

2  
2 Ejec.



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"CUAUTITLAN"**

**"PAQUETE DE INGENIERIA BASICA DE PROCESO  
DE DESHIDRATACION DE GAS AMARGO EN  
PLATAFORMAS MARINAS"**

**T E S I S**

**Que para obtener el Título de  
INGENIERO QUIMICO**

**p r e s e n t a**

**JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN**

**Director de la Tesis:  
I.Q. CLAUDIO AGUILAR MARTINEZ**

**Cuautitlán Izcalli, Estado de México**

**1984**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## I N D I C E

	Hoja
1.- INTRODUCCION.....	1
2.- CONSIDERACIONES TEORICAS DE DESHIDRATAACION DE GAS.....	4
2.1.- Argumentos para deshidratar.....	4
2.2.- Métodos de deshidratación.....	5
2.2.1.-Enfriamiento arriba de la temperatura de hidratación esperada.....	5
2.2.2.-Compresión seguida por enfriamiento.....	7
2.2.3.-Adsorción usando sólidos.....	9
2.2.4.-Absorción usando líquidos desecantes.....	9
2.3.- Comparación de los diferentes métodos de remoción de agua.....	10
2.3.1.-Ventajas y Desventajas para deshidratación con desecantes sólidos.....	11
2.3.2.-Ventajas y Desventajas para deshidratación con desecantes líquidos.....	12
2.4.- Características y comparación de los absorbentes líquidos.....	13
2.5.- Términos usados en deshidratación de gas....	19
2.5.1.-Punto de rocío.....	19
2.5.2.-Depresión de punto de rocío.....	20
2.5.3.-Hidratación en el gas.....	21
2.5.4.-Gas amargo.....	22

2.5.5.-Temperatura de contacto.....	22
2.5.6.-Gas de agotamiento.....	25
3.- CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA PLANTA DESHIDRA - TADORA.....	30
3.1.- Deshidratación.....	30
3.1.1.-Temperatura del gas de entrada.....	32
3.1.2.-Presión de entrada del gas.....	34
3.1.3.-Flujo del gas.....	35
3.1.4.-Temperatura de entrada del glicol en el absor bedor.....	35
3.1.5.-Número de platos en el absorbedor.....	36
3.1.6.-Concentración de entrada del glicol.....	37
3.1.7.-Relación de circulación glicol/agua.....	37
3.2.- Sistema de regeneración de glicol.....	38
3.3.- Problemas de corrosión en deshidratación.....	41
3.3.1.-Presión.....	42
3.3.2.-Velocidad del fluido líquido.....	42
3.3.3.-Acidez.....	43
3.3.4.-Temperatura.....	44
3.3.5.-Concentración de agentes oxidantes.....	45
3.4.- Pérdidas del agente desecante.....	46
3.4.1.-Vaporización.....	46
3.4.2.-Contaminación.....	47
3.4.3.-Pérdidas del agente desecante en la regenera dora.....	48
3.4.4.-Descomposición.....	48
4.- INGENIERIA BASICA (ENFOCADA AL DISEÑO DE PRO- CESO).....	49
4.1.- Bases de diseño.....	52

4.1.1.-Función de la planta.....	52
4.1.2.-Tipo de proceso.....	53
4.1.3.-Capacidad y Rendimiento, Flexibilidad y Factor de Servicio.....	53
4.1.4.-Especificaciones de las alimentaciones y productos de proceso.....	54
4.1.5.-Servicios Auxiliares.....	56
4.1.6.-Condiciones Climatológicas.....	58
4.2.- Diagrama de Flujo de Proceso <sup>4</sup> .....	59
4.3.- Balance de materia de la planta deshidratadora.....	60
4.4.- Lista de Equipo.....	61
4.5.- Descripción del Proceso.....	62
4.6.- Información Complementaria.....	64
4.7.- Dimensionamiento de los Equipos de Proceso...	65
4.7.1.-Separador de Gas Amargo a Alta Presión.....	67
4.7.2.-Tanque Separador de Hidrocarburos.....	73
4.7.3.-Tanque de Balance de Glicol.....	77
4.7.4.-Separador de Condensados del Gas de Agotamiento.....	78
4.7.5.-Torre Deshidratadora de Gas Amargo.....	79
4.7.6.-Torre Regeneradora de Glicol.....	95
4.7.7.-Filtros y Bombas de Proceso.....	111
4.8.- Hojas de Especificaciones de los Equipos de Proceso.....	113
4.9.- Índice de Figuras.....	120
5.- CONCLUSIONES.....	121
6.- BIBLIOGRAFIA.....	123

Desde 1901, los recursos petroleros del país se han localizado en la planicie costera del Golfo.

La disponibilidad del gas que se prevé es grande.

La explotación de los nuevos campos del área de Chiapas-Tabasco con características de producción de aceite ligero y altos volúmenes de gas asociado provocará que se disponga, en un futuro próximo después de satisfacer la demanda nacional de excedentes de gas seco que alcanzan aproximadamente 2,200 millones de pies cúbicos por día en el año de 1982<sup>(6)</sup>.

Actualmente los pozos marinos de la sonda de Campeche - constituyen la principal fuente productora de petróleo en el país.

El crudo que producen viene asociado con grandes volúmenes de gas con considerable cantidad de condensables.

El contenido de humedad, componentes ácidos del gas y la baja presión a la que se separa, representan los mayores obstáculos para su transporte y procesamiento en tierra.

Por lo tanto, se están diseñando plataformas, cuyo objetivo principal es la compresión y deshidratación del gas ob-

tenido de las plataformas de separación crudo-gas del Golfo de Campeche para su transporte a tierra.

Entre las plataformas que se están diseñando para los yacimientos costa afuera en la sonda de Campeche están los que se localizan en la zona de Cantarell, Akal "C", Akal "J", Nohoch, Abkatún y Ku, con capacidad normal de operación en conjunto de 1,350 millones de pies cúbicos de gas por día<sup>(3)</sup>.

Cada plataforma será de tipo modular, equipadas con compresores centrífugos accionados por turbinas de gas, para suministrar la presión de aproximadamente 1,200 psig, requerida para llevar el gas a tierra. Las corrientes de gas comprimido en estas plataformas serán recolectadas en plataformas de enlace y de ahí enviadas a tierra por medio de gasoductos submarinos de 36 pulgadas de diámetro.

Antes de enviar el gas a través del gasoducto submarino es necesario deshidratar para evitar la corrosión en la tubería ocasionada por la acción del agua y gases amargos presentes en el gas.

El objetivo de este trabajo es el diseño del proceso para la deshidratación del gas amargo desarrollándose la ingeniería básica. El proceso de deshidratación se llevará a cabo utilizando glicol como agente deshidratante.

Las corrientes de alimentación a la planta deshidratadora son las provenientes de los módulos de compresión.

Para llevar a cabo el diseño de la planta se contará con los datos necesarios que se asentarán en las bases de diseño. Con éstas, se dan las condiciones para la elaboración del paquete de ingeniería básica enfocado al diseño de proceso. Es-

muy importante tomar en cuenta que en una plataforma, el área disponible es pequeña por lo que los equipos deberán ser lo más compacto posible e integrados al máximo.

Definitivamente se tienen que tomar en cuenta muchos factores para plasmar un diagrama de flujo adecuado para buscar el óptimo funcionamiento de una planta.

Entre los factores que podemos mencionar están: Condiciones de Proceso, Seguridad, Espacio, Facilidad de Operación, Mantenimiento, Flexibilidad, etc., sobresaliendo un factor -- muy importante como es el Económico.

A través de este trabajo se analizarán algunos de los -- puntos señalados, se hará mención de las razones que apoyan la inclusión de determinado equipo en el diagrama de flujo de proceso y el porqué de las condiciones a las que se trabajará.

## 2.- CONSIDERACIONES TEORICAS DE DESHIDRATACION DE GAS.

### 2.1.- Argumentos para deshidratar.

La presencia de vapor de agua en las corrientes de gas es la impureza más indeseable, debido a que puede formarse agua líquida e/o hidratos. El agua líquida acelera la corrosión y el hielo o hidrato sólido puede tapar válvulas, tuberías y -- cualquier línea de gas.

Por lo tanto, es comprensible el porque es importante remover el vapor de agua del gas natural.

Resumiendo los motivos principales para deshidratar gas natural son:

- 1) Prevención de tapones debido a la formación de hidratos.
- 2) Prevención de la reducción de la capacidad de la línea debido a la formación de agua libre (líquido).
- 3) Eliminación o retardo de la corrosión en equipo y tubería

Existen otras razones por lo que una corriente de gas debe ser deshidratada, por ejemplo: los compresores de aire usados para operar válvulas automáticas e instrumentos en refinerías y plantas químicas deben trabajar totalmente secos para el mejor funcionamiento de los equipos de medición. En procesos catalíticos donde el agua constituye un catalizador venenoso

noso o fuente de reacción indeseable y de esa manera, pueden - surgir otras causas que originen que se tenga que efectuar la remoción del agua de una corriente gaseosa.

## 2.2.- Métodos de deshidratación.

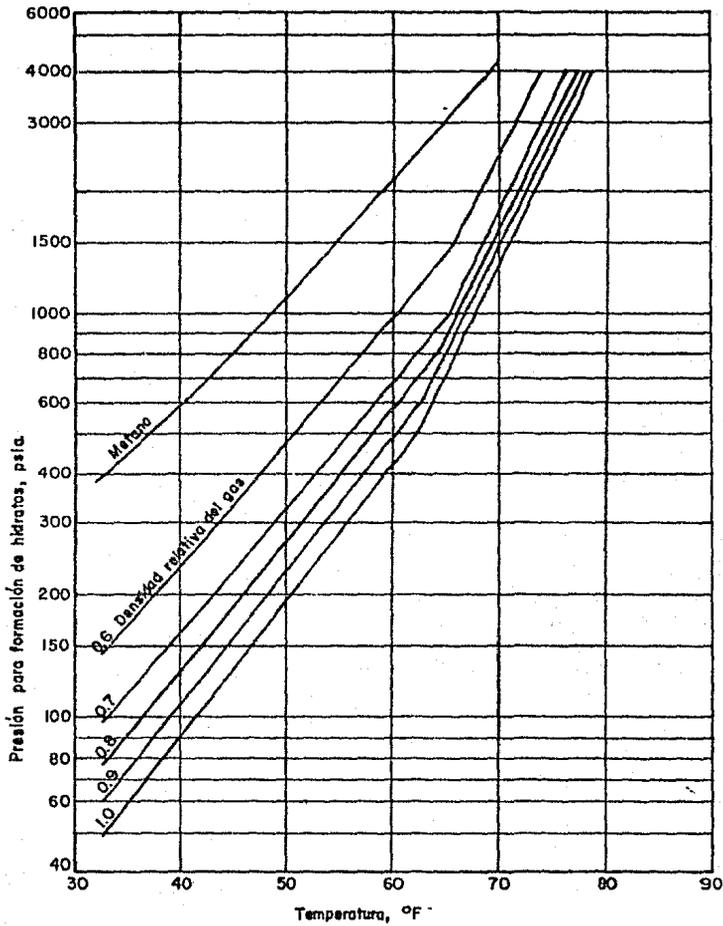
Existen diferentes métodos para llevar a cabo la deshidratación o remoción de vapor de agua:

- a) Enfriamiento arriba de la temperatura de hidratación esperada.
- b) Compresión seguida por enfriamiento.
- c) Adsorción usando sólidos
- d) Absorción usando líquidos desecantes.

### 2.2.1.- Enfriamiento arriba de la temperatura de hidratación esperada.

El enfriamiento de la corriente gaseosa es quizá el método más simple de remoción de vapor de agua del gas natural.

Sin embargo, está limitado por la temperatura de formación de hidratos para cualquier presión dada del sistema. Por ejemplo: gas natural con una gravedad específica de 0.6, a una presión de 1000 psig, tiene una temperatura de formación de hidratos de 62°F (Fig. 1). Esto limitará el enfriamiento aproximadamente a 70°F. Enfriadores con aire o agua son usados comúnmente como los pasos principales para reducir el contenido de



Curvas Presión - Temperatura para predicción de formación de hidratos. (12)

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 FIG. I  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

agua del gas. Existe otro método de enfriamiento, el cual para ser más efectivo necesita la ayuda de un inhibidor de hidratos (1), el cual provoca que la temperatura de hidratación disminuya, por lo tanto, se puede enfriar a una temperatura más baja la corriente de gas, obteniendo mayor cantidad de agua removida.

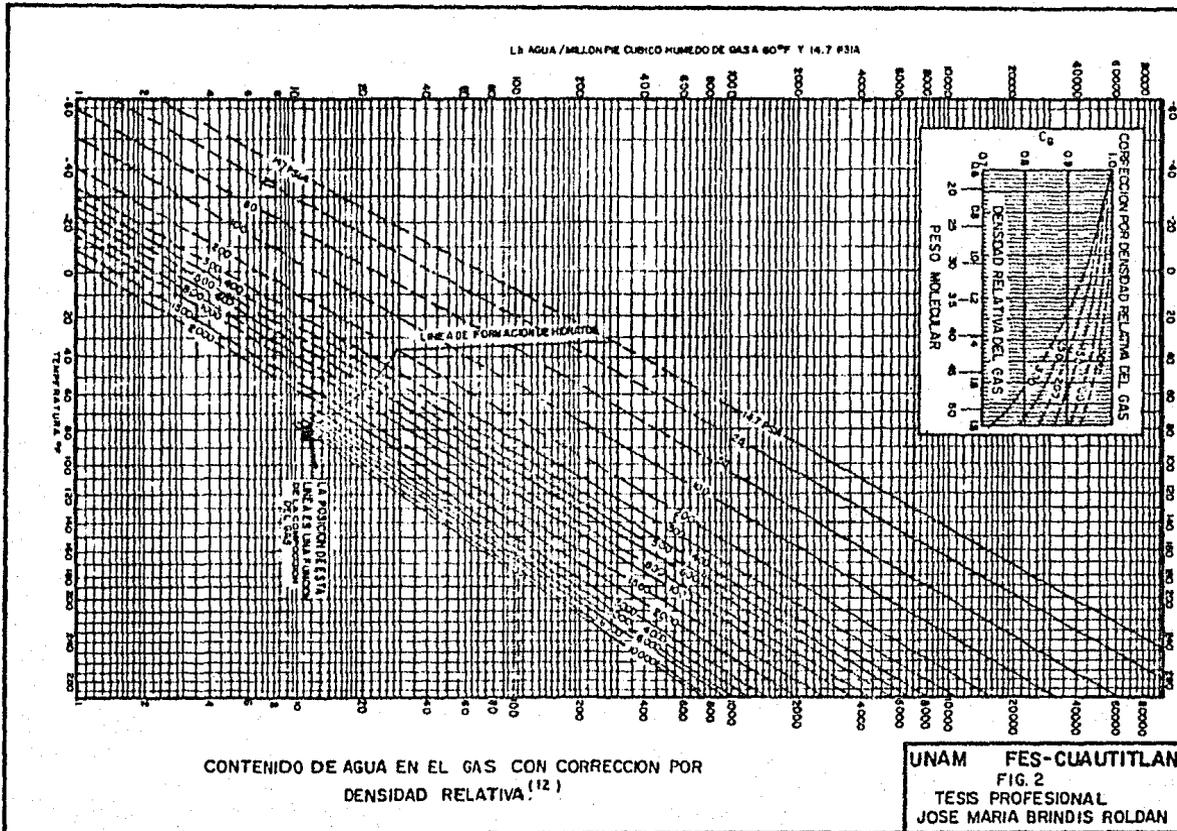
Entre los inhibidores de hidratos se cuenta con el metanol, monoetilenglicol, dietilenglicol. Estos se seleccionarán de acuerdo a las ventajas, desventajas, necesidades y objetivos que se requieran en el manejo del gas, sin descuidar el aspecto tan importante como es el económico.

El segundo método resulta mucho más caro que el primero sobre todo si se desea la recuperación del inhibidor, por la necesidad de tener mayores requerimientos de equipo y energía. Pero su mayor ventaja es que logra mayor remoción de agua, por consiguiente, al paso del tiempo puede resultar más económico su uso disminuyendo daños a equipos y tuberías.

#### 2.2.2.- Compresión seguida por enfriamiento.

Compresión seguida por enfriamiento es una variación del método anterior. Este método tiene la ventaja del efecto que la presión tiene sobre el contenido del agua en el gas natural.

El gas actúa como una esponja, cuando ésta es exprimida menor cantidad de agua puede contener. La Fig. 2, confirma que para una temperatura dada, el contenido de agua en el gas disminuye como la presión aumenta.



El proceso de compresión causa al gas aumento de temperatura, por consiguiente, el enfriamiento es requerido para llevar o regresar al mismo, cerca de la temperatura de hidratación.

### 2.2.3.- Adsorción usando sólidos.

En casos donde es necesario remover casi toda el agua presente en el gas natural y también si se desea recobrar los hidrocarburos líquidos, la deshidratación con sólidos desecantes es la más efectiva.

Los sólidos desecantes adsorben la humedad del gas que fluye a través de una torre empacada. Al tiempo que esto sucede, se está regenerando y colocando en la corriente húmeda otro lecho para cuando el anterior alcance la saturación. EL uso de torres o lechos es la manera normal en que los sólidos desecantes son usados.

### 2.2.4.- Absorción usando líquidos desecantes.

Es el método más usado para el secado de gas natural. Debido a su higroscopocidad, los glicoles son ampliamente usados para este propósito.

De los glicoles más utilizados para deshidratar corrientes de gas están: monoetilenglicol, dietilenglicol, trietilenglicol. Son fácilmente recobrados, reconcentrados y reusados, mientras menor sea su presión de vapor más aceptable es su --

uso por la disminución de pérdidas de glicol por evaporación. Una de las diferencias que existen entre ellos es la capacidad de disminución de contenido de agua en el gas, siendo mayor para los glicoles de más alto peso molecular. El trietilenglicol es más recomendable, debido a las altas pérdidas de glicol que se tienen en los procesos donde se utiliza el dietilenglicol o monobutilenglicol.

Los componentes esenciales de un sistema deshidratador con glicol son: separador de corriente gas-condensado, torre de absorción gas-glicol, regenerador de glicol, intercambiador de calor de glicoles, filtro y bomba de glicol. Este equipo es de sencillo mantenimiento y puede ser fácilmente automatizado para mejor operación, los glicoles son usados en el manejo de los gases amargos, pero se deben tomar ciertas precauciones por la absorción de los componentes ácidos del gas en el glicol. Los cuales pueden provocar la oxidación del mismo, por consiguiente, un factor importante en la deshidratación con glicol es mantener su pH en un rango conveniente para evitar su degradación.

### 2.3.- Comparación de los diferentes métodos de remoción de agua.

Después que se ha comentado brevemente los diferentes métodos para deshidratar gas, se analizarán las ventajas y desventajas de cada uno y se expondrán las razones por las que se elige el último método de deshidratación para desarro

llar este trabajo.

Definitivamente los dos primeros métodos no ofrecen los requerimientos necesarios como para establecer una comparación, por lo sencillo que son y porque están limitados por la temperatura de hidratación y la remoción escasa de agua que se tiene.

Los dos métodos finales son los que ofrecen la perspectiva de una comparación para elegir cuál es el más conveniente para determinado requerimiento de deshidratación.

### 2.3.1.- Ventajas y Desventajas para deshidratación con desecantes sólidos.

#### Ventajas:

- 1) Habilidad para proveer bajos puntos de rocío.
- 2) Insensibilidad a moderados cambios en la temperatura del gas, flujo y presión.
- 3) Simplicidad de operación y diseño de las unidades.
- 4) Relativamente libre de problemas de corrosión y espumamiento.
- 5) Adaptabilidad a deshidratación de pequeñas cantidades de gas a bajo costo.

