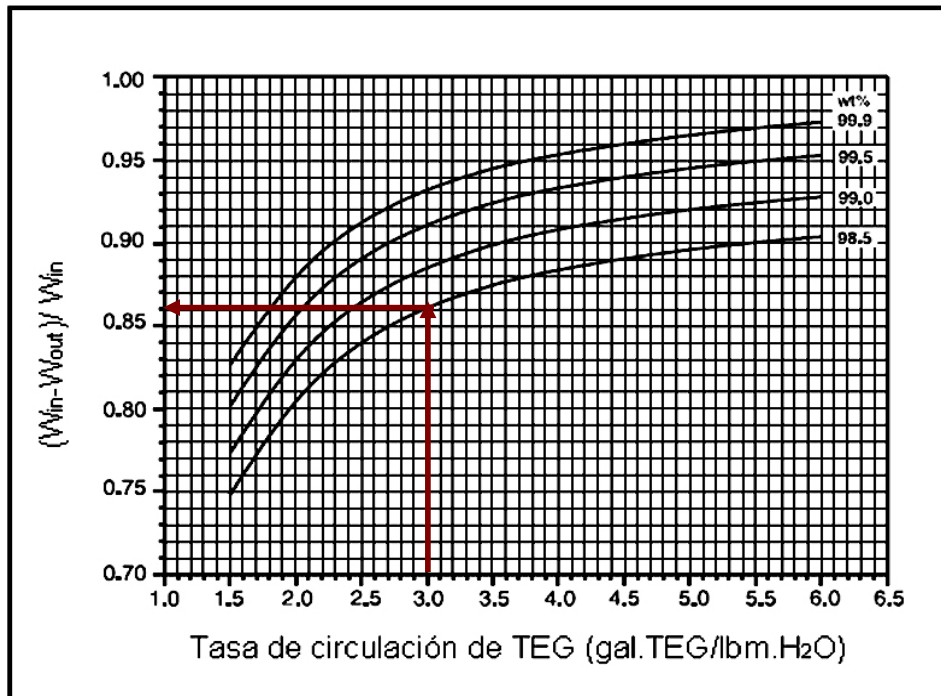


Figura 46 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=1.5)

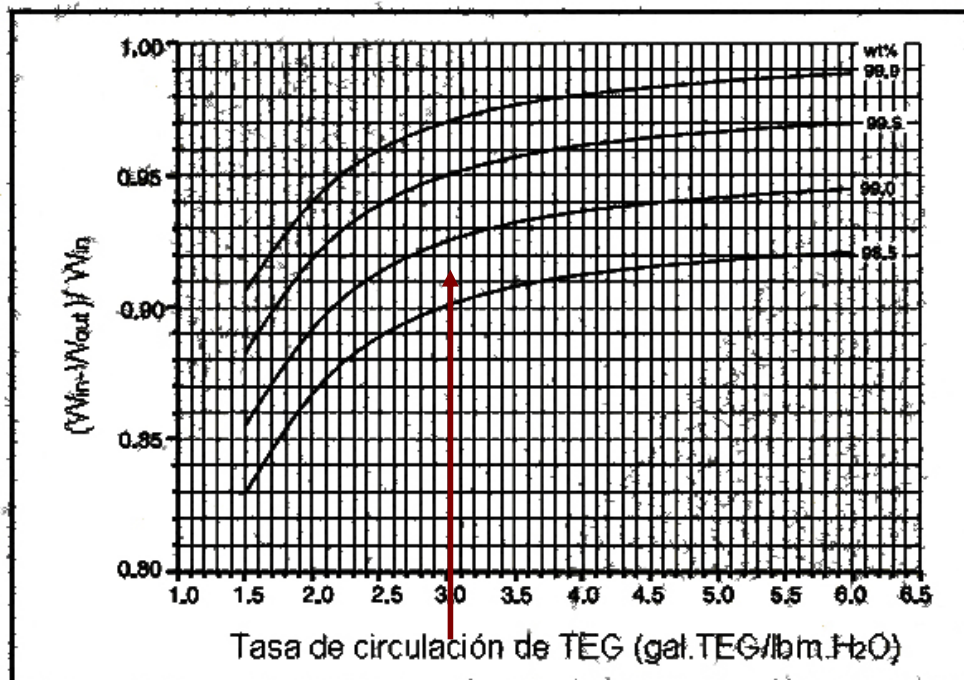


Figura 47 Agua removida vs.Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2)

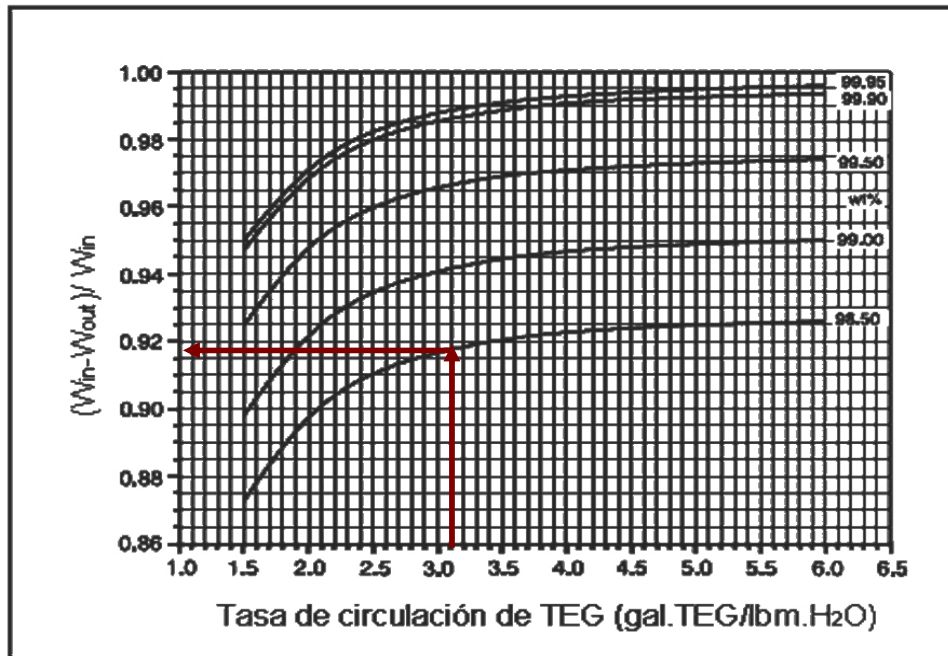


Figura 48 Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=2.5)

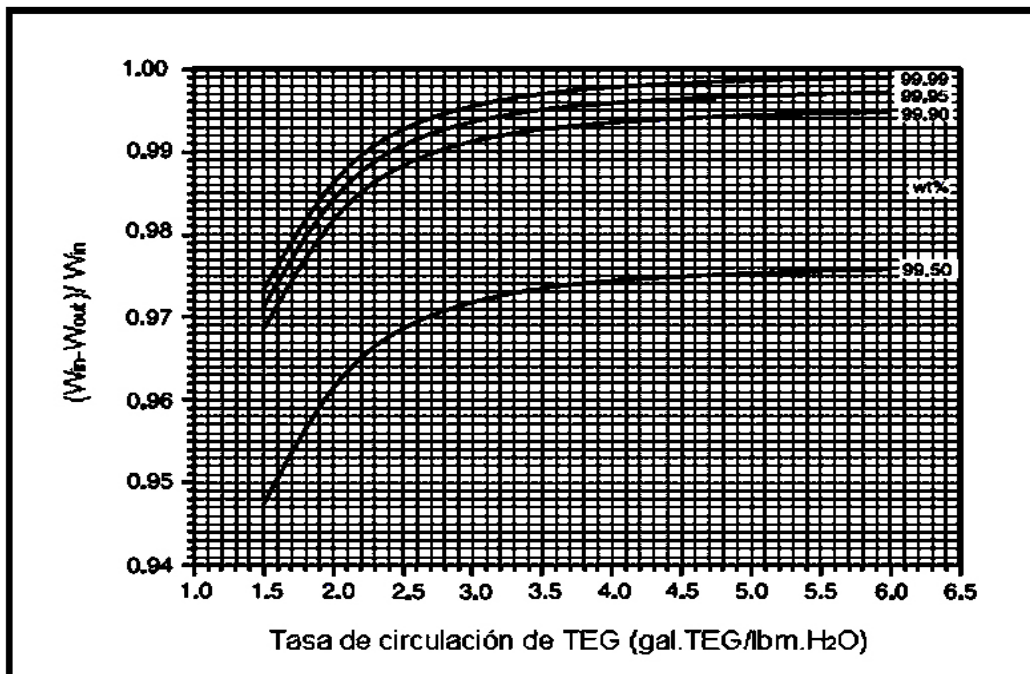


Figura 49 Agua removida vs. Tasa de TEG a varias concentraciones de TEG (N=3)

7. Numero de platos reales

Numero de platos reales = Platos teóricos/ Eficiencia del plato

Numero de platos reales = 2.0 / 0.25

Numero de platos reales = 8

8. Velocidad másica (G)

$$G = C * \sqrt{\rho_g * (\rho_{TEG} - \rho_g)}$$

En primer lugar se debe calcular la densidad del gas y para ello se debe conocer el factor Z . Para calcular este factor se utiliza la grafica de standing y la tabla de propiedades físicas de los componentes del gas las cuales se encuentran en el anexo A.

Para encontrar el valor del factor Z se debe hallar la Temperatura y Presión Pseudoreducida del gas, para ello se realizarón los siguientes cálculos:

Tabla 15 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
			$T_{P_c} = 336.71$		$P_{P_c} = 654.25$

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

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{P_c}} = \frac{1175Psia}{654.25Psia} = 1.79$$

De la grafica de Standing (Anexo A) $Z=0.90$

Conocido Z se calcula la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{PM}{RTZ}$$

$$\rho_g = \frac{1175 \text{Psia} * 16.33 \text{lb} / \text{lbmol}}{10.73 \text{Psia} \text{ft}^3 / \text{lbmol} 550^\circ \text{R} * 0.90} = 3.61 \text{lb} / \text{ft}^3$$

$$\rho_{TEG} :$$

$$\rho_{TEG} = GE * \rho_{H_2O}$$

$$GE = 1.1162 \text{ (Tabla 5)}$$

$$\rho_{TEG} = 1.1162 * 8.34 \text{lb} / \text{gal}$$

$$\rho_{TEG} = 9.309 \text{lb} / \text{gal} = 70.06 \text{lb} / \text{ft}^3$$

velocidad másica (G):

$$G = C * \sqrt{\rho_g * (\rho_{TEG} - \rho_g)}$$

$$G = 576 \text{ft} / \text{h} \sqrt{3.61 \text{lb} / \text{ft}^3 (70.06 \text{lb} / \text{ft}^3 - 3.61 \text{lb} / \text{ft}^3)}$$

$$G = 8921.206 \text{lb} / \text{ft} \text{h}$$

9. Tasa de flujo másico (\dot{m})

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

$$m = 150 \text{MMSCF} * \frac{1 \text{lb}}{379.6 \text{SCF}} * \frac{1 \text{dia}}{24 \text{h}} * 0.56 * 28.9 \text{lb} / \text{lbmol}$$

$$m = 266464.69 \text{lb} / \text{h}$$

10. Área de la torre contactora. (A)

$$A = m / G$$

$$A = \frac{266464.69 \text{lb} / \text{h}}{8921.0 \text{lb} / \text{hft}}$$

$$A = 29.86 \text{ft}^2$$

11. Diámetro de la torre a partir del área:

$$D = \left(\frac{4 * A}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$D = \left(4 \frac{(29.86 \text{ft}^2)}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = 6.17 \text{ft}$$

$$D = 1.89 \text{m}$$

12. Velocidad del gas (V):

$$V = k \sqrt{\frac{\rho_{TEG} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}}$$

$$V = 0.16 \sqrt{\frac{70.06 \text{ lb} / \text{ft}^3 - 3.61 \text{ lb} / \text{ft}^3}{3.61 \text{ lb} / \text{ft}^3}}$$

$$V = 0.68 \text{ ft} / \text{s}$$

14. Altura de la torre

$$\text{Altura} = (\text{Numero de Platos} * \text{Espaciamiento}) + 6 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = (8 \text{ ft} * 2 \text{ ft}) + 6 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = 22 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = 7.3 \text{ m}$$

7. SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN POR MEDIO DE HYSYS

La representación de un proceso mediante la simulación, implica la determinación de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte, con las cuales se realizan los cálculos de transferencia de masa y energía requeridos.

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. 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.

El simulador dispone de una operación denominada columna que mediante diferentes configuraciones, permite simular cualquier proceso de destilación.

La operación columna puede manejar diversas aplicaciones de fraccionamiento, como torres criogénicas, sistemas de absorción de TEG de alta presión, despojadoras de agua acida, absorbedora de aceite pobre, torre de crudo complejas.

Básicamente, cuando un alimento se introduce en una etapa de la 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 suman a los flujo de los componentes de la fase líquida y vapor internos que entran a la etapa.

- La entalpía total (fase vapor y líquida) de la corriente de alimento se suman a las entalpías de las corrientes líquidas y vapor que entran a la etapa.
- El simulador balancea la mezcla combinada basado en la entalpía total, a la presión de la etapa. Los resultados de estos procesos producen las condiciones y la composición de las fases líquidas y vapor que abandonan 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).

El usuario puede definir las especificaciones que la columna debe alcanzar en el proceso de convergencia, estas incluyen gran variedad de parámetros de las corrientes involucradas, como propiedades fijas, tasa de flujo, recobro de componentes, ΔT , flujo de líquido, propiedades físicas, relación del rehornador, relación de reflujo, temperatura de plato, propiedades de transporte entre otra. El número de especificaciones estará determinado por los grados de libertad que tenga la columna.

El simulador ejecuta iteraciones hasta alcanzar la convergencia de los bucles internos y externos (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 internos y externos, las tolerancias son revisadas nuevamente y el proceso continúa 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. El error específico y de calor es la suma total de los errores por calor y los errores por especificación de cada una de las etapas de la torre, este valor se divide por el número de ecuaciones del bucle interno

El proceso de convergencia de la columna es abortado cuando se alcanza un número máximo de iteraciones (10000 por defecto) que se aplica a las iteraciones externas. La tolerancia dada para los errores por equilibrio y calor están predefinidas en 5×10^{-4} para el bucle interno (error específico y calor) y 1×10^{-5} para el bucle externo (error por equilibrio). El usuario puede escoger entre cinco algoritmos de convergencia (cuadro 1)

Por lo general, durante el diseño de algún proceso se ven involucrados cálculos de balance de materia o de calor y ajustes de variables de acuerdo a ciertas condiciones, lo cual normalmente se haría por prueba y error. A este tipo de operaciones se le llama lógicas, por que realmente no simulan ninguna operación unitaria, simplemente realizan cálculos intermedios entre unidades o corrientes del proceso que facilitan al usuario la solución de sistemas complejos que requieren gran cantidad de cálculos. Este tipo de operaciones están disponibles en el simulador y comprenden: Ajuste, Balance, Set, Reciclo y Hoja de cálculo.

El corazón del simulador esta constituido por los paquetes propietarios 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 mejores resultados ofrece para deshidratación de gas con TEG es la ecuación de Peng-Robinson figura 1.

Cuadro 1. Algoritmos de convergencias para torres

Método	Descripción
Hysys invertido	Método de propósito general bueno para la mayoría de problemas
Hysys modificado invertido	Método de propósito general que permite incluir mezcladores, tes e intercambiadores de calor dentro de la configuración de la columna
Newton Raphson invertido	Método de propósito general que permite reacciones de tipo cinético dentro de la configuración de la columna.
Dispersión extendida	Método que soporta dos fases líquidas en los platos, se utiliza principalmente en la solución de sistemas químicos no ideales
Corrección simultanea	Método simultaneo que utiliza los métodos "dogleg". Excelente para sistemas químicos.

La ecuación de Peng- Robinsón 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, de criogénicos hasta de alta temperatura, para sistemas de yacimiento de alta presión y un amplio rango de condiciones (temperatura hasta -456°F y presión hasta 15000psi). 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-Robinson (PR) del simulador, no necesariamente son los mismos que las predichas con PR por otros simuladores comerciales; ello

depende de las mejoras que cada compañía involucre a su simulador. La ecuación de PR esta definida por las ecuaciones de la 1 a la 7.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (1)$$

Donde:

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

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c} \quad (3)$$

$$\alpha = \left(1 + m(1 - T_r^{0.5})\right)^2 \left\{ \begin{array}{l} m = 0.3746 + 1.5423\omega - 0.2699\omega^2 \\ \text{Término } m \text{ mejorado} \\ m = 0.379642 + 1.48503\omega - 0.1644\omega^2 + 0.016667\omega^3 \end{array} \right. \quad (4)$$

$$Z^3 + (B-1)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0 \quad (5)$$

$$A = \frac{a_c P}{(RT)^2} \quad (6)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (7)$$

Donde:

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
 ω =Factor acéntrico

1. SENSIBILIDAD DE PARAMETROS

En esta sección se mostrara los resultados de la simulación de una planta de deshidratación en estado estable y su correspondiente discusión. Para simular los sistemas de absorción y regeneración de la planta se realizaron los balances de materia y energía usando como apoyo el software de procesos Hysys versión 3.2.

Se realizó la simulación bajo las condiciones de operación del diseño planteado en este trabajo (Capítulo 7) a fin de investigar la sensibilidad de la planta y su eficiencia por variación en sus condiciones de operación. Esta eficiencia se refiere a variables como humedad del gas de salida, y pérdidas de glicol

En la figura 2 se muestra el diagrama del proceso (PFD) para el caso construido en el simulador.