### Desventajas:

- 1) Alto costo inicial.
- 2) Generalmente alta caída de presión.
- 3) Los lechos de desecantes en las torres de adsorción pueden llegar a ser contaminadas si el gas contiene dióxido de azufre, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico, pequeñas cantidades de aceite de compresión o hidrocarburos líquidos pesados.
- 4) Presencia de agua líquida que viene en la corriente y alta temperatura del gas de regeneración disminuye la vida del desecante sólido.
- 5) Susceptibilidad a envenenamiento y/o rompimiento.
- 6) Relativamente altos requerimientos de calor en la regeneración del lecho sólido.
- 7) Necesidad de recipientes de presión múltiple, tubería asociada y equipo necesario, provocan que los deshidratadores de desecantes sólidos sean los más caros de todos los métodos de deshidratación.

### 2.3.2.- Ventajas y Desventajas para deshidratación con desecantes líquidos (referido a los glicoles).

#### Ventajas:

- 1) No solidifican en solución concentrada.

- 2) Estable en presencia de azufre, oxígeno, dióxido de carbono a temperaturas de operación normal.
- 3) Alta higroscopicidad.
- 4) Fácilmente regenerado a soluciones mayores a 90% en peso.
- 5) Altas depresiones de punto de rocío.

**Desventajas:**

- 1) Alto costo inicial.
- 2) Exhibe tendencia a espumar en presencia de hidrocarburos líquidos ligeros. Se debe añadir continuamente agentes antiespumantes.

Una vez que se han expuesto las ventajas y desventajas de ambos desecantes se observa que para el servicio donde se maneja gas amargo es mejor utilizar el desecante líquido a base de glicoles, porque ofrece mayor flexibilidad y resistencia a los gases ácidos presentes en el gas natural. Además de que resultaría más económico ya que no habría tantas pérdidas del desecante.

Por lo anterior y apoyándose en las bases de diseño que se presentarán en el siguiente capítulo, la deshidratación será con desecantes líquidos, principalmente el dietilenglicol o trietilenglicol.

#### 2.4.- Características y comparación de los absorbentes líquidos.

Un líquido absorbente aceptable para la deshidratación de gas natural debe cumplir ciertos requerimientos, entre los -- principales se encuentran:

- 1) Alta afinidad para el agua.
- 2) Bajo costo.
- 3) No corrosivo.
- 4) Estabilidad ante los componentes del gas.
- 5) Estabilidad durante la regeneración.
- 6) Fácil de regenerar.
- 7) Baja o moderada viscosidad.
- 8) Baja presión de vapor a temperatura de contacto.
- 9) Baja solubilidad de hidrocarburos líquidos y gas natural.
- 10) Baja tendencia a espumar o emulsificar.

El agua y los glicoles muestran completa mutua solubilidad en la fase líquida. La alta afinidad de los glicoles para el agua puede ser atribuida a las uniones hidrógeno-oxígeno entre los átomos del grupo hidróxido de los glicoles y aquellos del agua.

Los tipos de glicol usados para deshidratación son: Monoetilenglicol (MEG), Dietilenglicol (DEG), Trietilenglicol -- (TEG), Tetraetilenglicol (TTEG).

El Monoetilenglicol (MEG) ha sido usado en algunas aplicaciones especiales como inhibidor de hidratos. Al utilizarse como deshidratante, al llegar a los regeneradores convencionales tiene altas pérdidas debido a su presión de vapor que es muy -

alta.

El DEG fue primeramente utilizado en sistemas de inyección de glicol como un inhibidor de hidratos, posteriormente fue usado en los deshidratadores convencionales de gas porque origina una depresión de punto de rocío aceptable.

El DEG tiene la ventaja de ser más barato y no tan soluble en hidrocarburos líquidos como el TEG y TTEG, pero por su baja temperatura de descomposición el DEG no puede ser regenerado a tan alta concentración como el TEG.

El TEG es el glicol más usado como deshidratante debido a su baja presión de vapor que origina pocas pérdidas en el regenerador a altas temperaturas, por lo mismo, menos pérdidas de TEG en el contactor, su alta temperatura de descomposición hace del TEG el más aceptable a mayores temperaturas de regeneración.

En soluciones pobres o de mayor concentración de glicol - el TEG es más higroscópico que el DEG.

Recientes mejoras en el equipo concentrador, utilizan gas de agotamiento, dando por resultado mayores purezas del TEG, - con el subsecuente aumento en depresión de punto de rocío del gas a secar.

El TTEG ha llegado a ser comercialmente disponible para usarse como desecante líquido, puede usualmente proporcionar un escaso incremento en la depresión de punto de rocío sobre aquella obtenida por el TEG, usando el mismo equipo, tiene una considerable reducción en pérdidas de glicol debido a su baja presión de vapor, el TTEG debe ser concentrado a alta temperatura, por lo tanto los requerimientos de calor son grandes, otra desventaja del TTEG es su alto costo.

El TTEG es menos higroscópico que el TEG y por lo tanto debe ser circulado a una alta velocidad.

Resumiendo, los glicoles de mayor aplicación para deshidratación son Dietilenglicol y Trietilenglicol, de ellos se enumeran las ventajas y desventajas<sup>( 4 )</sup>.

#### DIETILENGLICOL

##### VENTAJAS

Estable.

No solidifica en solución concentrada.

Estable en presencia de azufre, oxígeno y bióxido de carbono a temperatura de operación normal.

Alta higroscopocidad.

##### DESVENTAJAS

Una solución al 95% en peso no puede ser obtenida tan fácilmente.

Depresión de punto de rocío menor que TEG.

Alto costo inicial.

#### TRIELENGLICOL

##### VENTAJAS

No solidifica en solución concentrada.

Estable en presencia de azufre, oxígeno, bióxido de carbono a temperatura de operación normal.

Alta higroscopocidad y depresión de punto de rocío.

Fácil de regenerar a 99%.

##### DESVENTAJAS

Alto costo inicial.

Exhibe tendencia a espumar en presencia de hidrocarburos líquidos ligeros.

Agentes antiespumantes algunas veces deben ser añadidos.

T A B L A 1

PROPIEDADES FISICAS DE LOS GLICOLES

<u>PROPIEDADES</u>	<u>ETILENGLICOL (MEG)</u>	<u>DIETILENGLICOL (DEG)</u>	<u>TRIELENGLICOL (TEG)</u>	<u>TETRAETILENGLICOL (TEG)</u>
Fórmula	$\begin{array}{c} \text{CH}_2\text{-OH} \\   \\ \text{CH}_2\text{-OH} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{O} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{CH}_2\text{-O-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \\   \\ \text{CH}_2\text{-O-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{CH}_2\text{-CH}_2\text{-O-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{O} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{CH}_2\text{-CH}_2\text{-O-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \end{array}$
Peso Mol.	62.1	106.1	150.2	194.2
Punto de ebullición @ 760 mmHg	197.6°C (387.7°F)	245.8°C (474.4°F)	288.0°C (550.4°F)	314.0°C (597.2°F)
Temp. de descomposición, °F	329	328	404	-
Densidad @ 77°F (25°C), g/ml	1.110	1.113	1.119	1.120
Pto. de congelación	-12.7°C (9.1°F)	-7.8°C (17.6°F)	-7.2°C (19.04°F)	-5.6 (22°F)
Viscosidad, abs, cp @ 77°F (25°C)	16.5	28.2	37.3	39.9

140 °F (60°C)	5.08	7.6	9.6	10.2
Tensión Superficial @ 25°C, dina/cm	47	44	45	45
Calor específico @ 77°F (25°C), BTU/lb°F	0.58	0.55	0.53	0.52
Calor de vaporización (760mmHg), BTU/lb	364	232	174	-
Calor de solución del agua en cantidad infinita de glicol (80°F) BTU/lb	-	58	86	-

## 2.5.- Términos usados en deshidratación de gas.

Una vez que se ha comentado sobre las propiedades de los glicoles sus ventajas y desventajas, se definirán ciertos términos usados en la deshidratación con glicoles para mayor entendimiento del proceso de deshidratación que se llevará a cabo en este trabajo.

### 2.5.1.- Punto de rocío.

El término de punto de rocío es comunmente usado para denotar la temperatura de saturación de un gas a una presión específica.

Puede también ser definido como la temperatura a la que los vapores de la mezcla gaseosa, son condensados, bajo condiciones de presión y humedad constantes.

Los términos "Humedad y Por ciento de Humedad", son raramente usados en conexión con deshidratación de gas<sup>(14)</sup>. Primeramente por la variación en las condiciones de presión, por ejemplo: gas saturado a una presión de 1000 psia y temperatura de 60°F tiene una humedad de 18 libras de agua por millón de pies cúbicos de gas húmedo standard (18 lb H<sub>2</sub>O/MMPCS)(Fig. 2). El gas al pasar a través de una expansión en donde la presión es reducida a 600 psia, asumiendo la misma temperatura, en la Fig. 2 se observa que tiene una capacidad de humedad de 26 lb/MMPCS, que es mayor que a 1000 psia y 60°F, así que el porcentaje de humedad del gas a 600 psia es de 69.

## 2.5.- Términos usados en deshidratación de gas.

Una vez que se ha comentado sobre las propiedades de los glicoles sus ventajas y desventajas, se definirán ciertos términos usados en la deshidratación con glicoles para mayor entendimiento del proceso de deshidratación que se llevará a cabo en este trabajo.

### 2.5.1.- Punto de rocío.

El término de punto de rocío es comunmente usado para denotar la temperatura de saturación de un gas a una presión específica.

Puede también ser definido como la temperatura a la que los vapores de la mezcla gaseosa, son condensados, bajo condiciones de presión y humedad constantes.

Los términos "Humedad y Por ciento de Humedad", son raramente usados en conexión con deshidratación de gas<sup>(14)</sup>. Primeramente por la variación en las condiciones de presión, por ejemplo: gas saturado a una presión de 1000 psia y temperatura de 60°F tiene una humedad de 18 libras de agua por millón de pies cúbicos de gas húmedo standard (18 lb H<sub>2</sub>O/MMPCS)(Fig. 2). El gas al pasar a través de una expansión en donde la presión es reducida a 600 psia, asumiendo la misma temperatura, en la Fig. 2 se observa que tiene una capacidad de humedad de 26 lb/MMPCS, que es mayor que a 1000 psia y 60°F, así que el porcentaje de humedad del gas a 600 psia es de 69.

$$\frac{18}{26} \times 100 = 69$$

Dado que la deshidratación es frecuentemente practicada para prevenir la precipitación del agua de los gases cuando estos son enfriados, el punto de rocío es la indicación más directa de la eficacia de la deshidratación que el contenido absoluto de agua.

Si un gas es parcialmente deshidratado y no está saturado con vapor de agua, la temperatura de punto de rocío será menor que la temperatura del sistema.

El contenido de agua del gas y el punto de rocío dependen de la presión del sistema. Si el punto de rocío de 40°F es deseado, una corriente de gas natural requerirá de --- 62 lb H<sub>2</sub>O/MMPCS a 100 psias ó 9 lb H<sub>2</sub>O/MMPCS a 1000 psias (Fig. 2).

#### 2.5.2.- Depresión de punto de rocío.

El término depresión de punto de rocío es el camino para determinar cuanto vapor de agua ha sido removido del gas. Depresión de punto de rocío es la diferencia entre la temperatura de rocío del gas antes y después de la deshidratación. Por ejemplo: un gas natural saturado a una presión de 1000 psias y temperatura de 100°F es procesado a través de una torre con tactora con glicol y sale de ésta con una humedad de 4 libras de agua por millón de pies cúbicos. La temperatura de punto de rocío inicial es 100°F. La temperatura de punto de rocío final es aproximadamente 19°F (Fig. 2). La depresión de pun-

to de rocío obtenida es  $100^{\circ}\text{F} - 19^{\circ}\text{F} = 81^{\circ}\text{F}$ .

Esto significa que el gas de salida tendría que ser enfriado como máximo a  $19^{\circ}\text{F}$  antes de que el vapor de agua condense en la tubería.

### 2.5.3.- Hidratación en el gas.

La hidratación en el gas puede formarse a altas presiones aún cuando la temperatura este arriba del punto de solidificación del agua; si el agua líquida está presente se aumenta la posibilidad de la formación de un cristal hidratado.

Los hidratos son sistemas cristalinos sólidos parecidos a la nieve. En un principio existía la creencia de que el hidrato era el resultado de la congelación del agua existente en el gas, pero ellos se forman cuando el agua líquida y algunos hidrocarburos ligeros, principalmente: metano, etano y propano están íntimamente mezclados bajo ciertas condiciones de temperatura y presión.

El agua puede estar presente en forma líquida pero incapaz para ayudar en la formación de un cristal hidratado si - un agente anticongelante, tal como los glicoles están presentes en pequeñas cantidades.

Así el punto de rocío y punto de hidratación no siempre coinciden. Cuando el punto de rocío ha sido disminuido a un punto relativamente bajo de contenido de agua en el gas, trazas de glicol en la corriente pueden disminuir el punto de hidratación más allá del punto de rocío del gas.

#### 2.5.4.- Gas amargo.

El término gas amargo es aplicado para describir el gas natural que contiene ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y/o bióxido de carbono ( $CO_2$ ) <sup>(9)</sup>; la presencia de concentraciones sustanciales de  $H_2S$  y/o  $CO_2$ , incrementan la concentración de equilibrio de vapor de agua, particularmente a presiones arriba de 1000 psias <sup>(17)</sup>. En la tabla 2, se ilustran los efectos de la concentración de gases ácidos sobre el contenido de agua en el gas, como una función de la temperatura y presión.

Se notará que la concentración de agua aumenta causada por la presencia de gases ácidos a altas presiones y a mayores temperaturas. Para propósitos de interpolación se puede asumir que  $CO_2$ , solo tiene un mismo efecto que 0.75 veces el  $H_2S$  (por ejemplo: 10% de  $H_2S$  + 10%  $CO_2$  en el gas, es equivalente a un efecto de 17.5% de  $H_2S$ ).

Otro efecto que presentan los gases ácidos es la de incrementar el punto de formación de hidratos <sup>(9)</sup> conforme se aumenta la concentración de éstos en el gas natural. En la tabla 3 se ilustra ese efecto para diversos gases amargos.

#### 2.5.5.- Temperatura de contacto.

Es la temperatura que existe entre las corrientes de gas y glicol en una torre contactora, esta temperatura puede ser estimada de la del gas de entrada, porque su masa es mucho ma

T A B L A 2

EFECTO DE H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> SOBRE EL CONTENIDO DE AGUA DEL GAS NATURAL SATURADO

<u>PRESION</u> <u>PSIA</u>	<u>TEMPERATURA</u> <u>°F</u>	H <sub>2</sub> S % VOL	CO <sub>2</sub> % VOL	<u>CONTENIDO</u> <u>DE H<sub>2</sub>O</u> <u>LB/MMPCS</u>
1000	100	0	0	58.9
1000	100	10	10	63.9
1000	100	20	20	71.9
1000	200	0	0	630
1000	200	20	20	733
6000	100	0	0	23.1
6000	100	10	10	38.5
6000	100	20	20	73.6
6000	200	0	0	197
6000	200	20	20	397
10 000	100	0	0	19.9
10 000	100	10	10	36.1
10 000	100	20	20	71.8
10 000	200	0	0	159
10 000	200	20	20	378

T A B L A 3

DATOS DE TEMPERATURAS DE FORMACION  
DE HIDRATOS PARA DIFERENTES  
COMPOSICIONES DE GASES AMARGOS

COMPONENTE	CASO	CASO	CASO	CASO	CASO
% MOL	<u>A</u>	<u>B</u>	<u>C</u>	<u>D</u>	<u>E</u>
<u>ACIDO SULFHIDRICO</u>	0.5	10.0	20.0	35.0	75.0
<u>DIOXIDO DE CARBONO</u>	3.0	5.0	5.0	10.0	10.0
<u>HIDROCARBUROS</u>	96.5	85.0	75.0	55.0	15.0
<u>TEMPERATURAS DE HIDRATOS, °F</u>	60	75	80	85	87

yor que la masa del glicol y controla la temperatura del absorbedor.

El efecto neto es usualmente un pequeño aumento en la temperatura del gas que pasa a través de la columna ( $1^{\circ}$  ó  $2^{\circ}$ F) y es normalmente muy insignificante, solamente sucediendo esto a alta presión. A baja presión, el efecto del calor de absorción sí se debe tomar en cuenta y en tales casos es común usar serpentines de enfriamiento en la zona de absorción para remover el calor liberado<sup>(17)</sup>.

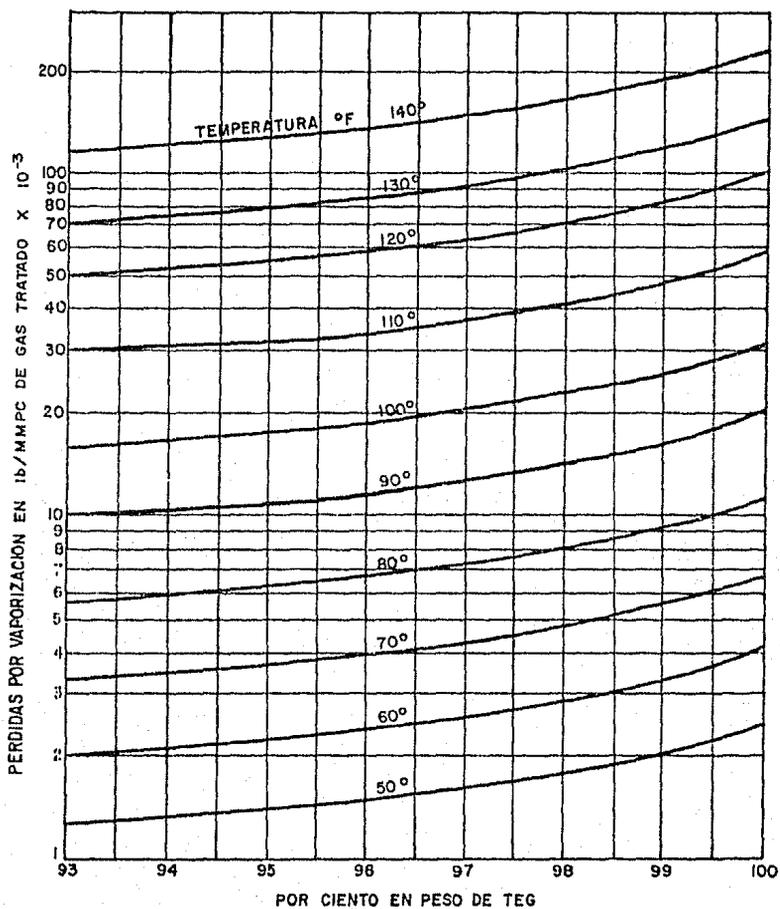
La temperatura de contacto tiene un gran efecto sobre el funcionamiento del deshidratador; si la temperatura de entrada del gas al deshidratador es alta, esto aumentará el contenido de vapor de agua y por lo tanto la temperatura de contacto, -- acrecentando las pérdidas por vaporización del glicol (ver -- Fig. 3 para una presión de 800 psig) y originando bajas depresiones de punto de rocío, si queremos que la depresión de punto de rocío deseada sea alcanzada bajo estas condiciones, la relación glicol/gas de alimentación al absorbedor debe ser aumentada. Esto incrementará el consumo de energía y la potencia de bombeo al manejar mayor volumen de glicol.

#### 2.5.6.- Gas de agotamiento.

Es el gas que se utiliza en la regeneración de glicol para poder alcanzar una mayor pureza en el mismo.

Este es un método recientemente utilizado de regeneración que consiste en: la remoción de agua del glicol, hasta aproxima

PERDIDAS POR VAPORIZACION DE TEG A DIFERENTES TEMPERATURAS  
DE CONTACTO. (23)



UNAM FES-CUAUTITLAN  
FIG. 3  
TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

damente un 99% en peso por medio de destilación y la posterior purificación con gas de agotamiento hasta concentraciones de - 99.97% en peso<sup>(30)</sup>.

Las concentraciones de glicol producidas resultan de dos principios. Uno es el de transferencia de masa (proceso de destilación), por contacto en contracorriente de las fases líquidas y gaseosas. El segundo es debido al agotamiento resultante de la inyección de gas natural sobre la solución de glicol después que la mayor parte del agua ha sido previamente removida por el proceso de destilación.