1.1 Consideraciones para realizar la simulación

La construcción de un caso de simulación involucra algunas consideraciones que se deben tener en cuenta al momento de evaluar los resultados del estudio. Durante la simulación se tomaron las siguientes consideraciones:

- No se dispone de medidores de flujo para cada unidad, por lo que se supone que opera con cargas iguales.
- Se supone que el scrubber funciona correctamente y no se presenta arrastre. De manera que el gas que ingresa a la torre absorbidora siempre esta saturado de agua a las condiciones de entrada.
- 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.
- 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.

1.2 Caso base de simulación

En el caso base (cuadro 2) las variables de operaciones de la planta fueron simuladas utilizando las condiciones de operación de la torre contactora las cuales fueron tomadas del diseño realizado en el capítulo 7 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.

Cuadro 2. Caso base de simulación, condiciones de operación

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, Lb/MMSCF			42
Humedad del gas de venta, Lb/MMSCF			4.3
Concentración del glicol pobre			98.7

1.3 Análisis de sensibilidad

Sobre el caso base se realizó un análisis de sensibilidad de los parámetros del proceso, con el fin de evaluar su impacto sobre el contenido de agua del gas de salida y la concentración del TEG, así como para establecer las condiciones óptimas que permitan asegurar el buen desempeño de la planta ante variaciones en las condiciones de operación. A continuación se presentan las variables analizadas.

1.3.1 Humedad del gas de salida.

La figura 3 muestra el efecto de la temperatura de la torre contactora sobre la humedad del gas de salida a diferentes presiones; se observa que a medida

que se aumenta la temperatura en la torre contactora, se produce como consecuencia un gran aumento en la humedad del gas de salida, este mismo efecto se presenta a diferentes presiones. La variación de la presión tiene un efecto muy pequeño sobre la humedad del gas de salida como se observa en la figura.

Para cumplir con las especificaciones del RUT de una humedad de 6 Lb/MMSCFD a condiciones de presión de operación no se debe permitir que la temperatura de la torre exceda de los 100 °F, Si la presión de operación llega a subir a 1250 Psi la temperatura máxima de operación sería de 103 °F, por el contrario si llegase a bajar a 1100 Psi la temperatura máxima sería de 98 °F

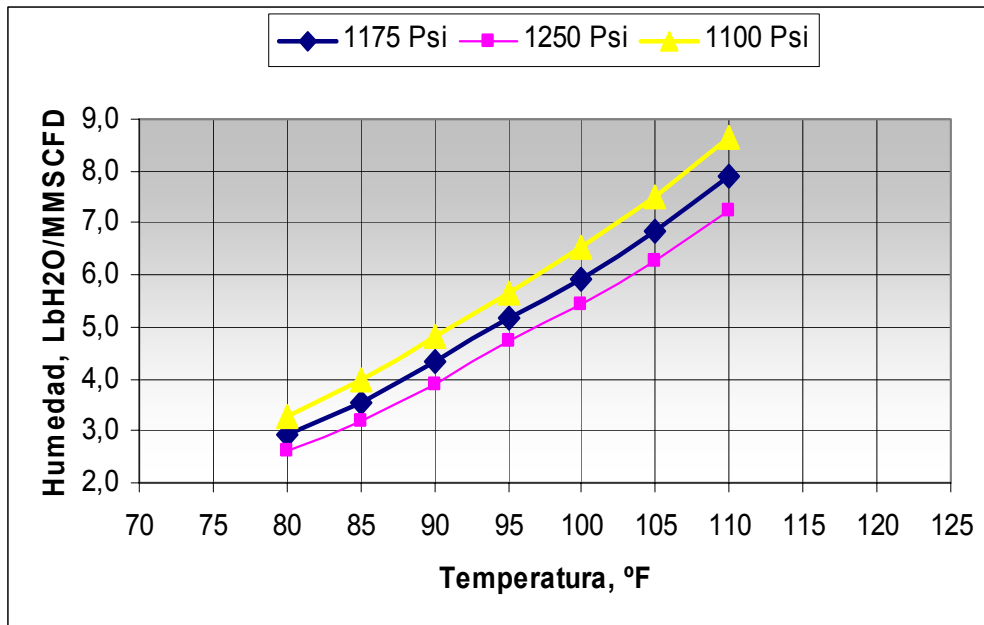


Figura 50 Efecto de la temperatura de la torre sobre la humedad del gas de salida

La figura 4 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 (definidas como Y_i/X_i) 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.

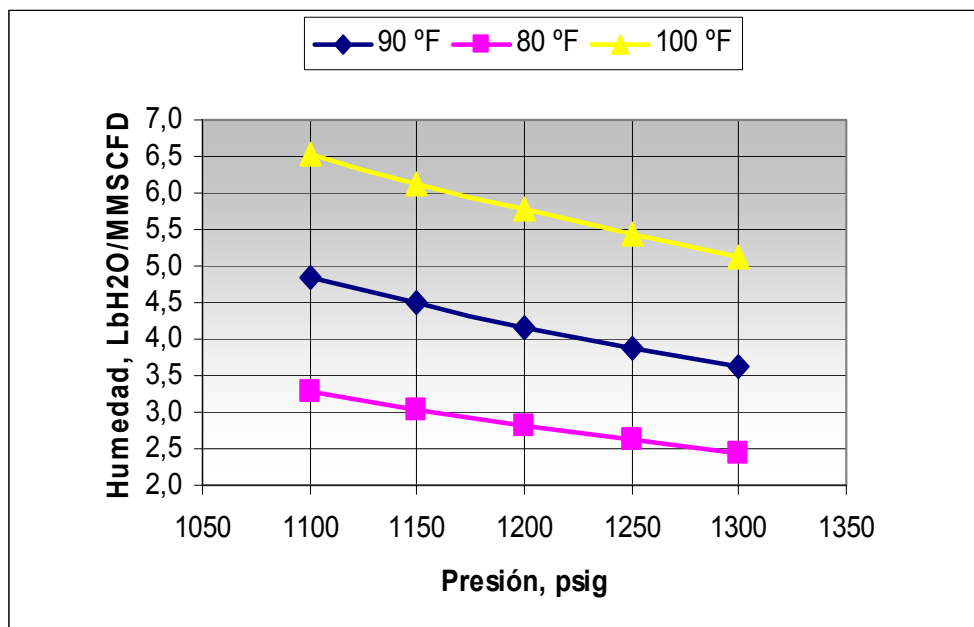


Figura 51 Efecto de la presión de la torre sobre la Humedad del gas de salida

Un aumento considerable en la concentración del glicol regenerado y por ende del glicol pobre se obtiene aumentando el flujo del gas de despojo, tal como se observa en la figura 5. El aumento en la concentración del glicol conlleva a su vez a la reducción del contenido de agua en el gas de salida. El rango de variación del flujo de gas de despojo fue de 0 hasta 100 Lbmol/h. Con un flujo de gas de despojo de 100 Lb/h se logra una concentración de glicol de aproximadamente 99.97%, reduciendo la humedad del gas de salida a 1.6 Lb/MMSCFD. De la figura se puede observar que a tasas de gas de despojo

mayores de 30 Lbmol/h el cambio tanto en la humedad como en la concentración de TEG no aumenta en forma apreciable a comparación de las variaciones que se presentan cuando se manejan bajas tasas de gas de despojo (0-30 Lbmol/h).

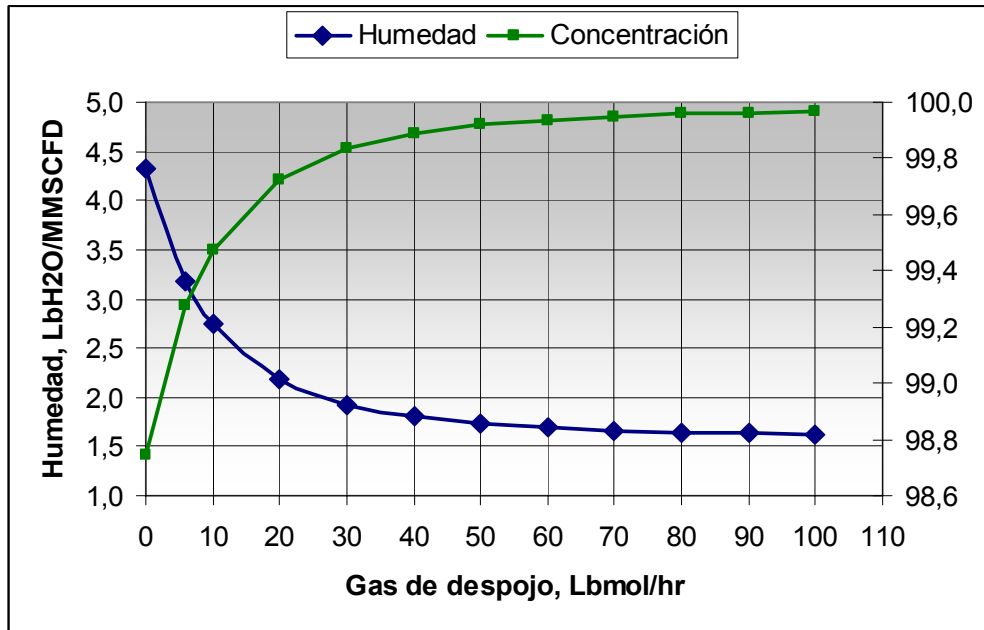


Figura 52 Efecto de la tasa de gas de despojo sobre la humedad del gas de salida

El aumento de la tasa de glicol favorece el proceso de deshidratación ya que disminuye la humedad del gas de salida como se muestra en la figura 6, además se observa que a tasas superiores a 20 GPM la tasa de glicol tiene menos efecto sobre la humedad.

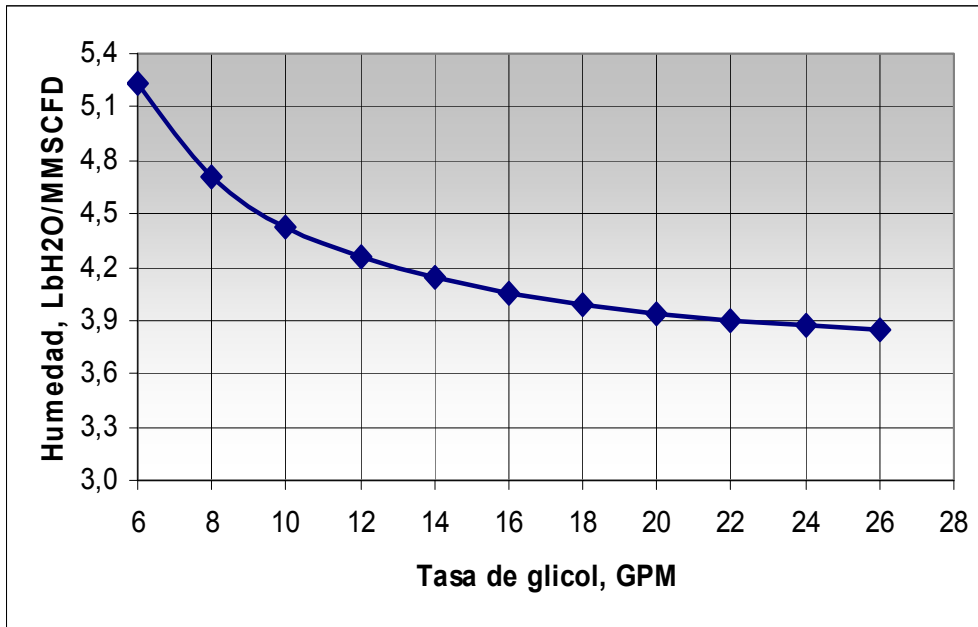


Figura 53 Efecto de la tasa de glicol sobre la humedad del gas de salida

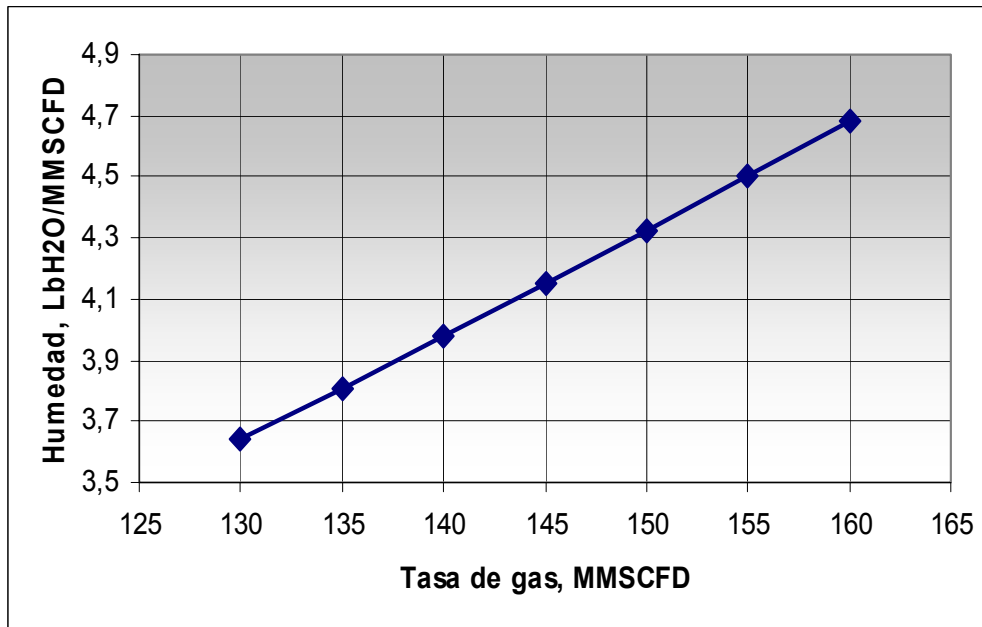


Figura 54 Efecto de la tasa de gas de entrada sobre la humedad del gas de salida

Al incrementar la tasa de gas y manteniendo la tasa de glicol constante se presenta un aumento en la humedad del gas de salida, ya que el glicol tendrá que remover mayor cantidad de agua como se observa en la figura 7.

Pérdidas de glicol en la torre contactora.

Otra variable a analizar son las pérdidas de glicol que ocurren en la torre contactora, para tal fin se analizó el efecto de la temperatura, la presión, y la tasa de glicol.

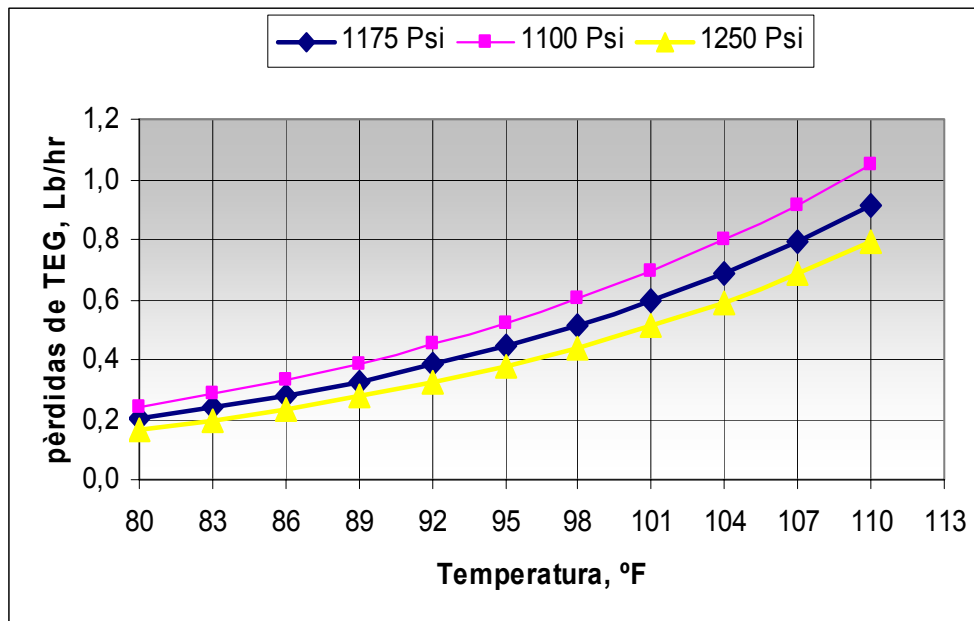


Figura 55 Efecto de la temperatura de la torre sobre las pérdidas de TEG

A medida que se aumenta la temperatura en la torre contactora aumenta también las perdidas de TEG como se observa en la figura 8, ya que las constantes de equilibrio en el sistema también aumentan provocando mayores perdidas de TEG por vaporización en la corriente de gas seco. Si la presión de la torre llega a estar por debajo de la presión de operación se van a producir mayores pérdidas de TEG, pero este incremento es poco significativo, ya que el efecto de la presión sobre las pérdidas es muy pequeño.

Se observa que a medida que aumenta la presión disminuyen las pérdidas de TEG debido al hecho de que las constantes de equilibrio varían inversamente con la presión. Estas pérdidas son pequeñas comparadas con la pérdidas de TEG que se tienen con la variación de la temperatura como se observó en la figura 8.

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 9.