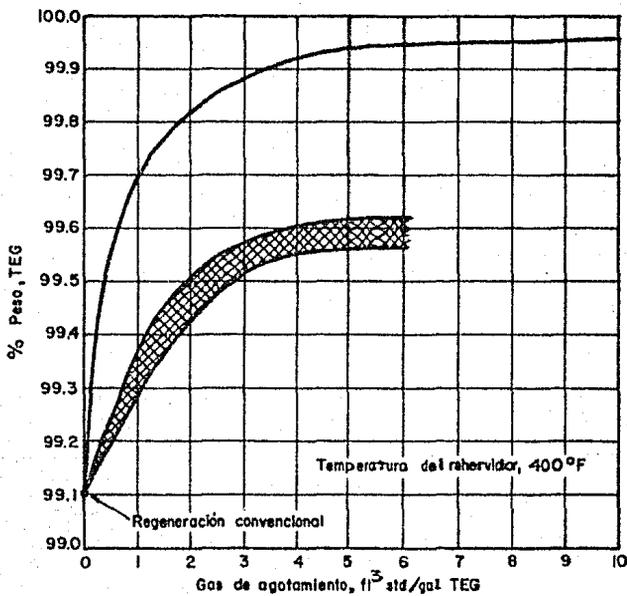
La técnica del gas de agotamiento consiste en precalentar una pequeña cantidad de gas natural y ponerlo en contacto en contracorriente con el glicol que sale del rehervidor. El gas natural que fluye en contracorriente reduce la presión parcial del vapor de agua en contacto con el glicol parcialmente regenerado. Esto fuerza a un cambio de equilibrio, de tal manera que una cantidad adicional de vapor de agua deja el glicol y entra a la fase gaseosa a prácticamente la misma temperatura que tenía en la fase líquida, resultando un muy bajo contenido de agua residual (ver Fig. 4).

Profundizando más acerca del efecto del gas de agotamiento sobre la concentración de glicol, sabemos que el glicol se encuentra en su punto de burbuja a la salida de la etapa de regeneración. A la presión que está (presión atmosférica o menores), la ley de Raoult puede ser aplicada:

$$X_w P_v = P Y$$

$X_w$  es la fracción mol de agua en el glicol pobre (se le -

EFFECTO DEL GAS DE AGOTAMIENTO SOBRE LA CONCENTRACION  
DE TEG.<sup>(12)</sup>



UNAM FES-CUAUTITLAN  
FIG. 4  
TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

llama así por su bajo contenido de agua).

$P_v$  es la presión de vapor del agua.

$P$  es la presión total.

$Y$  es la fracción mol de agua en la fase gaseosa.

Para una temperatura dada, la presión de vapor está fija de modo que  $X_w$  se reduce ya sea por la presión total o la fracción mol del agua en la fase gaseosa.

Al introducir el gas de agotamiento se provoca una disminución de la fracción mol del agua en la fase vapor. Si el rehervidor se opera a vacío, esto provoca que la presión total sea pequeña, por lo tanto, una o ambas alternativas tendrán que ser usadas si se desea obtener una concentración de glicol (referido al TEG) mayor de 99% en peso.

Alternativas de gas de agotamiento (4).

El gas de agotamiento puede ser cualquier material básicamente insoluble en agua y térmicamente estable hasta 204°C. Se usa comúnmente gas natural cuando éste está disponible.

Una alternativa es el uso de iso-octano para reducir la presión parcial del agua en el regenerador. Su función consiste en formar un azeótropo con el agua. Este vaporiza con ella saliendo del rehervidor hasta llegar a un condensador en el cual los líquidos se separan.

El iso-octano líquido debe ser circulado al rehervidor. Este proceso requiere un equipo adicional provocando un alto costo inicial. Su uso probablemente puede ser justificado únicamente cuando se requieren bajos puntos de rocío del gas a deshidratar.

### 3.- CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA PLANTA DESHIDRATADORA.

#### 3.1.- Deshidratación.

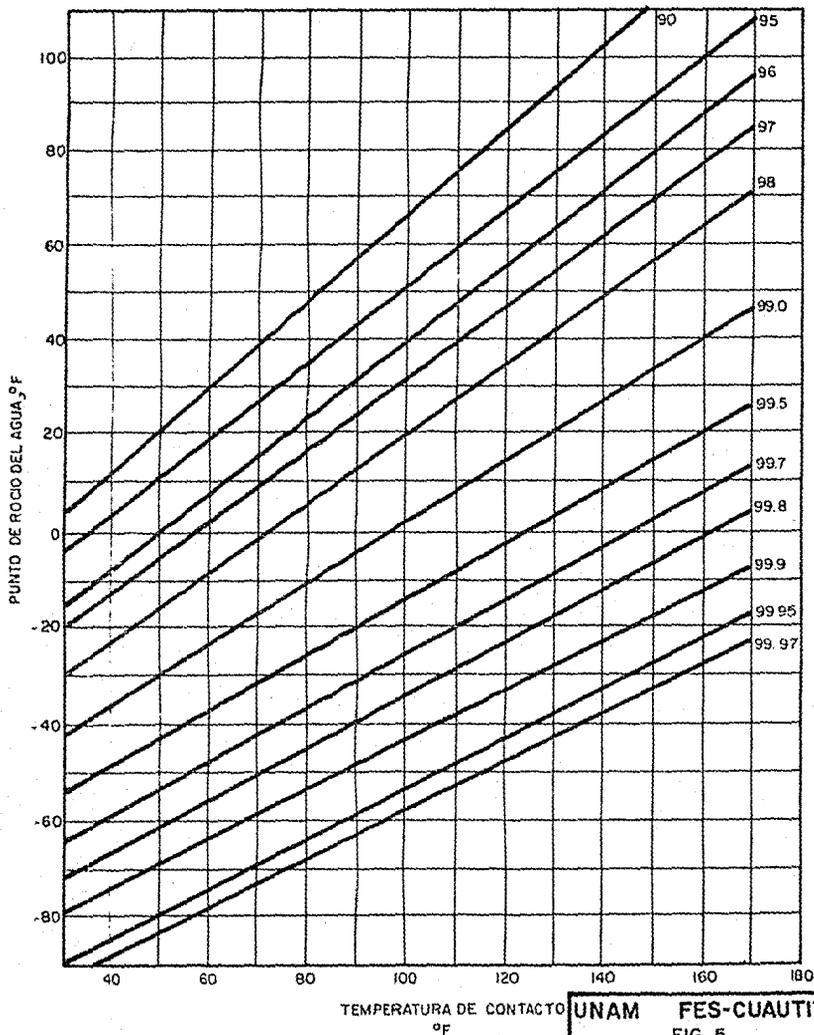
La deshidratación del gas se lleva a cabo en una columna absorbadora.

En el diseño de la columna absorbadora la Fig. 5 puede ser utilizada para predecir la mínima concentración requerida de glicol (TEG) para un determinado problema de deshidratación. La Fig. 5 representa las condiciones de equilibrio que sin embargo no pueden ser obtenidas en la práctica, porque el glicol se va diluyendo conforme pasa a través de la columna y el gas no está con el glicol pobre en un tiempo suficiente de contacto. El acercamiento al equilibrio depende del diseño -- del plato y otros factores asociados que afectan el tiempo de contacto gas-líquido.

Los factores de diseño para obtener la deshidratación deseada están fijados por las siguientes variables:

- 1) Temperatura del gas de entrada.
- 2) Presión de entrada del gas.
- 3) Flujo del gas.
- 4) Temperatura de entrada del glicol en el absorbador.
- 5) Número de platos en el absorbador.
- 6) Concentración de entrada del glicol.
- 7) Relación de circulación glicol/agua.

PUNTOS DE ROCIO PARA DIVERSAS SOLUCIONES DE TEG  
A VARIAS TEMPERATURAS DE CONTACTO! (4)



UNAM FES-CUAUTITLAN  
FIG. 5  
TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

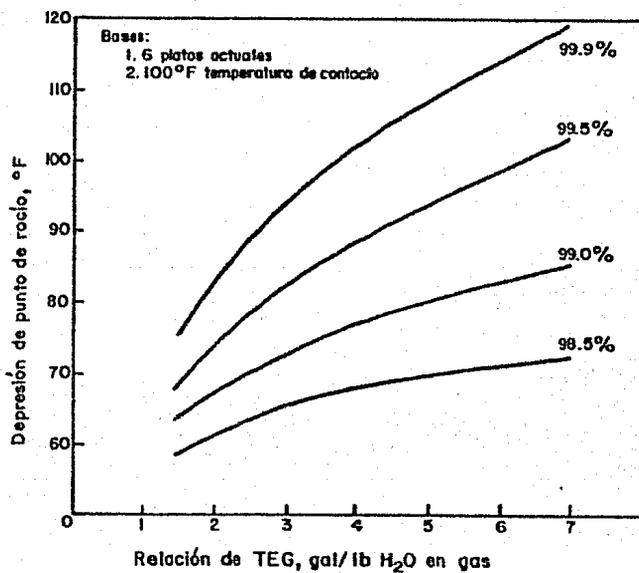
Todas estas variables no son independientes, sino que están concatenadas, como por ejemplo: la relación de circulación del glicol está asociada con la cantidad de agua removida que a su vez es función de la concentración del glicol y la depresión de punto de rocío<sup>(12)</sup> (Fig. 6). En el diseño del deshidratador que se llevará a cabo más adelante, se observará mejor las características e influencia de las variables anteriores.

Todas estas variables deben ser controladas, si deseamos que la reducción del contenido de agua en el gas sea alcanzado.

### 3.1.1.- Temperatura del gas de entrada,

La temperatura tiene un profundo efecto en el contenido de agua del gas que entra en la torre absorbadora, por ejemplo: refiriéndonos a la Fig. 2, si una corriente de gas a una presión de 1000 psig y temperatura de 80°F fuera calentada a 120°F en presencia de agua libre a la misma presión, el contenido de agua en la corriente gaseosa se incrementará de 33 lb/MMPCS a 104 lb/MMPCS.

Si la temperatura del gas de entrada al absorbador es superior a la temperatura ambiente se pueden originar problemas en la operación del equipo por la condensación de las fracciones de hidrocarburos pesados de la corriente de gas en la pared del absorbador, estos condensados se acumularán en los fondos y contaminarán el glicol rico (se le llama así por su mayor contenido de agua que el glicol de alimentación al absorbador) que sale del absorbador a menos que se tomen previsiones



EFFECTO DE LA CONCENTRACION DE TEG Y LA RELACION DE CIRCULACION DE GLICOL EN LA DEPRESION DE PUNTO DE ROCIO.<sup>(12)</sup>

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 FIG. 6 \*  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

para su remoción. La temperatura del gas abajo de 60°F puede ocasionar varios efectos, uno es la posible formación de hidratos, la otra, es que provoca el enfriamiento del glicol, así su viscosidad se aumentará causando un ineficiente contacto entre ambas fases, además de aumentar la tendencia del mismo a espumar.

### 3.1.2.- Presión de entrada del gas.

Normalmente la fluctuación de la presión de entrada del gas no es lo suficiente para ser factor crítico en las condiciones de diseño.

Si la presión del gas de entrada es baja, el contenido de agua será mayor, por consiguiente, la cantidad de glicol de circulación debe ser alta; también se debe considerar el calor de absorción que se genera en el contacto gas-glicol cuando se trabaja a bajas presiones. Lo anterior aumentará la temperatura en los platos contactores, provocando problemas de operación, como sería la mayor pérdida de glicol por evaporación.

En caso de deshidratación de gas a alta presión, el efecto neto es usualmente un pequeño incremento en la temperatura del gas (1 a 2°F) que pasa a través de la columna contactora y esto normalmente tiene poca importancia<sup>(17)</sup>.

Las unidades que operan abajo de la presión especificada no pueden obtener la depresión de punto de rocío deseada a menos que se incremente la relación de circulación de glicol (galones de glicol/libra de agua removida) o su concentración. Esto solamente es posible si se dispone de suficiente capaci-

dad de regeneración y bombeo para permitir el incremento de -  
circulación y/o concentración del glicol, además de que el --  
equipo deshidratador tuviera la flexibilidad para operar bajo  
esas condiciones.

### 3.1.3.- Flujo del gas.

Los absorbedores (deshidratadores), se diseñan para ope--  
rar eficientemente en un rango específico de flujo de gas. Aba  
jo de éste, se tendrá pérdidas de eficiencia en términos de --  
punto de rocío de salida y reducción de la depresión del punto  
de rocío.

Cuando se maneja un flujo de gas arriba del máximo permiti-  
do, el glicol rico al llegar al regenerador lo sobrecargará,  
provocando una ineficiente regeneración y el punto de rocío --  
del gas de salida nuevamente se incrementará. Por lo tanto el  
flujo de gas debe ser relativamente constante.

### 3.1.4.- Temperatura de entrada del glicol en el absorbedor.

Normalmente debe ser mayor que la de entrada del gas en -  
un rango de  $10^{\circ}\text{F}$  a  $15^{\circ}\text{F}$ <sup>(22)</sup>. Analizando el comportamiento que  
se tendría en caso de que el flujo de glicol entre a una tempe-  
ratura menor que la de alimentación del gas, se podrían formar  
condensados de hidrocarburos pesados, ya que en cierta forma -  
se está enfriando la corriente gaseosa. Esto también origina--  
ría que el punto de rocío del gas de salida, fuera mayor por

las pérdidas de glicol solubilizado con los condensados formados, afectando la eficiencia de contacto gas-glicol. Otra situación que afecta a esa eficiencia, sería que el gas entrara a una temperatura mucho menor que la del glicol, provocando un aumento en la viscosidad de este al enfriarse; por ejemplo, si se enfriara de 110°F a 80°F, su viscosidad aumentará al doble del valor inicial y triple de 80°F a 45°F, por lo tanto la eficiencia del plato contactor gas-glicol se reduciría<sup>(24)</sup>.

### 3.1.5.- Número de platos en el absorbedor.

Muchas torres deshidratadoras son construidas con cuatro platos pero pueden llegar a diez, dependiendo de los requerimientos de deshidratación. Incrementar el número de platos<sup>(17)</sup>, tiene un efecto similar a aquel de aumentar la relación de circulación de glicol (Fig. 6), donde se obtendría mayor depresión de punto de rocío del gas, hasta acercarse al equilibrio con el glicol de entrada. Muchas veces es deseable el uso de más de cuatro platos en la torre contactora, particularmente cuando se requiere una máxima deshidratación.

Más adelante se determinarán el número de platos para la torre deshidratadora por medio de la construcción de un diagrama modificado de McCabe-Thiele, en donde se determinarán los platos teóricos que son convertidos a platos reales al aplicarse la eficiencia recomendada, según el tipo de plato contactor utilizado<sup>(27)</sup>.

### 3.1.6.- Concentración de entrada del glicol

Un cambio en la concentración de glicol producirá un gran efecto en la depresión de punto de rocío<sup>(12)</sup>. Por ejemplo, suponiendo un contactor con seis platos y una relación de circulación de tres galones de glicol por libra de agua removida -- del gas y temperatura de contacto de 100°F, la máxima depresión de punto de rocío obtenido con 98.5% de TEG es 67°F, cambiando la concentración a 99% la depresión de punto de rocío sería de 73°F (Fig. 6).

De lo anterior, se observa claramente la influencia de la concentración de glicol en la alimentación a la torre contactora para lograr el grado requerido de deshidratación del gas -- alimentado.

### 3.1.7.- Relación de circulación glicol/agua.

En la Fig. 6 se muestra que para una concentración constante de glicol, al aumentar la relación de circulación del glicol por libra de agua absorbida, la depresión de punto de rocío aumentará, sin embargo, no es tan sencillo aumentar esa relación de circulación de glicol, sin tomar en cuenta los problemas que se pueden originar, como el exceder la capacidad de la regeneradora. También la alta relación de circulación puede causar que la temperatura del glicol que entra a la torre contactora aumente, con el subsecuente incremento en pérdidas de glicol. Altas relaciones de circulación también incrementarán

Los requerimientos de mantenimiento de las bombas. El resultado final puede ser una pobre deshidratación y altas pérdidas del agente desecante.

Un rango adecuado para la mayoría de los requerimientos de deshidratación con glicol es de 2 a 6 galones de TEG por libra de agua removida<sup>(27)</sup>.

### 3.2.- Sistema de regeneración de glicol.

Hay básicamente tres tipos de sistemas de regeneración usados en deshidratación con glicol.

- a) Abierto a la atmósfera.
- b) Cerrado a la atmósfera.
- c) Vacío.

a) El tipo abierto a la atmósfera opera a presión atmosférica y el aire regularmente se induce a entrar al sistema, provocando la decoloración y descomposición del glicol, acelerando la corrosión del equipo de regeneración.

b) El tipo cerrado a la atmósfera opera a presiones ligeramente arriba de la presión atmosférica y con válvulas de seguridad para venteo, si se genera un exceso de presión.

La decoloración y descomposición del glicol, además de la corrosión son disminuidas si el aire es excluido enteramente.

c) En el regenerador tipo vacío, el agua y el glicol ebullicen a presiones abajo de la atmosférica. Dado que el punto de ebullición de la solución se disminuye grandemente bajo presio

nes negativas, puede producirse glicol extremadamente seco en un rehervidor operando abajo de su temperatura de descomposición. El equipo requerido en sistemas a vacío es más caro.

La concentración deseada de glicol se produce en el propio sistema de regeneración, que está influenciado por tres factores:

- 1) La temperatura del rehervidor.
- 2) Presión en el rehervidor.
- 3) Eficiencia de la separación del agua del glicol rico.

La regeneración del glicol generalmente requiere una simple destilación de la mezcla binaria glicol-agua. Los dos componentes tienen muy diferente punto de ebullición y no forman azeótropos. La única dificultad que se puede presentar en el diseño del sistema regenerador, es por la excesiva descomposición del glicol, que ocurre cuando la temperatura de regeneración alcanza un alto nivel.

Las temperaturas recomendadas para DEG es 340°F y de 375°F para TEG. Se ha reportado una operación satisfactoria con una temperatura del rehervidor de 400°F con el TEG<sup>(17)</sup>.

Cuando la concentración de la solución de glicol requerida es grande, el proceso de destilación puede ser modificado y mejorado al trabajar a vacío o con el uso del gas de agotamiento. También con la utilización de un hidrocarburo líquido que forme un azeótropo con el agua y ayude a una mejor separación.

El equipo más utilizado que proporciona el calor necesario para la regeneración es el tipo Kettle.

La carga térmica requerida en el rehervidor (Kettle) pue-

de ser estimada por la siguiente ecuación<sup>(27)</sup>:

$$Q_t = 2000 L$$

$Q_t$  = Carga térmica total en el rehervidor, BTU/hr

$L$  = Flujo de glicol, gal/hr

Esta ecuación ya considera los valores típicos de calor sensible de glicol, latente y sensible del agua, así como las pérdidas de calor en el rehervidor y la torre destiladora.

La determinación detallada de la carga térmica del rehervidor puede lograrse mediante el siguiente procedimiento<sup>(2)</sup>.

$$Q_i = L (S_i)(C)(T_2 - T_1)$$

$$Q_w = \frac{970.3(W_i - W_o)(G)}{24}$$

$$Q_r = 0.25 Q_w$$

$Q_h$  = 5000 a 20000 BTU/hr dependiendo del tamaño del rehervidor.

$$Q_t = Q_i + Q_w + Q_r + Q_h$$

Donde:  $Q_i$  = calor sensible del glicol, BTU/hr.

$Q_w$  = calor de vaporización requerido para el agua, BTU/hr.

$Q_r$  = calor para vaporizar el reflujo de agua en columna destiladora, BTU/hr.

$Q_h$  = pérdidas de calor del rehervidor y torre destiladora, BTU/hr.

$Q_t$  = carga térmica total en el rehervidor, BTU/hr.

$L$  = flujo de glicol, gal/hr.

$S_i$  = densidad del glicol a la temperatura promedio en el rehervidor,  
 $lb/gal = (densidad\ relativa)(8.34)$ .

$C$  = calor específico del glicol a la temperatura promedio en el rehervidor, BTU/lb°F.