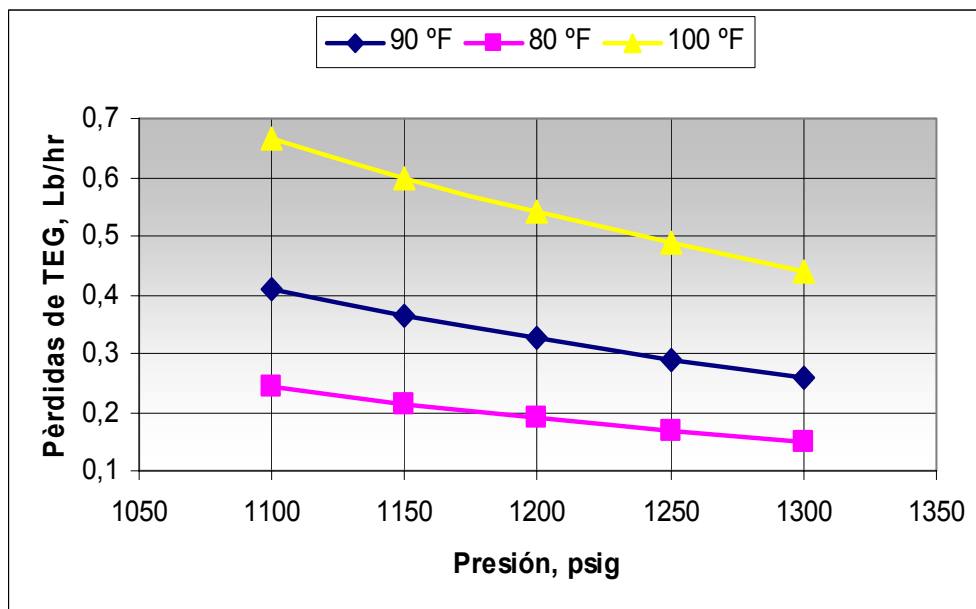


Figura 56 Efecto de la presión de la torre contactora sobre las pérdidas

La cantidad de TEG que se pierde al aumentar la tasa de glicol es muy pequeña, por lo tanto la tasa de glicol no tiene un efecto significativo sobre las pérdidas de TEG, además a medida que se aumenta la tasa de glicol las pérdidas no van a ser superiores a 0.36 lb/hr como se observa en la figura 10

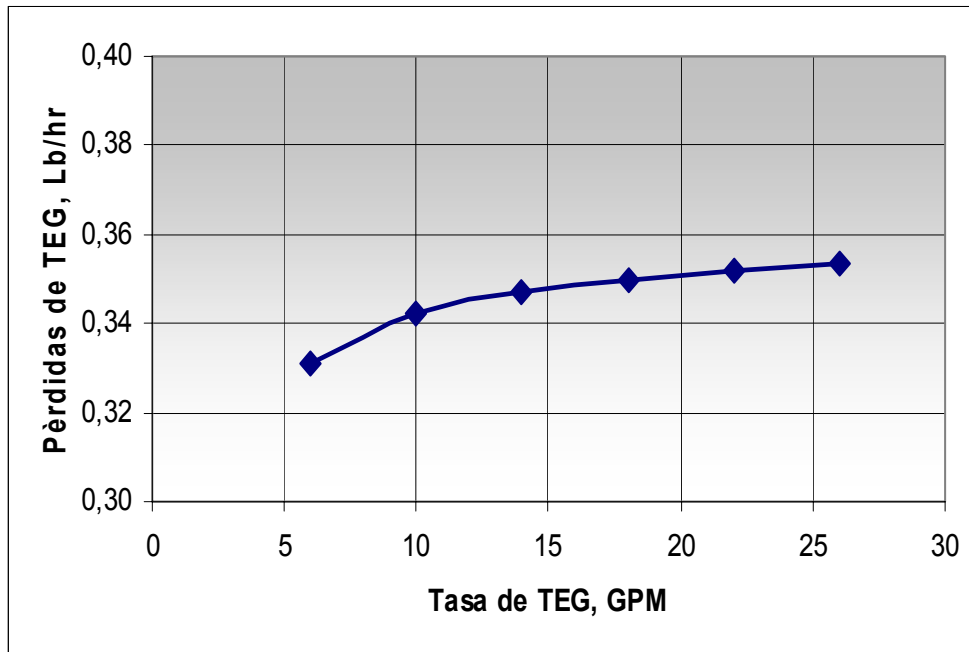


Figura 57 Efecto de la tasa de TEG sobre las pérdidas de TEG en la torre

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 11 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.

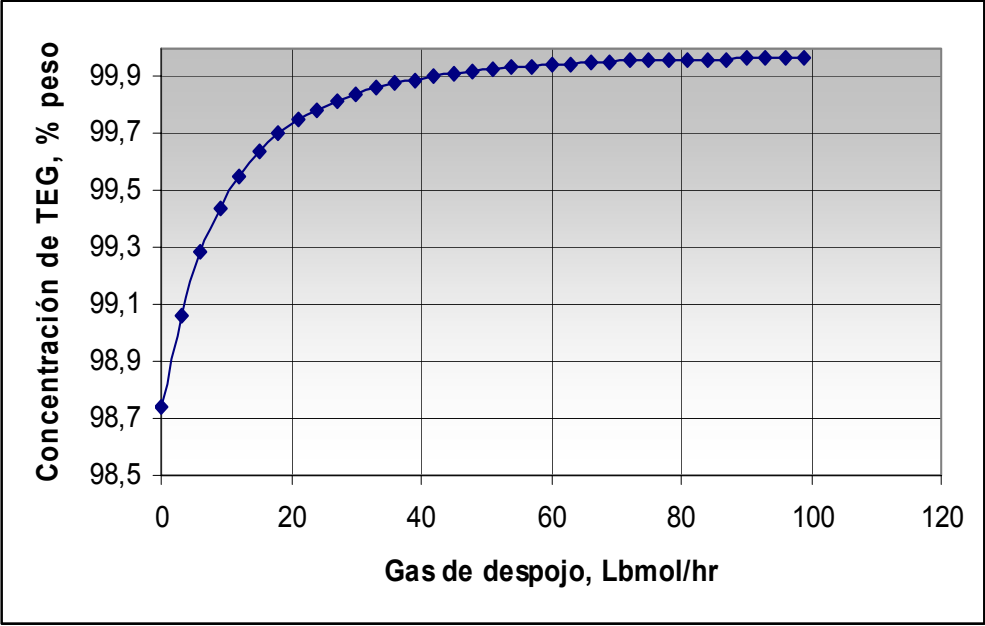


Figura 58 Efecto de la tasa de gas de despojo sobre la concentración de TEG

BIBLIOGRAFÍA

CAMBELL, John M. Gas conditioning and processing (volume 2). U.S.A, Campbell

Petroleum Series, 2a. Edición, 1994.

CEDIEL GÓMEZ, Heriberto. Proyecto de grado: Diseño de una planta deshidratadora de gas natural. Universidad Industrial de Santander, Facultad de Ingeniería de petróleos. Bucaramanga, 1976.

DESIGN CRITERIA FOR GLYCOL DEHYDRATION (SEC 900). SIVALLS Inc., Odessa, Texas.

ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. Surface Production Operations (volume 2). Gulf Publishing Company, Houston- Texas, 1989.

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

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

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

SMITH, Robert. Gas dehydration process upgrade. Hydrocarbon Processing, February, 1990, pág. 75-77.

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

MC.CABE, W., SMITH, J. Y HARRIOT, Peter. Operaciones Unitarias de ingeniería química. España, Mc. Graw Hill, 4a Edicion,1996.

JARAMILLO SANCLEMENTE, Alonso, Proyecto de grado: Ingeniería conceptual para el acondicionamiento de la carga y del sistema de compresión de la planta de gas de ECOPETROL Apiay, Universidad industrial de Santander, Facultad d e Ingenierías Físico Químicas, Escuela de ingeniería de Petróleos, Bucaramanga 1998.

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

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering data book. Volumen II. 11a. Edición, 1998.

SIVALLS, Richard. Glycol dehydration design manual. Texas, Sivalls Inc, 1982 (Technical bulletin No.112, revision 3, section 900)

MARTÍNEZ, Marcías. Ingeniería de gas, principios y aplicaciones. Venezuela, Ingenieros consultores S.R.L.

<http://www.gas-training.com>

<http://iconsa@cantv.net>.

ANEXO A: PROPIEDADES FISICAS DE HIDROCARBUROS

Number	Compound	Formula	A. Molar Mass (Molecular Weight)	B. Boiling Point, °F 14.696 psia	C. Vapor Pressure, psia, 100 °F	D. Freezing Point, °F 14.696 psia(abs)	E. Refractive Index 60 °F	Critical Constants			Number
								Pressure, psia (abs)	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb	
1	Methane	CH ₄	16.042	-258.67	(5000)*	-296.45	1.00041	667.0	-116.66	0.0985	1
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.069	-127.48	(800)*	-297.04	1.21241	706.6	89.92	0.0775	2
3	Propane	C ₃ H ₈	44.096	-43.72	188.7	-305.73	1.29506	615.5	205.92	0.0728	3
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.122	11.08	72.48	-255.30	1.32469	527.9	274.41	0.0715	4
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.122	31.09	51.68	-217.05	1.33593	550.9	305.55	0.0703	5
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.149	82.11	20.46	-255.80	1.35626	490.4	369.0	0.0685	6
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.149	96.98	15.76	-201.50	1.35993	488.8	385.8	0.0676	7
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.149	49.12	36.70	2.17	1.34167	463.5	321.0	0.0690	8
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.175	155.72	4.961	-139.56	1.37717	436.9	453.8	0.0688	9
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.175	140.44	6.773	-244.60	1.37387	436.6	435.8	0.0682	10
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.175	145.84	6.103	-261.20	1.37888	452.5	448.3	0.0682	11
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.175	121.49	9.865	-147.69	1.37126	446.7	420.0	0.0667	12
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.175	136.34	7.410	-199.35	1.37730	454.0	440.2	0.0665	13
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.202	209.13	1.6203	-131.01	1.38987	396.8	512.9	0.0682	14
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.202	194.05	2.273	-180.87	1.38717	396.0	494.5	0.0673	15
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.202	197.33	2.130	-	1.39091	407.6	503.7	0.0646	16
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	200.25	2.012	-181.44	1.39568	419.2	513.2	0.0665	17
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	174.50	3.494	-190.80	1.38447	401.8	477.1	0.0665	18
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	176.85	3.294	-182.59	1.38383	397.4	475.8	0.0667	19
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	186.87	2.775	-209.99	1.39314	427.9	505.7	0.0662	20
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.202	177.54	3.376	-12.21	1.39167	427.9	496.3	0.0636	21
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.229	258.21	0.5366	-70.17	1.39962	360.7	564.2	0.0673	22
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.229	228.39	1.102	-132.09	1.39461	361.1	530.3	0.0676	23
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.229	210.62	1.709	-161.23	1.39365	372.7	519.4	0.0656	24
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.255	303.40	0.17003	-64.28	1.40747	330.7	610.8	0.0693	25
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.282	345.40	0.06160	-21.39	1.41386	304.6	652.2	0.0703	26
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.133	120.61	9.917	-136.96	1.40896	653.8	461.2	0.0594	27
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.159	161.29	4.491	-224.38	1.41210	548.8	499.4	0.0607	28
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.159	177.40	3.267	44.03	1.42863	590.7	536.6	0.0586	29
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.186	213.69	1.609	-195.81	1.42534	503.4	570.3	0.0600	30
31	Ethene(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.053	-154.72	-	-272.50	1.24100	731.0	48.5	0.0746	31
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.080	-53.85	227.9	-301.47	1.31256	676.6	198.4	0.0717	32
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.106	20.79	62.07	-301.65	1.35056	586.4	296.2	0.0683	33
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.106	38.70	45.93	-218.02	1.36656	615.4	324.4	0.0667	34
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.106	33.59	49.84	-158.03	1.35867	574.9	311.9	0.0679	35
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.106	19.56	63.17	-220.61	1.35390	580.2	292.6	0.0681	36
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.133	85.93	19.12	-265.40	1.37426	509.5	376.9	0.0674	37
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.090	51.14	37.23	-213.14	-	655.6	354.3	0.0696	38
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.090	23.85	59.46	-164.05	-	620.3	305.6	0.0654	39
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.117	93.30	16.68	-230.71	1.42498	581.6	402.9	0.0665	40
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.037	-118.87	-	-113.44	-	890.4	95.3	0.0693	41
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.112	176.10	3.222	41.96	1.50393	710.4	552.2	0.0531	42
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.138	231.10	1.0322	-138.89	1.49946	595.5	605.6	0.0549	43
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.165	277.09	0.3705	-138.93	1.49827	523.0	651.3	0.0564	44
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.165	291.96	0.2632	-13.30	1.50767	541.6	674.9	0.0557	45
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.165	282.35	0.3291	-54.12	1.49951	512.9	651.0	0.0567	46
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.165	280.99	0.3422	55.86	1.49810	509.2	649.5	0.0572	47
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.149	293.47	0.2467	-23.15	1.54937	587.8	703.0	0.0534	48
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.192	306.27	0.1884	-140.81	1.49372	465.4	676.3	0.0568	49
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.17	4.631	-143.79	1.33012	1174	463.1	0.0590	50
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.068	172.91	2.313	-173.29	1.36309	891.7	465.4	0.0581	51
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.73	-	-337.04	1.00036	506.7	-220.63	0.0527	52
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.12	-	-69.81	1.00048	1070.0	87.76	0.0343	53
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.52	395.5	-121.81	1.00060	1306.5	212.81	0.0462	54
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.04	85.31	-103.81	1.00062	1143	315.48	0.0305	55
56	Ammonia	NH ₃	17.0306	-27.99	212.0	-107.77	1.00036	1644	270.1	0.0712	56
57	Air	-	28.9586	-317.64	-	-	1.00028	551.9	-220.97	0.0458	57
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-422.97	-	-434.55	1.00013	190.7	-399.9	0.5319	58
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.332	-	-361.82	1.00027	731.4	-181.43	0.0367	59
60	Nitrogen	N ₂	28.0135	-320.431	-	-346.00	1.00028	492.5	-232.53	0.0511	60
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.25	157.3	-149.73	1.38729	1117	290.93	0.0280	61
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.953	0.95051	32.00	1.33342	3200.1	705.10	0.04975	62
63	Helium	He	4.0026	-452.06	-	-455.75	1.00003	33.0	-450.32	0.2300	63
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.00	921	-173.52	1.00042	1205	124.77	0.0356	64