$T_2$  = temperatura del glicol de salida, °F.

$T_1$  = temperatura del glicol de entrada, °F.

970.3 = calor de vaporización del agua a 212°F, 14.7 psia: BTU/lb.

$W_i$  = contenido de agua del gas a deshidratar,  
 $lb\ H_2O/MMPCS$ .

$W_o$  = contenido de agua en el gas deshidratado,  
 $lb\ H_2O/MMPCS$ .

$G$  = flujo de gas, MMPCSD.

El calor para la etapa de regeneración se proporciona normalmente por combustión directa del gas natural o por vapor o aceite de calentamiento en los tubos del rehervidor.

### 3.3.- Problemas de corrosión en deshidratación.

Los problemas de corrosión que se presentan en las plantas deshidratadoras de glicol son influenciadas por: presión,

velocidad del fluido líquido, acidez, temperatura, concentración de agentes oxidantes<sup>(26)</sup>.

En algunas partes del proceso estos factores pueden influir individualmente, en otras se puede observar un efecto combinado.

### 3.3.1.- Presión.

La presión sola, no parece afectar la velocidad de corrosión, sin embargo, incrementa la solubilidad del gas natural y las impurezas presentes, tales como: dióxido de carbono, ácido sulfhídrico, vapores de hidrocarburos, de gasolina o absorción de aceites lubricantes. Algunos o todos ellos, son comúnmente encontrados en cualquier residuo de gas natural, que entra en las plantas deshidratadoras.

La forma de disminuir el efecto de la solubilidad del gas en el diseño de las plantas fue la incorporación de un tanque "flash". Una de sus funciones es la de desgasificar la corriente de glicol y así disminuir la concentración de las impurezas corrosivas disueltas en él.

### 3.3.2.- Velocidad del fluido líquido.

El mecanismo de corrosión puede ser interrumpido por disminución de la velocidad del flujo del glicol o disminuyendo los puntos donde existe turbulencia por restricciones o cambios de dirección en el flujo.

La disminución de la corrosión bajo las condiciones anteriores se atribuye a la eliminación de la acción restregadora, que normalmente resulta en la exposición continua de una superficie fresca o nueva del metal para ataque de agentes corrosivos. La aplicación de este concepto a los nuevos diseños en -- las tuberías de una planta deshidratadora, se manifiesta por eliminación de accesorios de radio corto, restricciones al flujo y en prohibir la selección de tamaños de tuberías que lleven una corriente de glicol donde su velocidad es grande.

### 3.3.3.- Acidez.

La solución de un metal por una reacción directa con ácido se muestra a continuación.



Esta reacción se encuentra frecuentemente e ilustra el mecanismo general de ataque corrosivo en equipos de proceso.

La magnitud de esta tendencia de corrosión por ácidos libres, se incrementa cuando están presentes agentes oxidantes.

En presencia de agentes oxidantes, el ataque corrosivo -- por el mismo ácido a la misma concentración puede provocar una corrosión mayor en 10 veces, que la causada en su ausencia.

Para disminuir el efecto dañino de la corrosión ácida, de ben usarse materiales resistentes a la corrosión. La velocidad de corrosión en la planta deshidratadora se incrementa rápidamente con la disminución del pH.

El pH del glicol es disminuido por la absorción del ácido

sulfhídrico y dióxido de carbono en el gas. También los productos de descomposición del glicol son ácidos, por lo tanto su pH debe ser verificado periódicamente y por consiguiente, se debe seleccionar un agente neutralizante para tratar de mantener el pH en un rango recomendado de 7.3 a 8.5<sup>(17)</sup>. También un pH alto es indeseable, porque tiende a incrementar la tendencia de la solución a espumar y emulsificar con mayor facilidad<sup>(24)</sup>. A pH menor de 5.5 se presenta una autooxidación del glicol<sup>(11)</sup>, formando peróxidos, aldehídos y ácidos orgánicos, tales como el ácido fórmico y ácido acético.

### 3.3.4.- Temperatura.

Casi todas las reacciones de oxidación proceden mucho más rápidamente a altas temperaturas. Por esta razón, la temperatura es un factor importante en la corrosión.

La variación en velocidades de corrosión con la temperatura ha sido expresada por Arrhenius, para un caso general, como sigue:

$$2.3 \log K_2/K_1 = A (1/T_1 - 1/T_2)$$

Donde  $K_1$  y  $K_2$  son las velocidades de reacción específicas correspondientes a las temperaturas absolutas  $T_1$  y  $T_2$ . En algunos casos las velocidades de corrosión son duplicadas ó cuadruplicadas por 50°F de aumento en la temperatura. El tiempo de exposición a elevada temperatura, también incrementará el ataque de la corrosión en la superficie del metal.

Durante el período del ataque corrosivo a una superficie

metálica a condiciones constantes, la velocidad de corrosión - puede cambiar con el tiempo, debido a la acumulación de productos de corrosión, pero generalmente la velocidad de penetración tiende a permanecer constante o aumentar con el tiempo.

### 3.3.5.- Concentración de agentes oxidantes.

El oxidante más común presente en el gas natural es el oxígeno. Este es también probablemente el agente más corrosivo especialmente cuando está en solución con otros agentes tales como ácidos libres y a elevada temperatura.

El azufre con sus componentes, presenta una corrosividad cercana a la del oxígeno; el azufre se combina directamente con los metales, tales como el fierro, cobre y también con hidrógeno. El azufre, para llegar a ser corrosivo debe estar en forma soluble y combinado con otros elementos apareciendo comúnmente como ácido sulfhídrico y dióxido de azufre.

Trazas de ácido sulfhídrico casi invariablemente están presentes en el gas natural. En esta forma es el más corrosivo para el fierro y otras aleaciones no resistentes al ácido. En presencia de oxígeno, su corrosividad aumenta y llega a atacar algunas aleaciones resistentes a los ácidos.

La mejor solución para problemas de oxidación se encuentra en la utilización de aleaciones resistentes a la corrosión, en aquellas partes de la planta y equipos que están expuestos a los agentes oxidantes.

### 3.4.- Pérdidas del agente desecante.

Es muy importante mantener las pérdidas de glicol a un mínimo posible.

Los tipos más comunes de pérdidas de glicol son:

- a) Vaporización y/o arrastre por el gas de salida en la torre deshidratadora.
- b) Contaminación, solubilidad ó emulsión con hidrocarburos líquidos.
- c) En la salida del vapor de agua, de la regeneradora de glicol.
- d) Debido a la descomposición.
- e) A través de fugas en el sistema.
- f) Por inapropiada separación del glicol.

Todas estas pérdidas deben ser eliminadas o minimizadas por una buena operación y mantenimiento.

#### 3.4.1.- Vaporización.

Cierta cantidad de glicol será siempre vaporizada en la corriente de gas seco<sup>(24)</sup>. Esto se puede mantener a un mínimo conservando la temperatura del glicol tan baja como sea posible.

Las pérdidas por vaporización pueden ser calculadas de la siguiente derivación de la ley de Raoult<sup>(23)</sup>.

$$\frac{VP}{760} \times \frac{MW}{359} \times \frac{492}{460+T} \times \frac{14.7}{psia} \times 10^6 = \text{pérdidas en lb/MMPCS}$$

Donde:

VP = presión de vapor del glicol a la temperatura del separador, mmHg,

MW = peso molecular del glicol.

T = temperatura del separador, °F.

Casi todo el glicol que es arrastrado en la corriente gaseosa, puede ser removido por una adecuada malla eliminadora de niebla; sin embargo si la torre contactora se inunda de excesiva espumación de glicol, es difícil para el eliminador de niebla prevenir las pérdidas por arrastre del flujo gaseoso. En este caso la espumación debe ser prevenida.

#### 3.4.2.- Contaminación.

El glicol se contamina con hidrocarburos líquidos, sal y/o sólidos finamente divididos que son arrastrados por el gas alimentado, promoviendo espumación<sup>(24)</sup>.

Esta espumación también puede ser causada por inhibidores de tratamiento de gas. La formación de emulsiones glicol-condensado puede ser causada por los mismos contaminantes.

La espumación ó emulsión puede ser prevenida removiendo los contaminantes o cambiando los componentes del tratamiento, inhibidores de espuma pueden ser usados y son relativamente ba ratos.

Las emulsiones glicol-condensado son comunes en unidades de baja temperatura; una buena separación se obtiene en un ran go de 60-70°F, pero se aumenta la solubilidad del glicol que, como se sabe, es más soluble en hidrocarburos mientras más al-

to peso molecular tenga.

Altas temperaturas disminuyen la emulsión pero incrementan las pérdidas del glicol.

Mayor contenido de agua en el glicol ayuda a romper la emulsión. Suficiente tiempo de residencia en el separador glicol-condensado es necesario para la apropiada separación.

#### 3.4.3.- Pérdidas del agente desecante en la regeneradora.

Si la columna regeneradora opera apropiadamente, las pérdidas de glicol en el regenerador pueden ser mantenidas en un mínimo. Las pérdidas pueden ser excesivas si el glicol contiene hidrocarburos que sean volátiles a la temperatura de regeneración y si la columna no enfria los vapores generados lo suficiente para condensar el glicol, puede ser necesario extender la columna o proporcionar enfriamiento por medio de un serpentín.

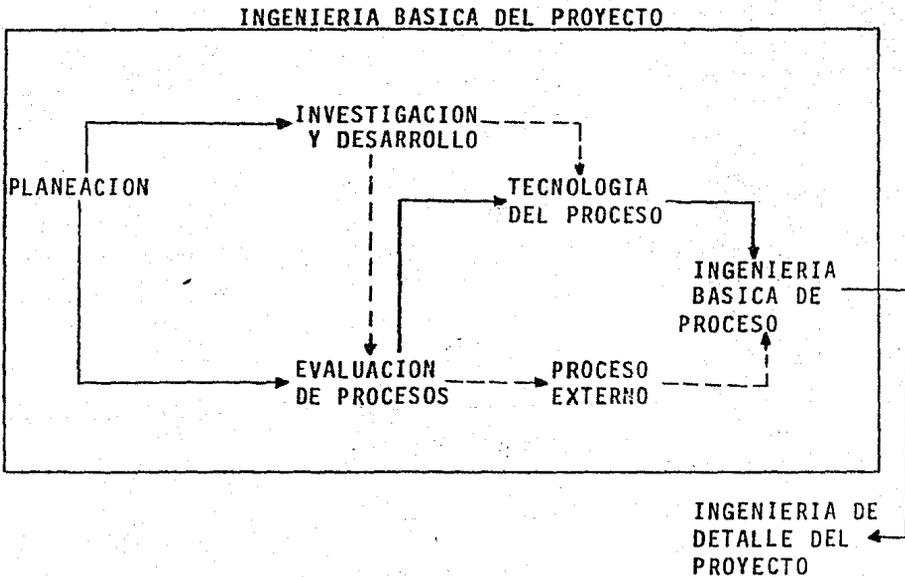
#### 3.4.4.- Descomposición.

Es causada por calentamiento, oxígeno, hidrocarburos líquidos y bajo pH<sup>(24)</sup>. Es importante excluir el oxígeno del sistema y no sobrecalentar el glicol. La temperatura del glicol de regeneración es siempre menor a la máxima temperatura existente en la tubería de calentamiento. Esta diferencia de temperaturas se incrementa conforme aumenta la carga térmica en el rehervidor de la torre regeneradora; por consiguiente un inadecuado tamaño de rehervidor tendrá una alta relación de descomposición. Ensuciamiento en los tubos de calentamiento resulta en la generación de puntos calientes que también agravan el problema.

#### 4.- INGENIERIA BASICA (ENFOCADA AL DISEÑO DE PROCESO).

La ingeniería de proyecto, consiste en convertir el cálculo de los procesos y las operaciones unitarias en una planta funcional.

La secuencia de ejecución de un proyecto (8), se ve en el siguiente esquema:



La etapa de planeación, consiste en un estudio de mercado o un análisis de la necesidad del producto.

De aquí se pasa a la investigación de los procesos apli

cables al problema y se toma la decisión, sobre si es factible una etapa de investigación para desarrollar la tecnología de un proceso que solucione el problema.

Determinado el desarrollo del nuevo proceso, se evaluará con los demás procesos que la investigación determinó como -- viables. Si la evaluación resulta que el mejor proceso es el que se acaba de desarrollar y que no tenga derecho de patente, por consiguiente la información se puede obtener de la literatura abierta, es necesario generar la información de tecnología del proceso. En caso de seleccionar un proceso externo -- con derechos de patente, la tecnología del proceso será suministrada por la compañía oferente, con las cláusulas de confidenciabilidad que sean necesarias.

La siguiente etapa será la Ingeniería Básica de Proceso, la cual consiste en el desarrollo, evaluación y diseño de los procesos químicos. Aunque muchas compañías de operación pueden subdividir la Ingeniería Básica de Proceso en departamentos de desarrollo, de análisis económico y de diseño, no es raro que un solo ingeniero de proceso origine un nuevo proceso y lo continúe, a través de las etapas de diseño, hasta una planta completa.

La Ingeniería de Detalle comprende todas aquellas actividades de diseño necesarias para la construcción y arranque de la Planta y se inicia cuando se ha llevado a cabo la Ingeniería Básica y se cuenta con suficiente información de proceso. El diseño detallado de recipientes, tuberías, eléctrico, instrumentación, cimentaciones y estructuras puede ser iniciado.

La Ingeniería Básica desarrollada en la tesis, se centrará en los aspectos relacionados con el diseño de proceso, consistentes en:

- Bases de Diseño.
- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso.
- Realización del Balance de Materia y Energía de la Planta.
- Lista de Equipo de Proceso.
- Descripción del Proceso.
- Información Complementaria.
- Dimensionamiento de los Equipos de Proceso.
- Emisión de las Hojas de Especificaciones de los Equipos de Proceso.

Existen muchos aspectos importantes que no se considerarán en este trabajo como son: dimensionamiento de los equipos de transferencia de calor, plot-plan de la planta, dimensionamiento de tuberías y equipos de servicios auxiliares, problemas que se pueden tener en la operación de la planta y alternativas de solución. Pero para los fines que se persiguen en la tesis, lo desarrollado es adecuado para tener una panorámica global de las características y operación de una planta -- deshidratadora.

#### 4.1.- Bases de Diseño.

Es la información más importante que se proporciona para que se pueda llevar a cabo el diseño de una planta.

La información será proporcionada a una firma de ingeniería por parte de un cliente, para que se lleve a cabo el diseño de su planta.

La información incluida en las bases de diseño es: capacidad, rendimiento, ampliaciones futuras, flexibilidad, especificación y condiciones de las alimentaciones, etc. Además de la información para llevar a cabo la ingeniería de detalle como: eliminación de desechos, instalaciones requeridas de almacenamiento, servicios auxiliares, sistemas de seguridad, condiciones climatológicas, localización de la planta, etc.

Las bases de diseño como contienen los lineamientos y especificaciones del proceso, sirven como punto de partida para establecer las garantías que la compañía encargada del diseño de la planta deberá ofrecer a su cliente. Por lo tanto, además de fijar los requerimientos del proceso, es un documento que puede ser útil desde el punto de vista legal.

Descripción de las bases de diseño para el desarrollo de la ingeniería básica enfocado al diseño de proceso.

##### 4.1.1.- Función de la planta.

La planta tendrá la siguiente función:

Deshidratar el gas proveniente de la plataforma de compresión.

La planta será autosuficiente en lo que se refiere a su requerimiento de servicios auxiliares, tales como: agua potable, aire de planta e instrumentos, gas combustible, aceite de calentamiento, que serán suministrados directamente de la plataforma de compresión.

#### 4.1.2.- Tipo de proceso.

El proceso de deshidratación de gas se llevará a cabo utilizando trietilenglicol como agente desecante.

#### 4.1.3.- Capacidad y Rendimiento, Flexibilidad y Factor de Servicio.

##### Capacidad y Rendimiento.

- Capacidad de Diseño. Para deshidratar gas amargo proveniente de una plataforma de compresión cuyo flujo es de 300 millones de pies cúbicos standard (60°F, 14.7 psia) por día (MMPCSD).
- Capacidad Normal de Operación. La Capacidad Normal será el 90% de la capacidad de diseño.
- Capacidad Mínima de Operación. Estará determinada por la capacidad mínima de operación satisfactoria de los sistemas de compresión y será el 78% de la capacidad de diseño de deshidratación.

## Flexibilidad y Factor de Servicio.

### - Flexibilidad.

La planta no operará a falla de energía eléctrica.

La planta deberá operar a falla de aire de instrumentos.

Se deberán interconectar los sistemas de aire de planta y de instrumentos, para utilizar aire de planta en caso de fallar el sistema de aire de instrumentos.

La planta no operará a falta de TEG.

La planta no operará a falta de aceite de calentamiento.

A falta de gas combustible la planta operará pero no a su capacidad total.

La planta de deshidratación estará localizada dentro de la estructura de la plataforma de compresión.

No se prevén aumentos de capacidad.

### - Factor de Servicio.

La planta se diseñará para operar 360 días al año.

## 4.1.4.- Especificaciones de las alimentaciones y productos de proceso.

Especificaciones de las alimentaciones de proceso:

### GAS AMARGO HUMEDO

<u>Composición</u>	<u>% Mol</u>
Agua	0.219
Acido Sulfhídrico	2.874
Bióxido de Carbono	4.822

Nitrógeno	1.915
Metano	57.646
Etano	15.697
Propano	10.365
I-Butano	1.219
N-Butano	3.427
I-Pentano	0.597
N-Pentano	0.532
N-Hexano (+)	0.687

Peso Molecular (PM) = 26.3

Densidad = 7.39 lb/pie<sup>3</sup> @ P = 1200 psig, T = 125°F

Densidad Relativa = 0.41 @ 60°F

#### Especificaciones de productos.

Gas amargo deshidratado.

Contenido máximo de agua, 7 libras/millón de pies cúbicos standard = 7 lb/MMPCS ó temperatura de punto de rocío de 36°F, lo que sea primero.

#### Condiciones de la alimentación en límites de batería

<u>Origen</u>	<u>Alimentación</u>	<u>Edo. Fís.</u>	<u>Presión</u> (psig) Máx/Nor/Mín	<u>Temperatura</u> (°F) Máx/Nor/Mín	<u>Forma</u> de En- trega.
Separadores de la Plata forma de Compresión.	Gas amargo	Gas	1200/1200/1170	125/125/125	Tubería.

Condiciones de los productos en límites de batería

<u>Destino</u>	<u>Producto</u>	<u>Edo. Fís.</u>	<u>Presión</u> (psig) Máx/Nor/Mín	<u>Temperatura</u> (°F) Máx/Nor/Mín	<u>Forma</u> de En- trega.
Platafor ma de en lace de gas.	Gas amar go deshi dratado.	Gas	1180/1170/1150	130/130/125	Tube- ría.

4.1.5.- Servicios Auxiliares.

- Agua Potable.

Fuente de suministro: será suministrada de la plataforma de compresión.

Condiciones de suministro: P = 26.6 psig, T = 100°F

Disponibilidad, la requerida.

- Gas Combustible.

Fuente de suministro: será generada dentro de límites de batería.

Naturaleza: gas dulce.

Composición aproximada:

<u>Composición</u>	<u>%Mol</u>
Agua	0.116
Acido Sulfhídrico	0.001
Bióxido de Carbono	0.102
Nitrógeno	2.140
Metano	64.280
Etano	17.220

Propano	10.837
I-Butano	1,170
N-Butano	3.109
I-Pentano	0,447
N-Pentano	0.360
N-Hexano (+)	0.218

Peso Molecular (PM) = 24.2

Densidad = 0.88 lb/pie<sup>3</sup> @ P = 210 psig, T = 145°F

Disponibilidad, la requerida.

- Aceite de Calentamiento.

Fuente de suministro: por el cliente.

Naturaleza: Dowtherm "G" ó similar.

Disponibilidad, la requerida.

- Aire de Instrumentos.

Fuente de suministro: será generada dentro de la plata -  
forma de compresión.

Características: ninguna impureza (fierro, aceite, etc.).

Presión de suministro: 8.8 Kg/cm<sup>2</sup> (man.).