Number	E Density of Liquid 14.696 psia, 60 °F			F Temperature coefficient of density, 1/T(K)	G Acentric Factor, ω	H Summation Factor, psia ⁻¹ 60 °F	I Ideal Gas 14.696 psia, 60 °F			J Specific Heat 60 °F & 14.696 psia		Number
	Relative Density (specific gravity) 60 °F / 60 °F	lb/gal (wt in vacuum)	gal/lb mol				Relative Density (specific gravity) Air = 1	ft ³ gas/lb	Volume Ratio ft ³ gas/gal liquid	C _p , Ideal Gas Btu/(lb °F)	C _p , liquid Btu/(lb °F)	
1	(0.3)*	(2.5)*	(6.4172)	-	0.0115	0.0116	0.5540	23.655	(59.138)*	0.52725	-	1
2	0.35643	2.9716	10.119	-	0.0994	0.0238	1.0383	12.620	37.503	0.40880	1.0900	2
3	0.50738	4.2301	10.424	-0.00156	0.1529	0.0349	1.5227	8.6060	36.404	0.38970	0.6253	3
4	0.56295	4.6934	12.384	-0.00120	0.1865	0.0444	2.0071	6.5291	30.644	0.38798	0.5633	4
5	0.58408	4.8696	11.936	-0.00108	0.2003	0.0471	2.0071	6.5291	31.794	0.39649	0.5679	5
6	0.62460	5.2074	13.855	-0.00089	0.2284	0.0572	2.4914	5.2598	27.390	0.38311	0.5370	6
7	0.63113	5.2618	13.712	-0.00086	0.2515	0.0603	2.4914	5.2598	27.676	0.38882	0.5439	7
8	0.59624	4.9710	14.514	-0.00104	0.1966	0.0516	2.4914	5.2598	26.146	0.39126	0.5534	8
9	0.66404	5.5363	15.566	-0.00075	0.2993	0.0792	2.9758	4.4036	24.380	0.38696	0.5335	9
10	0.65794	5.4853	15.710	-0.00078	0.2777	0.0743	2.9758	4.4036	24.155	0.38391	0.5268	10
11	0.66902	5.5777	15.450	-0.00075	0.2726	0.0718	2.9758	4.4036	24.562	0.37782	0.5188	11
12	0.65371	5.4501	15.812	-0.00077	0.2331	0.0673	2.9758	4.4036	24.000	0.38202	0.5141	12
13	0.66603	5.5528	15.519	-0.00073	0.2481	0.0685	2.9758	4.4036	24.453	0.37465	0.5141	13
14	0.68819	5.7375	17.464	-0.00068	0.3483	0.0953	3.4602	3.7872	21.729	0.38566	0.5279	14
15	0.68327	5.6966	17.590	-0.00070	0.3312	0.0899	3.4602	3.7872	21.574	0.38225	0.5216	15
16	0.69170	5.7668	17.376	-0.00069	0.3231	0.0899	3.4602	3.7872	21.840	0.37957	0.5137	16
17	0.70291	5.8603	17.099	-0.00069	0.3111	0.0898	3.4602	3.7872	22.194	0.38669	0.5141	17
18	0.67828	5.6550	17.719	-0.00070	0.2870	0.0832	3.4602	3.7872	21.417	0.38687	0.5167	18
19	0.67714	5.6455	17.749	-0.00072	0.3035	0.0844	3.4602	3.7872	21.381	0.39524	0.5241	19
20	0.69720	5.8127	17.239	-0.00059	0.2687	0.0846	3.4602	3.7872	22.014	0.38385	0.5023	20
21	0.69433	5.7887	17.310	-0.00068	0.2501	0.0817	3.4602	3.7872	21.923	0.37797	0.4991	21
22	0.70698	5.8942	19.380	-0.00063	0.3977	0.1214	3.9445	3.3222	19.582	0.38446	0.5250	22
23	0.69806	5.8199	19.627	-0.00066	0.3571	0.1041	3.9445	3.3222	19.334	0.37652	0.5103	23
24	0.69628	5.8050	19.678	-0.00065	0.3043	0.0960	3.9445	3.3222	19.285	0.38154	0.5172	24
25	0.72186	6.0183	21.311	-0.00060	0.4421	0.1350	4.4289	2.9588	17.807	0.38358	0.5221	25
26	0.73406	6.1200	23.249	-0.00058	0.4875	0.1516	4.9133	2.6671	16.323	0.38294	0.5207	26
27	0.74985	6.2516	11.218	-0.00073	0.1950	0.0589	2.4218	5.4109	33.827	0.27199	0.4214	27
28	0.75353	6.2823	13.396	-0.00069	0.2267	0.0712	2.9062	4.5091	28.328	0.30142	0.4406	28
29	0.78349	6.5321	12.884	-0.00066	0.2105	0.0729	2.9062	4.5091	29.454	0.29084	0.4331	29
30	0.77394	6.4525	15.217	-0.00062	0.2352	0.0866	3.3906	3.8650	24.939	0.31989	0.4403	30
31	-	-	-	-	0.0865	0.0208	0.9687	13.527	-	0.35897	-	31
32	0.52265	4.3574	9.6570	-0.00169	0.1407	0.0324	1.4531	9.0182	39.296	0.35759	0.5729	32
33	0.60046	5.0062	11.207	-0.00112	0.1923	0.0442	1.9375	6.7637	33.860	0.35613	0.5370	33
34	0.62754	5.2319	10.724	-0.00102	0.2056	0.0461	1.9375	6.7637	35.387	0.33368	0.5280	34
35	0.61017	5.0871	11.029	-0.00106	0.2035	0.0464	1.9375	6.7637	34.408	0.36630	0.5293	35
36	0.60066	5.0078	11.204	-0.00113	0.1995	0.0442	1.9375	6.7637	33.871	0.36689	0.5480	36
37	0.64600	5.3859	13.022	-0.00092	0.2314	0.0575	2.4218	5.4109	29.143	0.36017	0.5191	37
38	0.65773	5.4836	9.8640	-0.00094	0.1715	0.0468	1.8679	7.0158	38.472	0.34433	0.5411	38
39	0.62718	5.2289	10.345	-0.00109	0.1887	0.0438	1.8679	7.0158	36.685	0.34316	0.5356	39
40	0.68606	5.7199	11.909	-0.00083	0.2149	0.0563	2.3522	5.5711	31.866	0.35092	0.5193	40
41	-	-	-	-	0.1976	0.0218	0.8991	14.575	-	0.39647	-	41
42	0.88458	7.3749	10.592	-0.00067	0.2092	0.0685	2.6974	4.8582	35.829	0.24266	0.4098	42
43	0.87182	7.2686	12.676	-0.00059	0.2637	0.0883	3.1817	4.1186	29.937	0.26014	0.4006	43
44	0.87169	7.2674	14.608	-0.00056	0.3026	0.1084	3.6661	3.5745	25.977	0.27833	0.4113	44
45	0.88453	7.3745	14.396	-0.00052	0.3118	0.1135	3.6661	3.5745	26.360	0.29052	0.4163	45
46	0.86882	7.2435	14.657	-0.00055	0.3255	0.1121	3.6661	3.5745	25.892	0.27480	0.4040	46
47	0.86557	7.2164	14.712	-0.00055	0.3211	0.1116	3.6661	3.5745	25.795	0.27506	0.4023	47
48	0.91088	7.5942	13.714	-0.00056	0.2453	0.1071	3.5965	3.6437	27.671	0.26320	0.4119	48
49	0.86655	7.2246	16.636	-0.00055	0.3256	0.1247	4.1505	3.1573	22.811	0.30697	0.4204	49
50	0.79626	6.6386	4.8266	-0.00066	0.5649	0.0807	1.1065	11.843	78.624	0.32504	0.5918	50
51	0.79402	6.6199	6.9590	-0.00060	0.6446	0.1000	1.5908	8.2374	54.531	0.33176	0.5640	51
52	0.79265	6.6085	4.2385	-	0.0510	0.0052	0.9672	13.548	89.533	0.24738	-	52
53	0.82203	6.8534	6.4216	-0.00801	0.2239	0.0195	1.5197	8.6228	59.095	0.19875	-	53
54	0.80269	6.6922	5.0928	-0.00170	0.1010	0.0242	1.1769	11.135	74.514	0.23811	0.5191	54
55	1.39241	11.609	5.5186	-0.00110	0.2570	0.0358	2.2123	5.9235	68.764	0.14735	0.3293	55
56	0.61730	5.1466	3.3091	-0.00132	0.2560	0.0284	0.5881	22.283	114.68	0.49679	1.1256	56
57	0.87603	7.3036	3.9649	-	-	0.00523	1.00000	13.104	95.710	0.23992	-	57
58	0.07087	0.5908	3.4120	-	-0.2140	-	0.06961	188.25	111.22	3.4027	-	58
59	1.14230	9.5236	3.3599	-	0.0222	0.0072	1.1050	11.859	112.94	0.21894	-	59
60	0.80687	6.7270	4.1643	-	0.0372	0.00442	0.9674	13.547	91.128	0.24829	-	60
61	1.4241	11.873	5.9720	-	0.0722	0.0300	2.4485	5.3520	63.544	0.11365	-	61
62	1.00000	8.3372	2.1608	-0.00009	0.3443	0.05557	0.62210	21.0646	175.620	0.44476	1.0003	62
63	0.12486	1.0409	3.8452	-	-0.3820	-	0.1382	94.810	98.692	1.2404	-	63
64	0.8512	7.097	5.1375	-0.00169	0.1269	0.0202	1.259	10.41	73.9	0.19033	-	64

Number	K. Heating Value, 60 °F					L. Heat of vaporization 14,696 psia at boiling point, Btu/lb	M. Air required for combustion of ideal gas ft ³ (air)/ft ³ (gas)	Flammability Limits, vol% in air mixture		ASTM octane number		Number
	Net		Gross					Lower	Higher	Motor Method D-357	Research Method D-908	
	Btu/ft ³ Ideal gas 14,696 psia	Btu/lb Liquid (wt in vacuum)	Btu/ft ³ Ideal gas 14,696 psia	Btu/lb Liquid (wt in vacuum)	Btu/gal Liquid							
1	909.4	-	1010.0	-	-	219.8	9.542	5	15	-	-	1
2	1618.7	20277	1769.7	22182	65916	210.3	16.698	2.9	13	+0.05	+1.6*	2
3	2314.9	19758	2516.2	21490	90905	182.9	23.855	2	9.5	97.1	+1.8*	3
4	3000.4	19437	3252.0	21080	98935	157.2	31.011	1.8	8.5	97.6	+0.1*	4
5	3010.8	19494	3262.4	21136	102926	166.3	31.011	1.5	9	89.6	93.8	5
6	3699.0	19303	4000.9	20891	108789	147.7	38.168	1.3	8	90.3	92.3	6
7	3706.9	19335	4008.7	20923	110094	154.4	38.168	1.4	8.3	62.6*	61.7*	7
8	3682.9	19235	3984.8	20823	103509	135.8	38.168	1.3	7.5	80.2	85.5	8
9	4403.8	19232	4756.0	20783	115060	144.1	45.324	1.1	7.7	26	24.8	9
10	4395.2	19202	4747.4	20753	113838	138.8	45.324	1.18	7	73.5	73.4	10
11	4398.1	19214	4750.3	20765	115819	140.2	45.324	1.2	7.7	74.3	74.5	11
12	4383.7	19162	4735.9	20713	112890	131.3	45.324	1.2	7	93.4	91.8	12
13	4392.7	19195	4744.9	20746	115198	136.0	45.324	1.2	7	94.3	0.3	13
14	5100.0	19156	5502.5	20680	118654	136.7	52.481	1	7	-	-	14
15	5092.1	19133	5494.7	20658	117678	132.2	52.481	1	7	46.4	42.4	15
16	5096.0	19147	5498.5	20671	119206	132.9	52.481	(1.01)	6.6	55.8	52	16
17	5098.2	19155	5500.8	20679	121185	133.5	52.481	(1.00)	6.5	69.3	65	17
18	5079.6	19096	5482.1	20620	116607	125.6	52.481	(1.09)	6.8	95.6	92.8	18
19	5084.2	19111	5486.7	20636	116499	126.9	52.481	(1.08)	6.8	83.8	83.1	19
20	5086.4	19119	5488.9	20644	119996	127.4	52.481	(1.04)	7	86.6	80.8	20
21	5081.2	19104	5483.7	20628	119410	124.5	52.481	(1.08)	6.8	+0.1	+1.8	21
22	5796.0	19097	6248.9	20601	121428	130.0	59.637	0.8	6.5	-	-	22
23	5780.5	19059	6233.3	20563	119675	122.0	59.637	(0.92)	6.3	55.7	55.2	23
24	5778.8	19063	6231.6	20568	119396	115.8	59.637	0.95	6	100	100	24
25	6493.2	19054	6996.4	20543	123634	124.7	66.794	0.7	5.6	-	-	25
26	7189.5	19018	7743.0	20494	125424	119.6	73.950	0.7	5.4	-	-	26
27	3512.0	18825	3763.6	20186	126195	167.9	35.782	(1.48)	8.3	84.9*	+0.1	27
28	4199.0	18769	4500.9	20130	126465	149.9	42.939	1.0	8.35	80	91.3	28
29	4179.7	18675	4481.6	20036	130880	153.0	42.939	1.2	8.35	77.2	83	29
30	4863.7	18641	5215.9	20002	129063	137.1	50.095	1.1	6.7	71.1	74.8	30
31	1499.1	-	1599.8	-	-	208.2	14.313	2.7	36	75.6	+0.03	31
32	2182.1	19512	2333.0	20873	90951	189.2	21.469	2.0	11.7	84.9	+0.2	32
33	2878.6	19308	3079.9	20669	103472	168.7	28.626	1.6	10	80.8	97.4	33
34	2871.0	19243	3072.3	20604	107798	178.9	28.626	1.6	10	83.5	100	34
35	2868.8	19219	3068.1	20580	104694	174.8	28.626	1.6	10	-	-	35
36	2859.9	19179	3061.2	20540	102861	166.4	28.626	1.6	10	-	-	36
37	3575.0	19184	3826.5	20545	110652	154.9	35.782	1.3	10	77.1	90.9	37
38	2789.0	19379	2940.0	20438	112072	193.6	26.240	(1.62)	10.3	-	-	38
39	2730.0	18980	2880.9	20039	104780	178.4	26.240	2.0	12.5	-	-	39
40	3410.8	18832	3612.1	19953	114131	163.6	33.397	(1.12)	8.5	81	99.1	40
41	1423.9	-	1474.3	-	-	353.3	11.927	1.5	100	-	-	41
42	3590.9	17256	3741.9	17989	132671	169.5	35.782	1.2	8	+2.8	-	42
43	4273.7	17422	4474.9	18251	132658	155.5	42.939	1.2	7.1	+0.3	+5.8	43
44	4970.4	17594	5222.0	18493	134394	144.7	50.095	1.0	8	97.9	+0.8	44
45	4958.1	17545	5209.7	18444	136016	148.5	50.095	1.0	7.6	100	+0	45
46	4956.1	17541	5207.7	18440	133572	146.5	50.095	1.0	7	+2.8	+4	46
47	4957.1	17545	5208.6	18444	133102	145.6	50.095	1.0	7	+1.2	+3.4	47
48	4830.5	17415	5031.8	18148	137819	153.5	47.710	1.1	8	+0.2	>+3	48
49	5660.8	17710	5962.7	18663	134831	132.9	57.252	0.8	6.5	99.3	+2.1	49
50	766.2	8561	866.9	9753	64744	482.4	7.156	5.5	44	-	-	50
51	1447.5	11523	1598.5	12766	84511	364.0	14.313	3.28	19	-	-	51
52	320.5	-	320.5	-	-	92.5	2.385	12.5	74.2	-	-	52
53	0	-	0	-	-	246.5	-	-	-	-	-	53
54	586.8	6337	637.1	6897	46156	234.4	7.156	4.3	45.5	-	-	54
55	0	-	0	-	-	167.2	-	-	-	-	-	55
56	358.7	-	434.2	-	-	588.8	3.578	15.5	27	-	-	56
57	0	-	0	-	-	86.8	-	-	-	-	-	57
58	273.8	-	324.2	-	-	191.5	2.385	4	74.2	-	-	58
59	0	-	0	-	-	91.6	-	-	-	-	-	59
60	0	-	0	-	-	85.6	-	-	-	-	-	60
61	-	-	-	-	-	123.6	-	-	-	-	-	61
62	-	-	#VALUE!	%	0	970.12	-	-	-	-	-	62
63	-	-	0	-	-	8.9	-	-	-	-	-	63
64	-	-	-	-	-	192.3	-	-	-	-	-	64

ANEXO B. ESPECIFICACIONES DEL RUT

Una planta de deshidratación debe entregar el gas al Sistema Nacional De Transporte bajo las siguientes especificaciones de calidad estipuladas en el Reglamento Único de Transporte (RUT) .

ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL GAS NATURAL		
Poder calorífico bruto mínimo, MJ/m ³ (BTU/ft ³)	35.4	(950) Nota 1
Poder calorífico bruto máximo, MJ/m ³ (BTU/ft ³)	42.8	1150
Cricodontérmico, ° C (°F)	Nota 2	
Contenido total de H2S máximo, mgr/m ³	6	0.25
Contenido total de azufre máximo, mgr/m ³	23	1.0
Contenido de CO2 máximo, % Vol	2	2
Contenido de N2 máximo, % Vol	3	3
Contenido de inertes máximo % Vol. (CO2+ N2+O2) Nota 3	5	5
Contenido de oxígeno máximo % Vol	0.1	0.1
Contenido de agua máximo, mg/ m ³ (Lb/MMSCF)	97	6.0
Temperatura de entrega máxima, °C (°F)	49	120
Temperatura de entrega mínima, °C (°F)	4.5	40
Contenido máximo de polvos y material en suspensión, ppm en peso (gramos/100SCF) Nota 4	30	0.7
Libre de gomas	Si	Si
<p>Nota 1: Todos los datos referidos a metro cúbico o pie cúbico de gas y a poder calorífico esta a condiciones base, es decir a 1.010082 bar (14.65 psi) y 10.5 °C (60°F).</p> <p>Nota 2: El gas natural se entregará con una calidad tal que no deberá formar hidrocarburos líquidos a las condiciones de operación del sistema del transporte, y de las estaciones de regulación y medición en "puerta de ciudad". El parámetro para medir la calidad será el "Cricodontherm" que se establezca en conjunto con el transportador dependiendo del uso y de la zona donde va a emplearse el gas.</p> <p>Nota 3: Se considera como contenido de inertes a la suma de los contenidos de CO2, N2 y O2 , suma que no debe exceder en un 5% en volumen. El gas no debe contener mas de un 5% en volumen total de no hidrocarburos.</p> <p>Nota 4: De tamaño máximo de partículas de 15 micrones.</p>		

CONCLUSIONES

1. La transferencia de masa que ocurre por difusión en la torre contactora se debe a los gradientes de concentración del sistema de dos fases, que indican el alejamiento de la posición de equilibrio que existe entre estas. La difusión se da de la siguiente forma: el soluto difunde a través de la fase gaseosa hacia la interfase situada entre las fases y desde la interfase hacia la fase líquida.
2. Un elemento necesario para disminuir las pérdidas de glicol en la torre contactora, es el eliminador de niebla ya que garantiza que el líquido arrastrado en el flujo de gas no sobrepasa 0.1 GAL/MMSCF de gas.
3. El glicol es el fluido que permite la deshidratación del gas; por eso es de gran importancia que esta solución circulante no este contaminada, ya que presentaría problemas de corrosión y de operación, por lo tanto para conseguir una larga vida del glicol, es necesario reconocer estos problemas y saber como prevenirlos.
4. El pH recomendado para el uso del glicol esta entre 7.0 – 7.5. Por debajo de este rango se presentan problemas de corrosión por lo tanto, para el control del pH se debe adicionar una base neutralizadora con especial cuidado ya que un incremento del ph demasiado rápido o encima de 8 -8.5 podría causar espuma en el glicol.
5. Los principales problemas que se presentan en una torre contactora de platos son: la inundación de la torre, el arrastre del glicol y las formación de espumas, Son ellos los causantes de una baja eficiencia de los platos en la torre y por ende del proceso de deshidratación, ya que no permiten una adecuada transferencia de masa entre el glicol y el gas.

6. El flujo de gas se debe incrementar lentamente cuando se cambia desde una tasa baja a una alta. Ya que tasa altas de gas a través de la torre contactora pueden causar suficiente caídas de presión a través de las bandejas para romper los sellos del líquido y levantar el glicol de las bandejas, inundando el extractor de niebla e incrementando las pérdidas de glicol.

7. Se presenta el problema operacional de formación de espumas, cuando el porcentaje volumétrico de gas fluctúa entre el 52% y el 98%. Es decir que fuera de este rango, el fluido no obedece a los patrones de comportamiento de las espumas.

8. Los resultados obtenidos en el diseño realizado para la torre contactora, mediante las dos metodologías planteadas, muestran que los cálculos del, numero de platos, diámetro y altura de la torre no difieren de la una a la otra metodología, por lo tanto es recomendable realizar el diseño por cualquier método.

PARAMETROS	METODOLOGÍA GPSA	METODOLOGÍA SIVALLS
Número de platos	8	8
Diámetro de la torre	1.89 m	2.0 m
Altura de la torre	7.3 m	7.3 m

9 .Las condiciones óptimas establecidas por la simulación para que el proceso alcance una humedad mínima de 1.7 LbH₂O/MMSCFD y con las condiciones de operación de la torre de temperatura de 90° F y presión 1175 psig y tasa de glicol de 11 GPM, se logra con una concentración de TEG de 99.92% que se obtiene inyectando 50 lbmol/hr de gas de despojo al rehervidor.