Punto de rocío: -40°C.

El compresor de aire de instrumentos será accionado por  
motor eléctrico.

- Aire de Planta.

Fuente de suministro: será generada dentro de la plata -  
forma de compresión.

Presión de suministro: 8.8 Kg/cm<sup>2</sup> (man.).

El compresor de aire de planta será accionado por motor

eléctrico.

- Agua contra incendio.

Fuente de suministro: se empleará agua de mar, utilizando dos bombas accionadas con motor diesel.

Condiciones de suministro:  $P = 9.84 \text{ Kg/cm}^2$  (man.),

$T = 25^\circ\text{C}$ .

Disponibilidad, la requerida.

4.1.6.- Condiciones Climatológicas.

- Precipitación Pluvial,

Horaria máxima: 88 mm.

- Viento.

Dirección de los vientos dominantes de Este a Oeste, dirección de los vientos reinantes de N a S, NE a SO y SE a NO.

Velocidades: media = 52 Km/hr; máxima = 240 Km/hr.

- Humedad.

Máxima 100%; Mínima 82.7%

- Atmósfera.

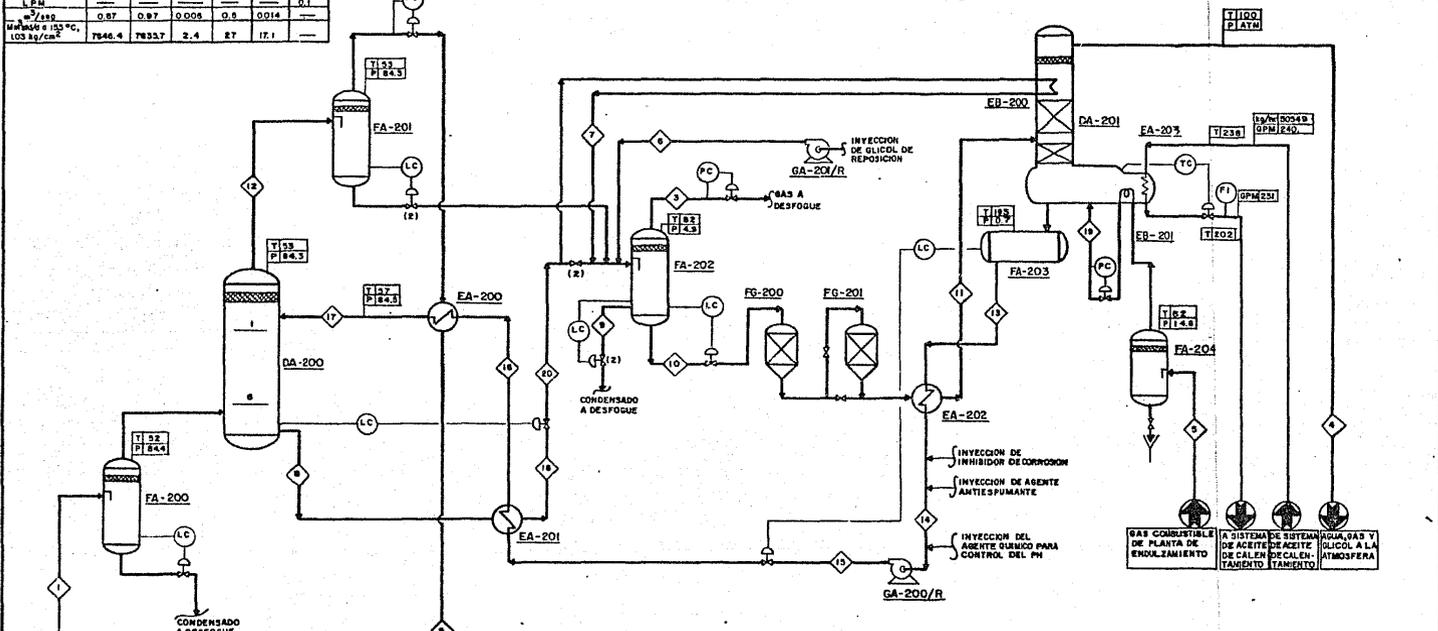
Presión atmosférica: 760 mmHg.

Tipo de atmósfera: corrosiva (ambiente marino).

4.1.7.- Localización de la planta.

La planta estará localizada en las plataformas de compresión de la sonda de Campeche.

COMENTE						
CARACTERIS. PA	% PESO	% PESO	% PESO	% PESO	% PESO	% PESO
GAS SECO	94.4218	88.8887	100	94.8018	88.9132	---
AGUA	3.0782	0.0007	---	41.0133	0.0869	(3)
TEG	---	0.0014	---	0.1330	---	(3)
CONDENSADOS	---	---	---	---	---	---
TOD (kg/2)	36.0001	38.0003	115	12.00	7.00	7
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	84.4	85.3	4.9	ATM	14.8	0
Temperatura (°C)	82	85	82	100	82	80
Densidad (kg/cm <sup>3</sup> )	0.116	0.103	0.008	0.0007	0.016	1.124
Peso Molecular	45.3	45.3	45.3	51.7	54.5	155.3
L.P.M.	---	---	---	---	---	0.1
M=3/180	0.87	0.87	0.005	0.8	0.014	---
W=180/18	10	10	10	10	10	10
W=180/18	7846.4	7833.7	2.4	27	17.1	---



- NOTAS:**
- 1.- Las condiciones de temperatura y presión están dadas respectivamente en °C y kg/cm<sup>2</sup>.
  - 2.- Normalmente sin flujo.
  - 3.- Se considera una pureza aproximada de 98.5 % para el TEG.

**UNAM FES - CUAUTITLAN**

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO**

**PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO**

TESIS PROFESIONAL      JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

## BALANCE DE MATERIA DE LA PLANTA DESHIDRATADORA

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
CARACTERISTICA	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO	%PESO									
GAS SECO	96.4218	99.9887	100	58.8515	99.9132	—	0.6478	0.6478	—	0.0697	0.0697	99.9889	—	—	—	—	—	0.6478	99.9132	0.6478
AGUA	3.5782	0.0097	—	41.0135	0.0868	(3)	3.1238	3.1238	—	3.1410	3.1410	0.0097	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	3.1238	0.0868	3.1238
TEG	—	0.0014	—	0.135	—	(3)	96.2284	96.2284	—	96.7893	96.7893	0.0014	99.5	99.5	99.5	99.5	99.5	96.2284	—	96.2284
CONDENSADO	—	—	—	—	—	—	—	—	(2)	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
TOTAL kg/hr	369661	369024	113	1259	728	7	19521	19521	—	19415	19415	369024	18884	18884	18884	18884	18884	19521	728	19521
PRESION (kg/cm <sup>2</sup> )	84.4	82.2	4.9	ATM	14.8	5.0	4.9	84.3	4.9	4.9	0.4	84.3	0.7	0.5	85.8	85	84.5	83.6	0.7	5.3
TEMPERATURA (°C)	52	55	82	100	62	25	82	52	82	82	154	53	193	121	121	96	57	77	182	77
DENSIDAD (g/cm <sup>3</sup> )	0.118	0.105	0.005	0.0007	0.014	1.124	1.076	1.1	—	1.076	1.018	0.113	0.99	1.048	1.048	1.066	1.098	1.08	0.001	1.08
PESO MOLECULAR	26.3	26.3	26.3	21.7	24.2	135.3	119.2	119.2	—	121.7	121.7	26.3	144.9	144.9	144.9	144.9	144.9	119.2	24.2	119.2
L P M (litros/min)	—	—	—	—	—	0.1	302.4	296	—	301	318	—	318	300.3	300.3	295.3	287	301.3	—	301.3
m <sup>3</sup> /seg	0.87	0.97	0.006	0.5	0.014	—	—	—	—	—	—	0.91	—	—	—	—	—	—	0.202	—
Mm <sup>3</sup> /dia a 15.5°C, 1.03 kg/cm <sup>2</sup>	7646.4	7635.7	2.4	27	17.1	—	—	—	—	—	—	7635.7	—	—	—	—	—	—	17.1	—

Notas:

- 2.- Normalmente sin flujo.
- 3.- Se considera una pureza aproximada de 98.5% para el TEG.

**UNAM FES-CUAUTITLAN**

TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

#### 4.4.- Lista de Equipo.

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
DA-200	TORRE DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO.	3505mmDIx6706mmT-T
DA-201	TORRE REGENERADORA DE GLICOL.	508mmDIx9144mmT-T
EA-200	INTERCAMBIADOR DE GLICOL SECO.	464.7 MKcal/hr
EA-201	INTERCAMBIADOR GLICOL HUMEDO/ SECO.	321.7 MKcal/hr
EA-202	2º INTERCAMBIADOR GLICOL HUMEDO/SECO.	974 MKcal/hr
EA-203	REHERVIDOR DE LA TORRE REGENERADORA.	978 MKcal/hr
EB-200	CONDENSADOR DE LA TORRE REGENERADORA.	72.3 MKcal/hr
EB-201	SERPENTIN DE CALENTAMIENTO DEL GAS DE AGOTAMIENTO.	52.6 MKcal/hr
FA-200	SEPARADOR DE GAS AMARGO A ALTA PRESION.	2591mmDIx4877mmT-T
FA-201	SEPARADOR DE GAS AMARGO SECO A ALTA PRESION.	2591mmDIx4877mmT-T
FA-202	TANQUE SEPARADOR DE HIDROCARBUROS.	1829mmDIx5486mmT-T
FA-203	TANQUE DE BALANCE DE GLICOL.	1067mmDIx4877mmT-T
FA-204	SEPARADOR DE CONDENSADOS DEL GAS DE AGOTAMIENTO.	457mmDIx1829mmT-T
FG-200	FILTRO DE GLICOL HUMEDO.	457mmDEx1524mmT-T
FG-201	FILTRO DE CARBON ACTIVADO.	864mmDEx1372mmT-T
GA-200/R	BOMBA DE GLICOL.	354LPM, $\Delta P=92.4 \text{ Kg/cm}^2$
GA-201/R	BOMBA DE REPOSICION DE GLICOL.	46LPM, $\Delta P=7 \text{ Kg/cm}^2$

#### 4.5.- Descripción del Proceso.

La planta deshidratadora de gas amargo, está constituida por dos secciones que son la de Deshidratación y la de Regeneración del agente desecante.

Sección de Deshidratación. El gas proveniente de la plataforma de compresión a las condiciones de presión y temperatura de 84.4 Kg/cm<sup>2</sup> y 52°C respectivamente, pasa a través del Separador de Gas Amargo FA-200 en donde se eliminan los condensados que lleva, prosiguiendo hacia la Torre Deshidratadora DA-200, en donde se elimina el agua necesaria para obtener un gas con una relación de 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPC, mediante el contacto en contracorriente con el agente desecante (trietilenglicol). El gas deshidratado se dirige al Separador de Gas Amargo Seco FA-201 el cual busca recuperar el glicol que haya sido arrastrado y a la vez evitar que el gas lleve condensados. El flujo gaseoso se precalienta en el Intercambiador de Glicol Seco EA-200, para mandarse a tierra a una temperatura de 55°C.

#### Sección de Regeneración del agente desecante.

El flujo de trietilenglicol rico en agua que sale de la Torre Deshidratadora, va al Intercambiador de Glicol Húmedo/Seco EA-201 en donde se precalienta a una temperatura de -- 77°C con el propósito de evitar problemas por la presencia de compuestos parafínicos que a la vez que están contaminan-

do pueden solidificarse a una temperatura aproximada de -- 66°C. Al flujo de TEG se le disminuye la presión a 5.3 Kg/cm<sup>2</sup>, mediante la válvula de control de nivel de la Torre Deshidratadora para que se separen los gases que están solubilizados en él, nuevamente se precalienta la corriente hasta 82°C en el -- condensador de la Torre Regeneradora EB-200, para posteriormente llegar al Tanque Separador de Hidrocarburos FA-202, en donde el gas que estaba solubilizado y el condensado que se haya formado o arrastrado y que lo contaminan se manden a desfogue. El TEG efluente va al Filtro de Glicol húmedo FG-200, en donde se remueven las partículas sólidas de un tamaño mayor a 10 micrones, después se pasa al Filtro de Carbón Activado FG-201 un 15% del flujo total para eliminar los productos de degradación, los productos de corrosión e hidrocarburos de alto peso molecular. El TEG libre de contaminantes se precalienta en el 2º Intercambiador de Glicol Húmedo/Seco EA-202, saliendo a una temperatura de 154°C para entrar a la Torre Regeneradora de -- Glicol DA-201 en donde se lleva a cabo una destilación binaria entre el agua y el TEG. Además se recibe una ayuda adicional para mejor separación de estos componentes, por medio de gas de agotamiento, que arrastra una cantidad adicional de agua, provocando que el TEG salga más pobre en agua.

El Gas de Agotamiento consiste en gas combustible, que pasa por el Separador de Condensados del Gas de Agotamiento FA-204, para eliminar cualquier condensado que lleve, posteriormente se precalienta en el Serpentin de Calentamiento del Gas de Agotamiento EB-201, de donde sale a una temperatura de

182°C y entra en contacto con el TEG pobre en el Rehervidor de la Torre Regeneradora EA-203. El medio de calentamiento utilizado en este rehervidor es el aceite Dowtherm "G".

El TEG pobre que sale del rehervidor a una temperatura de 193°C, se manda al Tanque de Balance de Glicol FA-203, -- posteriormente se envia al 2º Intercambiador EA-202 en donde se enfria a 121°C para llegar a la Bomba de Glicol Húmedo -- GA-200/R que proporciona una presión de descarga de - - - - 85.8Kg/cm<sup>2</sup>, el TEG sufre nuevamente otras dos etapas de enfriamiento en la 1ª Etapa, pasa al Intercambiador EA-201 en donde su temperatura de salida es de 96°C, la Segunda Etapa, es en el EA-200 en donde sale a una temperatura de 57°C antes de llegar a la Torre Deshidratadora DA-200.

#### 4.6.- Información Complementaria.

Con la información del balance de Materia y Energía sobre las condiciones normales de operación no es lo idóneo para diseñar apropiadamente los equipos, líneas e instrumentos de una planta. Por consiguiente, es indispensable realizar un análisis detallado del comportamiento de la planta a condiciones -- distintas de operación para precisar las condiciones de diseño de cada uno de los equipos, de las líneas y válvulas de proceso. Esta información generada, será transmitida a otros especialistas para delinear adecuadamente cada equipo, línea, válvula o instrumento, sin que les sea necesario analizar distintas posibilidades de diseño<sup>(8)</sup>.

Consecuentemente debe generarse el documento de Datos de Proceso para Diseño de Tuberías y Especificaciones de Instrumentos, en donde se indican las condiciones de diseño de cada línea de interconexión de equipos o elementos de proceso; la información que presenta son valores mínimos, normales y máximos de operación para flujo, temperatura y presión. La información se deriva de un estudio detallado del comportamiento del proceso operando con diferentes cargas, operando a las capacidades máxima y mínima especificadas o en caso de falla de un equipo o de una sección y de paro ordenado por falla de un servicio auxiliar.

#### 4.7.- Dimensionamiento de los Equipos de Proceso.

Los criterios de diseño de los equipos persiguen la finalidad de establecer los lineamientos principales que darán la base al diseñador, para la especificación, diseño, compra y operación de los mismos.

La información contenida en los criterios de diseño de los equipos se complementa con la que nos proporcionan las Bases de Diseño, Diagrama de Flujo de Proceso, Balances de Materia y Energía e Información Complementaria, para preparar las Hojas de Datos y especificaciones de los equipos de proceso.

Los equipos que se dimensionarán serán:

Separador de Gas Amargo a Alta Presión FA-200 y el FA-201.

Tanque Separador de Hidrocarburos, FA-202.

Tanque de Balance de Glicol, FA-203.

Separador de Condensados del Gas de Agotamiento, FA-204.

Torre Deshidratadora de Gas Amargo, DA-200.

Torre Regeneradora de Glicol, DA-201.

DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO DE TUBERIAS Y ESPECIFICACIONES DE INSTRUMENTOS

NUMERO DE CORRIENTE	SERVICIO	FASE	FLUJO kg/hr			PRESION kg/cm <sup>2</sup>			TEMPERATURA °C		
			MAX.	NOR.	MIN.	MAX.	NOR.	MIN.	MAX.	NOR.	MIN.
1	GAS DE COMPRESION A FA-200	V	40734	369661	320373	84.4	84.4	82.2	52	52	52
2	GAS SECO DE EA-200 A TIERRA	V	410027	369024	319821	83	82.2	80.9	55	55	52
3	GAS DE FA-202 A DESFOGUE	V	126	113	98	4.9	4.9	4.9	82	82	57
4	AGUA, GLICOL, GAS A LA ATM (1)	V	1399	1259	1091	ATM	ATM	ATM	100	100	100
5	GAS DE AGOTAMIENTO A FA-204	V	810	728	631	14.8	14.8	14.8	62	62	62
6	GLICOL DE REPOSICION DE GA-201/R A FA-202(2)	L	8	7	6	5	5	5	38	25	20
7	GLICOL RICO DE EB-200 A FA-202	L/V	21690	19521	16918	4.9	4.9	4.9	82	82	57
8	GLICOL RICO DE DA-200 A EA-201	L	21690	19521	16918	84.3	84.3	82.2	52	52	52
9	CONDENSADO DE FA-200 A DESFOGUE (3)	L	—	—	—	4.9	4.9	4.9	82	82	57
10	GLICOL RICO DE FA-202 A VALV. LC	L	21572	19415	16826	4.9	4.9	4.9	82	82	57
11	GLICOL RICO DE EA-202 A DA-201	L	21572	19415	16826	0.7	0.4	0.4	154	154	82
12	GAS SECO DE DA-200 A FA-201	V	410027	369024	319821	84.3	84.3	84	53	53	52
13	GLICOL POBRE DE FA-203 A EA-202	L	20983	18884	16366	0.7	0.7	0.7	201	193	193
14	GLICOL POBRE DE EA-202 A GA-200/R	L	20983	18884	16366	0.5	0.5	0.4	193	121	121
15	GLICOL POBRE DE GA-200/R A EA-201	L	20983	18884	16366	85.8	85.8	85.8	193	121	121
16	GLICOL POBRE DE EA-201 A EA-200	L	20983	18884	16366	85.4	85	85	121	96	96
17	GLICOL POBRE DE EA-200 A DA-200(4)	L	20983	18884	16366	84.7	84.5	84.4	96	57	57
18	GLICOL RICO DE EA-201 A VALV. LC	L	21690	19521	16918	84	83.6	83.6	77	77	52
19	GAS DE AGOT. DE EB-201 A EA-203	V	810	728	631	0.7	0.7	0.7	182	182	182
20	GLICOL RICO DE VALV. LC A EB-200	L/V	21690	19521	16918	5.3	5.3	5.3	77	77	52

**NOTAS:**  
 1.- EL FLUJO INCLUYE AL GAS DE AGOTAMIENTO, EN ESTE CASO DEBERA ENVIARSE A DESFOGUE; POR EL CONTARIO, SI NO CONTIENE DICHO GAS, ESTA CORRIENTE SE ENVIARA A LA ATMOSFERA.  
 2.- FLUJO INTERMITENTE, EL GLICOL DE REPOSICION SE ALIMENTARA CADA 4 DIAS DURANTE 15 MINUTOS.  
 3.- NORMALMENTE SIN FLUJO.  
 4.- SE RECOMIENDA NO OPERAR A LA TEMPERATURA MAXIMA POR LA BAJA EFICIENCIA EN DESHIDRATACION Y GRANDES PERDIDAS DEL AGENTE DESECANTE.

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

#### 4.7.1.- Separador de Gas Amargo a Alta Presión, FA-200.

Mejor conocido como Agotador (Scrubber), es un separador que se diseña para manejar flujos con una relación de gas a líquido muy elevada.

El Agotador sirve para remover pequeñas partículas de líquido de una corriente gaseosa. Su instalación es necesaria antes de la unidad deshidratadora para una operación más eficiente de ésta.

En el diseño del Separador de Gas Amargo Seco a Alta Presión, FA-201; se está considerando que se dimensionará en la misma forma que el Separador FA-200, debido a que, además de tener la misma función, maneja un flujo de gas muy cercano al de la operación del primero.

La función del FA-201, consiste en recuperar la mayor parte del glicol arrastrado por la corriente gaseosa y mandarlo al FA-202, de esa manera se disminuyen las pérdidas del agente desecante.

##### - Condiciones de la alimentación al FA-200.

Flujo de gas de diseño ( $Q_g$ ) = 300 MMPCSD.

Densidad del gas @ P y T = 7.39 lb/pie<sup>3</sup>

Presión de operación ( $P_{op.}$ ) = 1214.7 psia

Temperatura de operación ( $T_{op.}$ ) = 585°R

Peso molecular (PM) = 26.3

- Para calcular el área del Agotador se utiliza la siguiente ecuación<sup>(25)</sup>:

$$A = \frac{Q_g}{3,627,100} \left( \frac{T_{op.}(Sp.gr.)}{P_{op.}} \right)^{1/2}$$

A = Area de la sección transversal, pie<sup>2</sup>

Sp.gr. = Gravedad específica del gas,

$$A = \frac{300 \times 10^6}{3,627,100} \left( \frac{585 (26.3/29)}{1214.7} \right)^{1/2} = 54.6 \text{ pie}^2 = 55 \text{ pie}^2$$

- Diámetro interno del Agotador (ID).

$$ID = \left( \frac{A}{0.785} \right)^{0.5} = \left( \frac{55}{0.785} \right)^{0.5} = 8.37 \text{ pies} = 8.5 \text{ pies}$$

- Cálculo de la altura del Agotador.

El primer paso es la determinación del factor de compresibilidad para posteriormente calcular el flujo real del gas.

El gas natural que contiene H<sub>2</sub>S y/o CO<sub>2</sub> exhibe diferente comportamiento de factor de compresibilidad que el gas dulce.

Siguiendo el método de cálculo de Wichert y Aziz<sup>(12)</sup>.

$$Z @ T = 585^\circ R \text{ y } P = 1214.7 \text{ psia}$$

Componente	Fracc.mol	Tc(°R)	Pc(psia)	Tc" Fracc. molxTc	Pc" Fracc. molxPc
H <sub>2</sub> O	0.00219	1165.6	3208	2.55	7.03
H <sub>2</sub> S	0.02874	672.7	1306	19.33	37.53
CO <sub>2</sub>	0.04822	547.9	1071	26.42	51.64
N <sub>2</sub>	0.01915	227.6	493	4.36	9.44
CH <sub>4</sub>	0.57646	343.4	667.8	197.96	384.96
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.15697	550.1	708	86.35	111.13
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.10365	666	616	69.03	63.85
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.01219	735	529	8.96	6.45
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.03427	765.6	551	26.24	18.88
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.00597	829.1	490	4.95	2.93
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.00532	845.7	489	4.5	2.6
nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (+)	0.00687	913.7	437	6.28	3.0

$$\Sigma Tc'' = 456.93 ; \Sigma Pc'' = 699.44$$

donde:  $\Sigma Tc''$  = Temperatura seudocrítica (sumatoria),

$\Sigma Pc''$  = Presión seudocrítica (sumatoria).

Factores de corrección para ajustar la temperatura y presión seudocríticas del gas amargo<sup>(12)</sup>:

$$Tc^\circ = \Sigma Tc'' - E \qquad Pc^\circ = \frac{\Sigma Pc'' (Tc^\circ)}{\Sigma Tc'' + B(1-B)E}$$

donde:  $Tc^\circ$  = Temperatura seudocrítica ajustada por composición de gas ácido.

$Pc^\circ$  = Presión seudocrítica ajustada por composición de gas ácido.

E = Factor de ajuste de temperatura seudocrítica.

B = Fracción mol del  $H_2S$  en la corriente de gas amargo.

con

$$H_2S = 2.87 = 3\% \text{ mol}$$

$$CO_2 = 4.8 = 5\% \text{ mol}$$

$$E = 13^\circ F \text{ (Ref. 12, pag.16-16)}$$

$$Tc^\circ = 456.93 - 13 = 443.93^\circ R$$

$$Pc^\circ = \frac{699.44 (443.93)}{456.93 + 0.03(1 - 0.03)13} = 678.98 \text{ psia}$$

- Cálculo de temperatura y presión reducidas.

$$Tr = \frac{T_{op.}}{Tc^\circ} = \frac{585^\circ R}{443.93^\circ R} = 1.318$$

$$Pr = \frac{P_{op.}}{Pc^\circ} = \frac{1214.7 \text{ psia}}{678.98 \text{ psia}} = 1.79$$

$$\therefore Z = 0.72 \text{ (Ref. 12, pag.16-8)}$$

- Flujo volumétrico de gas.

$$Q_v = \left(\frac{14.7}{520}\right) \left(\frac{T_{op.}}{P_{op.}}\right) PCSS (Z)$$

donde:  $Q_v = \text{pies}^3/\text{seg}$  ;  $Z = \text{factor de compresibilidad}$

PCSS = pies cúbicos standard por segundo de gas al FA-200.

$$Q_v = \frac{14.7}{520} \left( \frac{585}{1214.7} \right) 300 \times 10^6 \left( \frac{1}{24} \right) \left( \frac{1}{3600} \right) (0.72)$$

$$Q_v = 34.0362 \text{ pies}^3/\text{seg}$$

- Flujo másico (W)

$$W = S_g (3600) Q_v ; \text{ donde: } S_g = \text{densidad} = 7.39 \text{ lb/pie}^3 \text{ del gas}$$

$$W = 905499.06 \text{ lb/hr}$$

- Determinación del diámetro de la boquilla de alimentación del Agotador, es el siguiente paso para establecer la altura del mismo.

Criterio de Diseño:

Velocidad en líneas a separadores con malla<sup>(8)</sup>:

$$v = 40/S_m^{0.5} ; v = \text{pies/seg}$$

$$S_m = \text{densidad de mezcla liq-gas, lb/pie}^3 = \frac{W_l + W}{\frac{W_l}{S_l} + \frac{W}{S_g}}$$

donde:  $W_l = \text{fujo líquido, lb/hr}$

$$S_l = \text{densidad del líquido, lb/pie}^3$$

Tomando la densidad del gas como la de mezcla.

$$v = 14.7 \text{ pie/seg} = 882 \text{ pie/min} = 0.88 \text{ Mpies/min}$$

Siguiendo el procedimiento de la Ref. 7 en la pagina 3-17

con  $W = 905499.06 \text{ lb/hr} = 905.499 \text{ Mlb/hr}$  un punto  
 $S_g = 7.39 \text{ lb/hr}$  "I"

con "I"  
 $v = 0.88 \text{ Mpies/min}$   $\therefore d_{\text{int. (diámetro)}} = 10.8 \text{ pulgadas}$

Por consiguiente, el diámetro interno de boquilla elegido será mayor a 10.8 pulgadas.

Como la línea de entrada al Agotador trabaja a una presión de 1200 psig, la cédula recomendada es, C-160 (Ref. 19, pag.50) con diámetro nominal de 16 pulgadas (diámetro interno = 12.8 -- pulgadas).

Es necesario que el separador lleve una malla eliminadora de niebla, que no permita que las gotitas de líquido formado o atrapado en el gas pasen con éste a través del separador.

De Ref. 19, para alta eficiencia de separación el espesor de malla (m) recomendada será de 6 pulgadas, ubicada a una distancia de 1 pie de la tangente superior del separador.

El espacio para vapor entre la boquilla de alimentación y la malla, esta dado por la siguiente ecuación<sup>(8)</sup>:

$$H_v = 0.2D + 3 \text{ pies} + \emptyset/2$$

donde: D = diámetro del separador, pies.

$\emptyset$  = diámetro de la boquilla de alimentación, pies.

$$H_v = 6 \text{ pies}$$

La distancia entre la boquilla de alimentación y el nivel máximo de líquido, esta dada por la siguiente ecuación<sup>(8)</sup>:

$$H_b = 0.2D + 0.5 \text{ pies} + \emptyset/2$$

$$H_b = 4 \text{ pies}$$

La altura de nivel mínimo de líquido ( $H_{min}$ ), en el Agotador se fijará en 6 pulgadas como criterio de diseño.

La altura que existe entre el nivel máximo de líquido y el nivel mínimo es función del tiempo de residencia fijado, para la buena operación del Agotador y la expresión que nos da la al

tura existente entre esos niveles, es la siguiente:

$$H_r = \frac{Q_1 \theta}{A}$$

donde:  $H_r$  = distancia entre el nivel máximo y mínimo de líquido en pies.

$Q_1$  = flujo de líquido, pies<sup>3</sup>/min.

$\theta$  = tiempo de residencia, minutos.

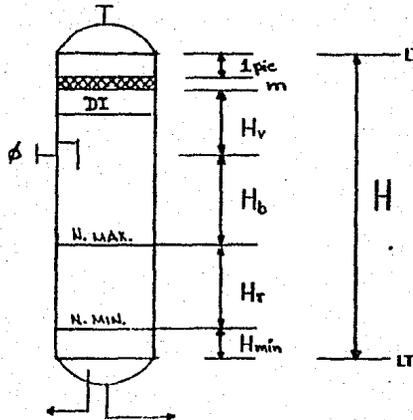
$A$  = área de la sección transversal del separador, pies<sup>2</sup>

Debido a que no se cuenta con la información para conocer el flujo de líquido arrastrado por la corriente gaseosa, la altura entre los niveles se determinará en base a la relación  $H/D$  (altura/diámetro), fijada como criterio de diseño, en este caso se establece una relación aproximada de dos.

Fijando un  $H_r = 4$  pies, la altura total del Agotador será:

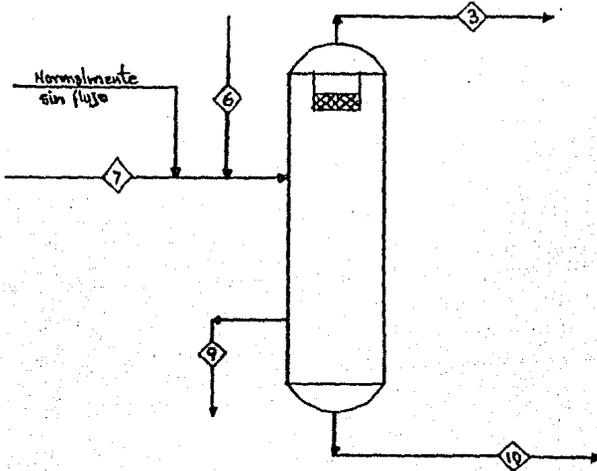
$$H = 1 \text{ pie} + m + H_v + H_b + H_r + H_{\text{mín}} = 16 \text{ pies}$$

$$\therefore H/D = 16/8.5 = 1.88 = 2$$



4.7.2.- Tanque Separador de Hidrocarburos, FA-202.

Su función consiste en eliminar el gas que esta solubilizado en la corriente de glicol a un nivel muy bajo y para separar el hidrocarburo líquido que está contaminándolo.



Características de las corrientes.

10	9 y 6	3
$W_1 = 47558 \text{ lb/hr}$ diseño	Normalmente sin flujo	$W_g = 277 \text{ lb/hr}$ diseño
$S_1 = 67.1424 \text{ lb/pie}^3$		$S_g = 0.3244 \text{ lb/pie}^3$

Criterios de diseño:

Tiempo de residencia = 20 minutos (27)

Relación H/D = 2 a 3

Determinación de los flujos:

$$Q_g = \frac{W_g}{S_g(60)} = 14.23 \text{ pies}^3/\text{min}$$

$$Q_1 = \frac{W_1}{S_1(60)} = 11.8 \text{ pies}^3/\text{min}$$

Cálculo del diámetro en función de la velocidad del gas

$$v \text{ (pies/seg)} = 0.35 \left( \frac{S_l - S_g}{S_g} \right)^{0.5}$$

$$v = 5.023 \text{ pies/seg}$$

$$D \text{ (pies)} = \left( \frac{Q_g}{0.785 v (60)} \right)^{0.5}$$

$$D = 0.245 \text{ pies} = 2.94 \text{ pulgadas} = 3 \text{ pulgadas}$$

Este diámetro es demasiado pequeño, resulta absurdo porque nos daría una altura de líquido demasiado grande.

Suponiendo un diámetro de 6 pies

$$A = \frac{D^2 \pi}{4} = (6)^2 (0.785) = 28.26 \text{ pies}^2$$

Volumen que se almacena con un tiempo de residencia de 20 minutos:

$$V = Q_1 \theta = (11.8 \text{ pies}^3/\text{min})(20 \text{ min}) = 236 \text{ pies}^3$$

La altura del líquido será:

$$H_l = \frac{V}{A} = \frac{236 \text{ pies}^3}{28.26 \text{ pies}^2} = 8.35 \text{ pies} = 8.5 \text{ pies}$$

Area requerida para la separación del gas de la fase líquida:

$$A = \frac{Q_g}{60(v)} = \frac{14.23}{60(5.023)} = 0.047 \text{ pies}^2$$

Cálculo del diámetro de la boquilla de alimentación.

La velocidad en la boquilla debe ser menor a la de erosión.

$$v_e = \text{vel. de erosión, pies/seg} = 160 / (S_m)^{0.5}$$

$$S_m = \text{densidad de mezcla liq-gas, lb/pie}^3 = \frac{W_l + W_g}{S_l + S_g}$$

$$S_m = 30.62 \text{ lb/pie}^3$$

$$v_e = 28.9 \text{ pies/seg}$$

$$\phi_{\min} = \text{diámetro mínimo de boquilla} = \left( \frac{Q_t}{0.785(60)v_e} \right)^{0.5} \text{ en pies.}$$

$$Q_t = Q_l + Q_g = 26.03 \text{ pies}^3/\text{min}$$

$$\phi_{\min} = 0.1383 \text{ pies} = 1.65 \text{ pulgadas}$$

El diámetro mínimo obtenido sirve de base para calcular el más conveniente, la primera suposición será con un diámetro de 3 pulgadas.

Se calcularán dos parámetros  $B_x$  y  $B_y$  los cuales nos dirán bajo que patrón de flujo se está trabajando con el diámetro propuesto (patrón de flujo recomendado anular o burbuja<sup>(16)</sup>).

$$B_x = 531(W_l/W_g) \left( \frac{(S_l \times S_g)^{0.5}}{(S_l)^{0.67}} \right) \left( \frac{(\mu_l)^{0.33}}{\sigma_l} \right)$$

$\mu_l$  = viscosidad del líquido, cp.

$\sigma_l$  = tensión superficial del líquido, dinas/cm.

En la Ref. 11:  $\mu_l @ 180^\circ\text{F}$ , 96.7% TEG = 5 cp

Para calcular  $\sigma_l$  a las mismas condiciones, utilizamos la siguiente ecuación<sup>(21)</sup>:

$$\frac{\sigma_2}{\sigma_1} = \left( \frac{T_c - T_2}{T_c - T_1} \right)^{1.2}$$

$\sigma_2$  = Tensión superficial a  $180^\circ\text{F}$  ( $640^\circ\text{R}$ ) =  $\sigma_l$

$\sigma_1$  = Tensión superficial a  $77^\circ\text{F}$  ( $537^\circ\text{R}$ ) = 45 dinas/cm  
(Tabla 1)

$T_c$  = Temperatura crítica del TEG<sup>(10)</sup> =  $437^\circ\text{C}$  =  $1278.6^\circ\text{R}$

$T_2 = 180^\circ\text{F} = 640^\circ\text{R}$  ;  $T_1 = 77^\circ\text{F} = 537^\circ\text{R}$

$$\sigma_2 = 45 \left( \frac{1278.6 - 640}{1278.6 - 537} \right)^{1.2} = 37.6 \text{ dinas/cm}$$

Sustituyendo los valores anteriores, obtenemos  $B_x = 1155$

$$B_y = 2.16 \left( \frac{W_g}{A(S_1 \times S_g)^{0.5}} \right)$$

donde: A = área de la boquilla, pies<sup>2</sup>

$$B_y = 2613$$

De la Ref. 16 en la pag.105, con los valores de  $B_x$  y  $B_y$  vemos que estamos bajo un patrón de flujo de burbuja, por lo tanto el diámetro supuesto es aceptable.

Siguiendo el mismo método de cálculo que en el FA-201, para la determinación de la altura del Tanque Separador, tenemos:

El equipo tendrá una malla eliminadora de niebla, para evitar el arrastre de líquido a través del separador.

El espesor de malla recomendado es de 6 pulgadas y se colocará a una distancia de 1 pie de la tangente superior del separador.

El espacio para vapor entre la boquilla de alimentación y la malla, se determina por la siguiente ecuación:

$$H_v = 0.2D + 3 \text{ pies} + \emptyset/2$$

$$H_v = 0.2(6) + 3 + 3/2 \times 12 = 4.3 \text{ pies} = 4.5 \text{ pies}$$

La distancia entre la boquilla de alimentación y el nivel máximo de líquido, esta dada por la siguiente ecuación:

$$H_b = 0.2D + 0.5 \text{ pies} + \emptyset/2$$

$$H_b = 0.2(6) + 0.5 + 3/2 \times 12 = 1.8 \text{ pies} = 2 \text{ pies}$$

La altura de nivel mínimo de líquido ( $H_{\min}$ ) se fijará en 6 pulgadas como criterio de diseño.

La altura total del separador será:

$$H = 1 \text{ pie} + 0.5 \text{ pies} + H_l + H_v + H_b + H_{\min} = 17 \text{ pies}$$

Es conveniente tener el Tanque a una altura de 18 pies, debido a que es más económico. Además si le agregamos 1 pie a

la altura de líquido, aumentamos el tiempo de residencia, asegurándose la buena separación de las fases líquidas (hidrocarburo-glicol).

$$\text{La relación H/D final será} = \frac{18 \text{ pies}}{6 \text{ pies}} = 3$$

#### 4.7.3.- Tanque de Balance de Glicol, FA-203

Su función consiste en recibir el glicol pobre del sistema de regeneración para mandarlo a la sección de deshidratación.

El Tanque absorbe las pequeñas fluctuaciones en los cambios de capacidad de la planta por alteraciones en las condiciones operacionales. Para esto, el tiempo de residencia de diseño del Tanque, puede ser de 5 minutos a 1 hora, generalmente se diseñan de 10 a 20 minutos (8).

Condiciones de diseño:

$$W_1 = 46258 \text{ lb/hr}$$

$$S_1 = 61.776 \text{ lb/pie}^3$$

Determinación del flujo:

$$Q_1 = \frac{W_1}{S_1(60)} = 12.48 \text{ pies}^3/\text{min}$$

Criterios de diseño:

$$\text{Tiempo de residencia } (\theta) = 10 \text{ minutos}$$

$$\text{Relación longitud/diámetro (L/D)} = 4 \text{ a } 5$$

Cálculo del volumen:

$$V = Q_1(\theta) = 12.48(10) = 124.8 \text{ pies}^3$$

Fijando el diámetro,  $D = 3.5 \text{ pies}$ . Area total,  $A_t$

$$A_t = 0.785D^2 = 9.61625 \text{ pies}^2$$

La altura de nivel mínimo de líquido ( $H_{l\text{mín}}$ ), en el Tanque se fijará en 6 pulgadas como criterio de diseño.

$$\frac{H_{l\text{mín}}}{D} = \frac{0.5 \text{ pies}}{3.5 \text{ pies}} = 0.1428 \quad \therefore \text{Area ocupada por el}$$

nivel mínimo ( $A_{l\text{mín}}$ ) será<sup>(13)</sup>:  $\frac{A_{l\text{mín}}}{A_t} = 0.0876$

$$A_{l\text{mín}} = 0.842383 \text{ pies}^2$$

Dando un espacio para el vapor ( $H_v$ ) de 0.5 pies, el área ocupada de líquido ( $A_l$ ) será:

$$A_l = A_t - A_{l\text{mín}} - A_v \quad ; \quad A_v = A_{l\text{mín}}$$

Donde:  $A_v$  = área ocupada por el vapor,  $\text{pies}^2$ .

$$\therefore A_l = 7.931 \text{ pies}^2$$

Cálculo de la longitud del Tanque:

$$L = \frac{V}{A_l} = \frac{124.8 \text{ pies}^3}{7.931 \text{ pies}^2} = 15.73 \text{ pies} = 16 \text{ pies}$$

$$L/D = 16 \text{ pies}/3.5 \text{ pies} = 4.5$$

#### 4.7.4.- Separador de Condensados del Gas de Agotamiento, FA-204

Su función consiste en evitar que el gas de agotamiento -- arrastre condensados, que contaminarían al glicol pobre, que sale de la sección de regeneración.

$$\text{Flujo de diseño} = 466.55 \text{ pies}^3 \frac{\text{std}}{\text{min}} = 671832 \text{ pies}^3 \frac{\text{std}}{\text{día}}$$

$$\text{Temperatura de operación, } T_{op} = 144^\circ\text{F} = 604^\circ\text{R}$$

$$\text{Presión de operación, } P_{op} = 210 \text{ psig} = 224.7 \text{ psia}$$

$$\text{Gravedad específica del gas, Sp.gr.} = 0.8345$$

El área del separador se determinará de la siguiente ecuación (25):

$$A \text{ (pies}^2\text{)} = \frac{\text{PCSD}}{3,627,100} \left( \frac{T_{\text{op}}(\text{Sp. gr.})}{P_{\text{op}}} \right)^{0.5}$$

Donde: PCSD = pies<sup>3</sup>  $\frac{\text{std}}{\text{día}}$

$$A = \frac{671832}{3,627,100} \left( \frac{604(0.8345)}{224.7} \right)^{0.5} = 0.28 \text{ pies}^2$$

$$\therefore D \text{ (pies)} = \left( \frac{A}{0.785} \right)^{0.5} = 0.597 \text{ pies} = 1 \text{ pie}$$

Para la determinación de la altura del separador se hará uso de la relación longitud/diámetro (L/D), fijada para el diseño, la sugerida en función de la presión a la que se trabaja (8) el separador, será: L/D = 4

Por consiguiente, la longitud o altura (L) = 4 pies

#### 4.7.5.- Torre Deshidratadora de Gas Amargo, DA-200.

Condiciones de diseño:

$Q_v$  = flujo de alimentación = 34.0362 pies<sup>3</sup>/seg

$P_d$  = presión de diseño = 1320 psig

$T_d$  = temperatura de diseño = 175°F

$P_{\text{op}}$  = presión de operación = 1200 psig

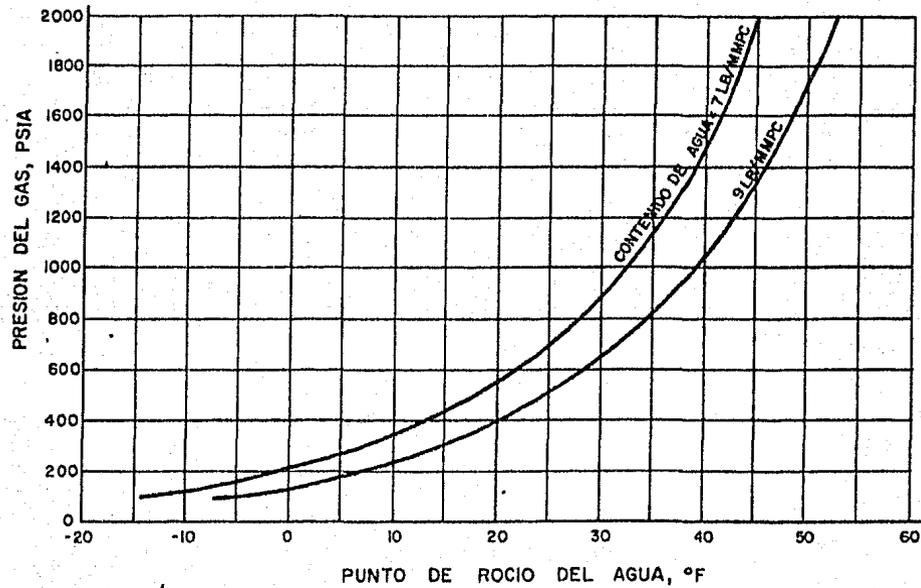
$T_{\text{op}}$  = temperatura de operación = 125°F

Relación de agua de entrada por MMPC = 108 lb H<sub>2</sub>O/MMPC

Relación de agua de salida por MMPC = 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPC

Determinación del punto de rocío para obtener una relación de 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPC @ P = 1200 psig  $\therefore T = 36^\circ\text{F}$  (Fig. 7)

TEMPERATURA DE PUNTO DE ROCIO DEL AGUA CONTRA PRESION DEL GAS.<sup>(28)</sup>



UNAM FES-CUAUTILAN  
FIG. 7  
TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

Análisis de la concentración de TEG a la entrada de la Torre Deshidratadora para obtener un gas seco con una relación de 7 lb H<sub>2</sub>O/MMPC.

Con temperatura de rocío de 36°F y temperatura de contacto de 125°F de la Fig. 5, obtenemos una concentración de TEG de entrada de 98.3%. Esto será conseguido si el glicol y el gas a -- deshidratar alcanzan el equilibrio. Teniendo presente el criterio de que la temperatura de punto de rocío es 10-15°F mayor -- que el valor de equilibrio, entonces, el punto de rocío con el cual se debe determinar la concentración de TEG de entrada a la Torre será, 36°F - 15°F = 21°F y con la temperatura de contacto de 125°F, la concentración de TEG es 98.8% (Fig.5).

Finalmente los criterios que se tomarán para el diseño y -- la buena operación de la Torre Deshidratadora, son los siguientes:

- 1.- La relación de circulación glicol/agua será de 4 galones de TEG/lb de H<sub>2</sub>O absorbida.
- 2.- Concentración de TEG alimentado será mayor a 98.8%, determinandose que sea 99.5%.
- 3.- Se usarán como platos contactores los de válvula (porque tiene mayores ventajas en su operación y es más -- eficiente que los platos perforados y con borboteadores (27)) tipo Glitch.

La depresión de punto de rocío es:

	Temperatura de punto de rocío	Relación lb H <sub>2</sub> O/MMPC
Entrada	125°F	108
Salida	<u>36°F</u>	7
Depresión de punto de rocío	89°F	

**Determinación del número de platos requeridos en la Torre Deshidratadora.**

Para conocer el número de platos teóricos y a su vez el número real en la Torre Deshidratadora, es necesario construir un diagrama modificado de McCabe-Thiele procediendo de la siguiente manera:

De la Fig. 5 con temperatura de contacto constante e igual a 125°F, obtenemos.

% TEG	Temperatura de equilibrio de punto de rocío (°F)
99.5	0
99.25	9
99.0	17
98.5	28
98.0	37
97.0	50
96.0	59
95.0	68

De la Fig. 2 con las temperaturas de rocío obtenidas y con una presión constante de 1200 psig, determinamos el contenido de agua.

Temperatura de punto de rocío (°F)	Contenido de agua en el gas, lb H <sub>2</sub> O/MMPC
0	1.7
9	2.4
17	3.4
28	5.2
37	7.1
50	11.8

59	17.0
68	21.0

Se relacionan los datos de lb H<sub>2</sub>O/MMPC con %TEG, con los que se construira la línea de equilibrio.

lb H <sub>2</sub> O/MMPC	% TEG
1.7	99.5
2.4	99.25
3.4	99.0
5.2	98.5
7.1	98.0
11.8	97.0
17.0	96.0
21.0	95.0

Para la determinación de los puntos que darán origen a la línea de operación, se procede de la siguiente forma:

Cálculo de la fracción en peso de TEG a la salida de la Torre Deshidratadora. Para determinar la fracción en peso de -- TEG, nos basamos en las siguientes ecuaciones<sup>(27)</sup>:

$$S_i = \text{Sp.gr.} (8.34) \quad \text{TEG rico} = \frac{(\text{TEG pobre})(S_i)}{S_i + 1/L_w}$$

donde:  $S_i$  = densidad de TEG pobre, lb/gal.

TEG rico = fracción en peso de TEG del deshidratador.

TEG pobre = fracción en peso de TEG al deshidratador.

$L_w$  = relación de circulación glicol/agua  
(galones de TEG/lb H<sub>2</sub>O).

Datos:

Densidad del TEG pobre a 135°F<sup>(10)</sup> = 1.098

$$S_i = 1.098(8.34) = 9.16 \text{ lb/gal}$$

$$\text{TEG rico} = \frac{(0.995)(9.16)}{9.16 + 1/4} = 0.968$$

Puntos de la línea de operación son:

En el fondo de la Torre	108 lb H <sub>2</sub> O/MMPC 96.8% TEG
En el domo de la Torre	7 lb H <sub>2</sub> O/MMPC 99.5% TEG

De la observación de la Grafica #1, se tiene que:

$$\text{Platos teoricos} = 1.565$$

Si la eficiencia del plato recomendada<sup>(27)</sup> es de 33%, entonces:  
 Platos reales =  $\frac{1.565}{0.33} = 4.74 = 5$

Se estima un total de 6 platos<sup>(18)</sup>, para tener mayor flexibilidad en la operación de la Torre y conseguir las condiciones deseadas en el proceso y poder prever para el empleo del agente desecante DEG, en caso de emergencia cuando no se disponga de TEG en el mercado.

Determinación del diámetro de la Torre Deshidratadora.

Se calcula a partir de la siguiente ecuación<sup>(28)</sup>:

$$W_v = C(S_g(S_l - S_g))^{0.5}$$

$W_v$  = velocidad masica máxima permisible (lb/hr pie<sup>2</sup>).

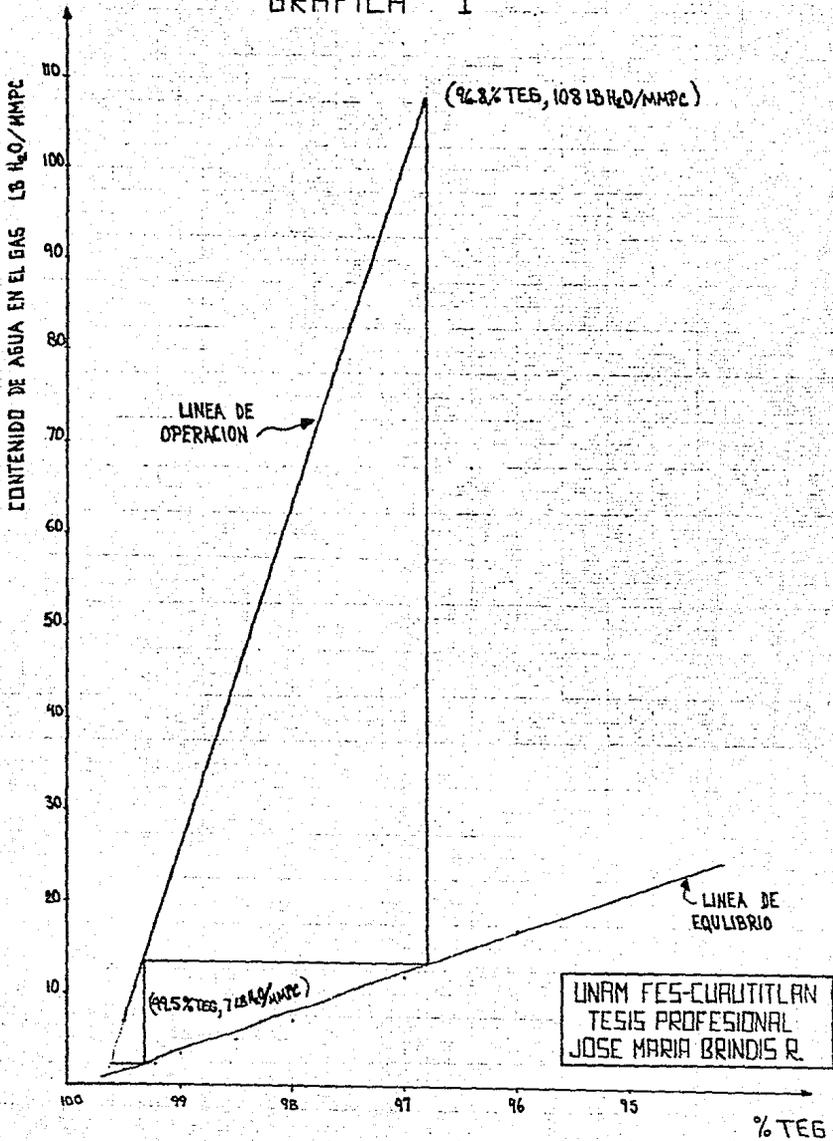
$S_l$  = densidad del líquido (lb/pie<sup>3</sup>).

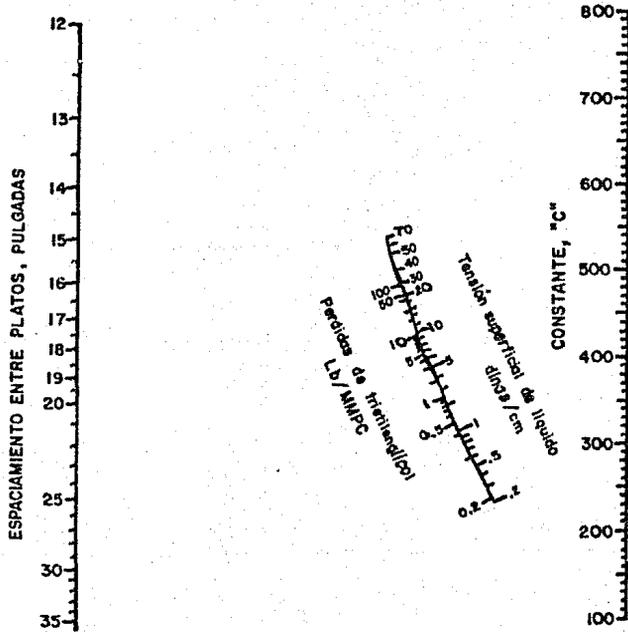
$S_g$  = densidad del gas (lb/pie<sup>3</sup>).

C = constante (Fig.8)

con  $\% \text{ TEG}_{\text{promedio}} = \frac{99.5 + 96.8}{2} = 98.15 \therefore S_l(10) = 68.58$   
 $\bar{T} = 125 + 135/2 = 130^\circ\text{F}$

GRAFICA 1





DETERMINACION DE LA CONSTANTE "c" PARA CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE DESHIDRATADORA. (28)

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 FIG. 8  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

con  $P = 1200$  psig  $\therefore S_g = 7.39$  lb/pie<sup>3</sup>  
 $T = 125^\circ\text{F}$

De la Fig. 8, con espaciamento entre platos de 24 pulgadas y considerando pérdidas de TEG de 1 lb/MMPC<sup>(28)</sup>, se tiene que  $C = 405$ , no olvidando que ese valor es aplicable, siempre y cuando la Torre Deshidratadora tenga malla eliminadora de niebla en la parte superior de la misma.

$$W_v = 405(7.39(68.58 - 7.39))^{0.5} = 8612.27 \text{ lb/hr pie}^2$$

El área transversal (A) de la Torre es la siguiente:

$$A = \frac{W}{W_v}$$

donde:  $W =$  flujo de gas amargo húmedo de FA-200.

$$A = \frac{905499.06 \text{ lb/hr}}{8612.27 \text{ lb/hr pie}^2} = 105.14 \text{ pie}^2$$

$$D = (A/0.785)^{0.5} = (105.14/0.785)^{0.5} = 11.5 \text{ pie}^2$$

Se utilizará el método del fabricante de platos tipo válvula Glitsch<sup>(13)</sup>, para verificar el diámetro obtenido, cuidando que el por ciento de inundación sea menor del 65%, ya que el fluido manejado es espumante.

Se propone platos de 2 pasos<sup>(8)</sup> y espaciamento entre ellos (TS) de 24 pulgadas.

En base a un análisis del plato más crítico, en donde se maneja mayor flujo vapor y líquido, se llega a la conclusión que es el plato del fondo de la Torre.

Condiciones de diseño:

$$Q_v = \text{flujo de gas} = 34.0362 \text{ pies}^3/\text{seg}$$

$$S_g = \text{densidad del gas} = 7.39 \text{ lb/pie}^3$$

$Q_1$  = flujo de líquido (TEG) = 86.89 gal/min = 87 gal/min

$S_1$  = densidad del líquido = 68.64 lb/pie<sup>3</sup> 125°F y 96.8%TEG

1.- Cálculo de la carga de vapor ( $V_{load}$ ).

$$V_{load} = Q_v(S_g/S_1 - S_g)^{0.5}$$

$$V_{load} = 34.0362 \left( \frac{7.39}{68.64 - 7.39} \right)^{0.5} = 11.823 \text{ pies}^3/\text{seg}$$

2.- Cálculo de la velocidad de diseño en el bajante  $VD_{dsg}$ .

Se recomienda elegir el valor menor de las siguientes expresiones:

a)  $VD_{dsg} = 250 \times FS$  ;  $FS = \text{Factor del Sistema}^{(13)} = 0.73$

$$VD_{dsg} = 182.5 \text{ gal/min pie}^2$$

b)  $VD_{dsg} = 41(S_1 - S_g)^{0.5} (FS)$

$$VD_{dsg} = 234.2 \text{ gal/min pie}^2$$

c)  $VD_{dsg} = 7.5(TS)^{0.5}(S_1 - S_g)^{0.5}(FS)$

$$VD_{dsg} = 209.9 \text{ gal/min pie}^2$$

3.- Cálculo del factor de capacidad del vapor (CAF).

$$CAF = CAF_o(FS')$$

$CAF_o$  = factor de capacidad de vapor sin corregir por espumado.

$FS'$  = factor del sistema para corregir por espumado.

$$CAF_o^{(13)} = 0.315 \quad ; \quad FS'^{(13)} = 0.73$$

$$CAF = 0.23$$

4.- Diámetro aproximado de la Torre (DT).

con  $V_{load} = 11.823 \text{ pies}^3/\text{seg}$

$$Q_1 = 87 \text{ gal/min}$$

$$\therefore DT = 6.5 \text{ pies} \\ (\text{Fig.6 de Ref.13})$$

5.- Longitud de la trayectoria de flujo (FPL).

$$FPL = 9 (DT)/NP \quad ; \quad NP = \text{Número de pasos}$$

$$FPL = 9(6.5)/2 = 29.25 \text{ pulgadas}$$

6.- Area activa mínima (AAM).

$$AAM = \frac{V_{load} + (Q_1(FPL)/13000)}{CAF \times FF} \quad ; \quad FF = \text{factor de inundación} = 0.65$$

$$AAM = \frac{11.823 + (87(29.25)/13000)}{0.23 \times 0.65} = 80.393 \text{ pies}^2$$

7.- Area del bajante (ADM).

$$ADM = Q_1/FF(VD_{dsg})$$

$$ADM = 87/0.65(182.5) = 0.733 \text{ pies}^2$$

Al ser el área del bajante menor al 11% del área activa mínima, usar el menor valor de las siguientes expresiones:

$$ADM = 0.11(AAM)$$

$$ADM = 2(ADM_{calculada}) \quad \therefore \quad ADM = 2(0.733) = 1.466 \text{ pies}^2$$

8.- Cálculo del área de la Torre (AT).

Elegir el valor mayor de las siguientes expresiones:

$$a) \quad ATM = AAM + 2ADM = 80.393 + 2(1.466) = 83.325 \text{ pies}^2$$

$$b) \quad ATM = V_{load}/0.78(CAF)(FF)$$

$$= 11.823/0.78(0.23)(0.65) = 101.39 \text{ pies}^2$$

Por consiguiente:

$$DT = (ATM/0.785)^{0.5} = (101.39/0.785)^{0.5} = 11.36 \text{ pies}$$

$$\text{si } DT = 11.5 \text{ pies } \therefore AT = 0.785(DT)^2 = 103.816 \text{ pies}^2$$

9.- Area total del bajante (AD).

$$AD = AT(ADM)/ATM$$

$$= 103.816(1.466)/101.39 = 1.5 \text{ pies}^2$$

El área del bajante, generalmente no debe ser menor que el 10% del área de la Torre. Sin embargo, si el flujo del líquido es bajo, un área del bajante menor que el 10% del de la Torre - puede ser usada, pero no debe ser menor que el doble del área - del bajante mínima calculada (ADM).

$$2ADM = 2(1.466) = 2.93 \text{ pies}^2 \quad \therefore AD = 3 \text{ pies}^2$$

10.- Ancho del bajante central ( $H_3$ ).

$$H_3 = W_f(AD)/DT \quad ; \quad W_f = \text{factor de anchura}^{(13)} = 12$$

$$H_3 = 12(3)/11.5 = 3.13 = 3.5 \text{ pulgadas}$$

Para el bajante lateral ( $H_1$ ):

$$AD_1 = \frac{AD}{\text{No. de bajantes}} = \frac{AD}{2} = \frac{3}{2} = 1.5 \text{ pies}^2$$

$$\frac{AD_1}{AT} = \frac{1.5}{103.816} = 0.0144 \quad \therefore \frac{H_1}{DT} = 0.042 \quad (\text{Tabla 4 de Ref. 13})$$

$$H_1 = 0.042(DT) = 0.042(11.5)(12) = 5.79 = 6 \text{ pulgadas}$$

11.- Determinación de la trayectoria de flujo ( $FPL_m$ )

$$FPL_m = \frac{12(DT) - (2H_1 + H_3)}{NP}$$

$$FPL_m = \frac{12(11.5) - (2(6) + 3.5)}{2} = 61.25 \text{ pulgadas}$$

12.- Area del bajante central ( $AD_3$ ).

$$AD_3 = H_3(SF)(DT)/12 \quad ; \quad SF = \text{factor span}^{(13)} = 1$$

$$AD_3 = 3.5(1)(11.5)/12 = 3.354 \text{ pies}^2$$

13.- Area activa (AA).

$$AA = AT - (2AD_1 + AD_3) = AT - 2(AD_{\text{promedio}})$$

$$2AD_1 = 3 \text{ pies}^2 \quad \text{y} \quad AD_3 = 3.354 \text{ pies}^2 \quad \therefore$$

$$AD_{\text{promedio}} = 3.177 \text{ pies}^2$$

$$AA = 103.816 - 2(3.177) = 97.462 \text{ pies}^2$$

14.- Porcentaje de inundación (a relación gas/líquido constante).

Tomar el valor mayor de las siguientes expresiones:

$$\begin{aligned} \% \text{ Inundación} &= \frac{V_{\text{load}} + Q_1(\text{FPL}_m)/13000}{AA(\text{CAF})} \times 100 \\ &= \frac{11.823 + 87(61.25)/13000}{97.462(0.23)} \times 100 = 54.57 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Inundación} &= \frac{V_{\text{load}} \times 100}{AT(\text{CAF})0.78} \\ &= \frac{11.823 \times 100}{103.816(0.23)0.78} = 63.48 \end{aligned}$$

∴ el diámetro calculado de 11.5 pies, es aceptable.

15.- Cálculo de la caída de presión en plato seco<sup>(13)</sup>.

Las siguientes ecuaciones se utilizarán para el cálculo, eligiendo el valor mayor.

Válvulas parcialmente abiertas.

$$AP_{\text{seco}} = 1.35(T_m)S_m/S_1 + K_1(V_h)^2 S_g/S_1$$

Válvulas totalmente abiertas.

$$AP_{\text{seco}} = K_2(V_h)^2 S_g/S_1$$

Donde:

AP<sub>seco</sub> = caída de presión en plato seco, pulgadas de líquido,

T<sub>m</sub> = espesor de la válvula.

S<sub>m</sub> = densidad del metal de la válvula, lb/pie<sup>3</sup>

K<sub>1</sub>, K<sub>2</sub> = coeficientes de caída de presión.

V<sub>h</sub> = velocidad en el orificio, pies/seg.

Para calcular la velocidad en el orificio, determina-

mos primero el área del mismo en el orificio con la siguiente expresión<sup>(13)</sup>:

$$A_h = Nu/78.5$$

Donde:

Nu = número total de válvulas.

$A_h$  = área del orificio, pies<sup>2</sup>.

El espaciamento entre las válvulas es comunmente 3.35, 4, 4.5 o 6 pulgadas. Habrá aproximadamente de 12 a 14 válvulas por pie cuadrado de área activa usando un espaciamento de 3 pulgadas.

En nuestro caso, para estimar el número de válvulas hacemos:

$$\frac{12 \text{ válv.}}{1 \text{ pie}^2} \times AA = \frac{12}{1} \times 97.462 = 1170$$

$$\therefore A_h = 1170/78.5 = 14.9 \text{ pies}^2$$

Para estimar la velocidad en el orificio ( $v_h$ ), tenemos la siguiente expresión:

$$v_h = Q_v/A_h$$

$$v_h = \frac{34.0362 \text{ pies}^3/\text{seg}}{14.9 \text{ pies}^2} = 2.28 \text{ pies/seg}$$

Para este diseño se elige válvulas con las siguientes características<sup>(13)</sup>:

Tipo V-1 ; Calibre 16 ; Material acero inoxidable 410

Por lo tanto, se presentan las siguientes propiedades<sup>(13)</sup>:

$$S_m = 510 \text{ lb/pie}^3 ; T_m = 0.06 \text{ pulgadas}$$

$$K_1 = 0.2 ; K_2 = 1.05$$

Válvulas parcialmente abiertas:

$$\begin{aligned} AP &= 1.35(0.06)(510)/68.64 + 0.2(2.28)^2(7.39)/68.64 \\ &= 0.714 \text{ pulgadas de líquido} \end{aligned}$$

Válvulas totalmente abiertas:

$$AP = 1.05(2.28)^2(7.39)/68.64 = 0.588$$

Aplicando el valor mayor<sup>(13)</sup>:

$$AP \times \frac{S_1}{1728} = \text{psi} \quad \therefore \quad 0.714 \times \frac{68.64}{1728} = 0.0284 \text{ psi}$$

-Determinación de la longitud del vertedero ( $L_{wi}$ ).

Para el bajante lateral ( $L_1$ ):

$$\frac{H_1}{DT} = \frac{6}{11.5(12)} = 0.0435 \quad \therefore \quad \frac{L_1}{DT} = 0.4080 \quad (\text{Tabla 4 de Ref. 13})$$

$$L_1 = 0.4080(DT) = 56.3 \text{ pulgadas} \quad \therefore \quad 2L_1 = 112.6 \text{ pulgadas}$$

Para el bajante central ( $L_3$ ):

$$L_3 = 2DT = 2(11.5 \times 12) = 276 \text{ pulgadas}$$

$$\therefore L_{wi} = (2L_1 + L_3)/2 = 194.3 \text{ pulgadas}$$

-Altura del vertedero ( $H_{wi}$ ).

Se recomienda una altura de vertedero de 2 pulgadas<sup>(13)</sup>.

-Cálculo de la caída de presión total del plato.

En base a la siguiente ecuación<sup>(13)</sup>:

$$AP_{\text{total}} = AP_{\text{seco}} + 0.4(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} + 0.4(H_{wi})$$

Donde:

$AP_{\text{total}}$  = caída de presión total, pulgadas de líquido

$$AP_{\text{total}} = 0.714 + 0.4(87/194.3)^{2/3} + 0.4(2) = 1.75$$

$$AP_{\text{total}} = 1.75(68.64/1728) = 0.07 \text{ psi}$$

-Altura del líquido en el bajante.

La altura de líquido en el bajante no debe exceder al 40% del espaciamiento entre platos para sistemas con una -

una densidad de gas elevada, mayor o igual a 3 lb/pie<sup>3</sup>.

La altura del líquido en el bajante, en pulgadas de líquido, se calcula como sigue<sup>(13)</sup>:

$$H_{dc} = H_{wi} + 0.4(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} + (AP_{\text{tot.}} + H_{ud}) \left( \frac{S_1}{S_1 - S_g} \right)$$

$$H_{ud} = 0.65(V_{ud})^2$$

Donde:

$H_{dc}$  = altura del líquido en el bajante, pulgadas.

$V_{ud}$  = velocidad del líq. bajo el bajante, pies/seg.

$H_{ud}$  = cabeza pérdida bajo el bajante, pulgadas de líquido.

$$G_L = \text{gpm} = 87 \text{ gal/min} = 0.194 \text{ pies}^3/\text{seg} = V_{ud}(A_{ud}) = Q_1$$

$$V_{ud} = G_L/A_{ud} ; \frac{AD_{\text{promedio}}}{3} < A_{ud} < \frac{AD_{\text{promedio}}}{2}$$

$$\text{si } A_{ud} = 1.5 \text{ pies}^2 \quad \therefore \frac{3.177}{3} < A_{ud} < \frac{3.177}{2}$$

$$V_{ud} = 0.194/1.5 = 0.1293 \text{ pies/seg}$$

$$H_{ud} = 0.65(0.1293)^2 = 0.0109 \text{ pulgadas de líq.}$$

$$H_{dc} = 2 + 0.4(87/194.3)^{2/3} + (1.75 + 0.0109) \left( \frac{68.64}{68.64 - 7.39} \right)$$

$$= 2.23 + 1.9733 = 4.2 \text{ pulgadas}$$

La altura del líquido en el bajante es el 17.5% del espaciamiento entre platos, el permisible es 40%.

-Tiempo de residencia en el bajante ( $\theta_b$ ).

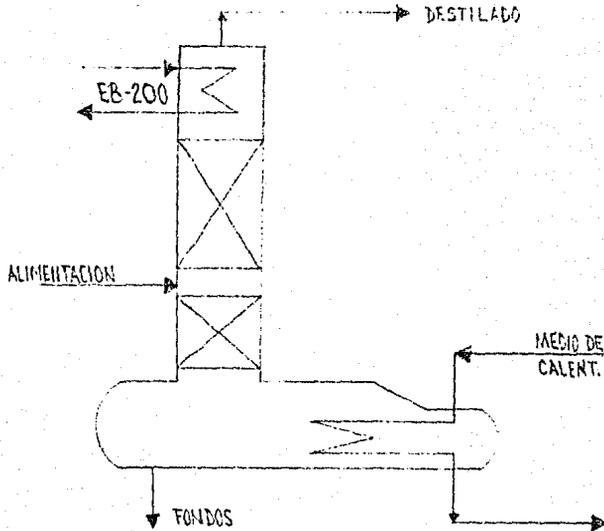
Se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\theta_b = V/Q_1 ; \text{Volumen } (V) = AD_{\text{promedio}}(H_{dc})$$

$$V = 3.177(4.2/12) = 1.1195 \text{ pies}^3 ; \theta_b = 1.1195/0.194$$

$$\theta_b = 5.73 \text{ segundos, valor aceptable.}$$

4.7.6.- Torre Regeneradora de Glicol, DA-201.



El diseño de la Torre se basará en los siguientes puntos:

- 1.- Para la determinación de la altura de la Torre, no se tomará en cuenta al flujo del gas de agotamiento, que ayuda a remover mayor cantidad de agua del TEG.
- 2.- Para el cálculo del diámetro de la Torre se tomará en cuenta el flujo del gas de agotamiento.

	Fracc. mol Alimentación	Fracc. mol Destilado	Fracc. mol Fondos
H <sub>2</sub> O	0.2131	0.9996	0.0403
TEG	0.7869	0.0004	0.9597

Procedimiento para la determinación de la altura de la Torre Regeneradora:

Determinación del número de etapas teoricas siguiendo el método de Mc.Cabe-Thiele<sup>(29)</sup>.

De la Fig. 9, se calcula el punto de rocío y burbuja para la composición de alimentación de TEG de 0.7869, siendo 518°F y 340°F respectivamente. Con estas temperaturas, se procede al -- cálculo de las pendientes de las líneas de alimentación y rectificación.

Determinación de la pendiente de la línea de alimentación mediante las siguientes expresiones:

$$Q = q/(q-1) \quad ; \quad q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$$

Donde:

$Q$  = pendiente de la línea de alimentación.

$q$  = es el calor necesario para convertir 1 mol de alimentación desde su condición  $H_F$  hasta la de vapor saturado, dividido por el calor latente molar --  $H_G - H_L$ .

$H_G$  = entalpía de la alimentación, como vapor saturado, Btu/lbmol.

$H_F$  = entalpía de la alimentación, Btu/lbmol.

$H_L$  = entalpía de la alimentación, como líquido saturado, Btu/lbmol.

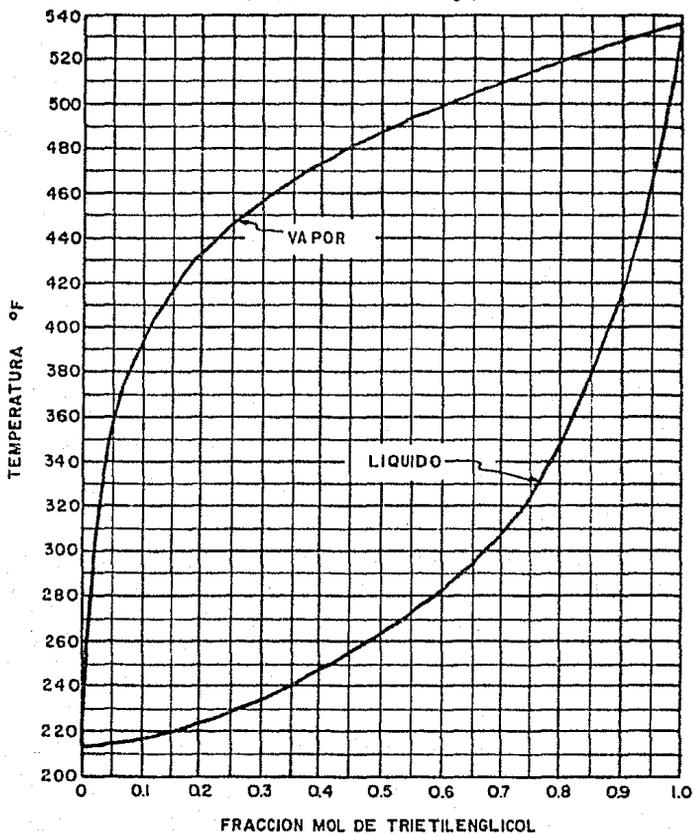
Cálculo de  $q$ , en función de las siguientes ecuaciones (29):

$$H_G - H_F = x_{H_2O} ( \overset{PM_{H_2O}}{C_{P_{H_2O}}} (T_R - T_A) + \overset{PM_{H_2O}}{h_{H_2O}} ) + x_{TEG} ( \overset{PM_{TEG}}{C_{P_{TEG}}} (T_R - T_A) + \overset{PM_{TEG}}{h_{TEG}} )$$

$$H_G - H_L = x_{H_2O} ( \overset{PM_{H_2O}}{h_{H_2O}} ) + x_{TEG} ( \overset{PM_{TEG}}{h_{TEG}} )$$

Donde:

CURVAS DE COMPOSICION LIQUIDO-VAPOR PARA  
SOLUCIONES DE TRIETILENGLICOL.<sup>(11)</sup>  
(Presión de 760 mm. Hg.)



UNAM FES-CAUTITLAN  
FIG. 9  
TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

- $x_{H_2O}$  = fracción mol del agua en la alimentación.  
 $PM_{H_2O}$  = peso molecular del agua = 18 lb/lbmol  
 $C_{p_{H_2O}}$  = calor específico del agua, a la temperatura promedio de la de rocío y alimentación, Btu/lb°F.  
 $T_R$  = temperatura de rocío, °F = 518°F  
 $T_A$  = temperatura de alimentación, °F = 309°F  
 $\hat{h}_{H_2O}$  = calor latente de vaporización del agua, a la temperatura de rocío, Btu/lb.  
 $x_{TEG}$  = fracción mol del TEG en la alimentación.  
 $PM_{TEG}$  = peso molecular del TEG = 150.2 lb/lbmol (Tabla 1)  
 $C_{p_{TEG}}$  = calor específico del TEG, a la temperatura promedio de la de rocío y alimentación, Btu/lb°F.  
 $\hat{h}_{TEG}$  = calor latente de vaporización del TEG, a la temperatura de rocío, Btu/lb.

$$\text{con } \bar{T} = \frac{309 + 518}{2} = 413.5^\circ\text{F} \quad \therefore \quad C_{p_{H_2O}}^{(15)} = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_{p_{TEG}}^{(10)} = 0.68 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$\text{a } T_R = 518^\circ\text{F} \quad \therefore \quad \hat{h}_{H_2O}^{(7)} = 689.6 \text{ Btu/lb}$$

$$\hat{h}_{TEG}^{(11)} = 167.4 \text{ Btu/lb}$$

Sustituyendo los valores en las ecuaciones correspondientes, tenemos:

$$\begin{aligned}
 H_G - H_F &= 0.2131( 18(1)(518 - 309) + 689.6(18) ) + \\
 & 0.7869( 150.2(0.68)(518 - 309) + 167.4(150.2) ) \\
 & = 40029.75 \text{ Btu/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$H_G - H_L = 0.2131( 689.6(18) ) + 0.7869( 167.4(150.2) )$$

$$H_G - H_L = 22430.57 \text{ Btu/lbmol} \quad \therefore$$

$$q = 1.784 \quad ; \quad Q = 2.27$$

-Cálculo de la pendiente de la línea de rectificación.

Como primer paso se calculará el reflujo de operación --

( $R_{op.}$ ) :

$$R_{op.} = \frac{M_R}{M_D}$$

Donde:  $M_R$  = moles de agua refluja por el condensador de la Torre Regeneradora, EB-200.

$M_D$  = moles de salida en el domo de la Torre Regeneradora.

Para la estimación de  $M_R$ , utilizamos la siguiente expresión:

$$M_R = \frac{Q_{EB-200 \text{ diseño}}}{\lambda_{H_2O}}$$

$Q_{EB-200 \text{ diseño}}$  = carga térmica de diseño en el condensador EB-200.  
= 286907 Btu/hr (ver hoja 61)

$\lambda_{H_2O}$  = calor latente de vaporización a las condiciones de presión de 1 atmósfera y temperatura de 212°F.  
= 970.3 Btu/lb (Ref. 7)

Por lo tanto,  $M_R = 296 \text{ lb/hr} = 16.44 \text{ lbmol/hr}$

$M_D$  = flujo de agua de salida en el domo de la Torre sin considerar al flujo de gas de agotamiento.  
= 1399 kg/hr - 810 kg/hr = 589 kg/hr (ver hoja 66)

$M_D = 1298.5 \text{ lb/hr} = 72.14 \text{ lbmol/hr}$

Por consiguiente,  $R_{op.} = 16.44/72.14 = 0.2279$

-El siguiente paso será sustituir  $R_{op.}$  en la ecuación:

$$\frac{X_D}{R_{op.} + 1} \quad ; \quad X_D = \text{fracción mol de agua en el domo de la Torre} = 0.9996$$

$$X_D / (R_{op.} + 1) = 0.9996 / (0.2279 + 1) = 0.81$$

Con los siguientes valores se trazará la pendiente de la línea de rectificación:

$$P_1 ( 0 , 0.81 ) \quad \text{y} \quad P_2 ( 0.9996 , 0.9996 )$$

Las líneas de rectificación y alimentación se cruzarán en un punto. El punto de cruce se une con el punto de fracción mol del agua en los fondos ( 0.0403 , 0.0403 ) para formar la línea de agotamiento (ver la gráfica 2).

De la Fig. 9, tomamos los siguientes datos, para la construcción de la línea de equilibrio, representada en la gráfica 2 :

T(°F)	TEG (VAPOR)	TEG (LIQ.)	AGUA (VAPOR)	AGUA (LIQ.)
212	0.0	0.0	1.0	1.0
220	0.005	0.15	0.995	0.85
240	0.008	0.35	0.992	0.65
260	0.0125	0.485	0.9875	0.575
280	0.016	0.59	0.984	0.41
300	0.021	0.67	0.979	0.33
320	0.029	0.73	0.971	0.27
340	0.0375	0.78	0.9625	0.22
360	0.055	0.82	0.945	0.18
380	0.075	0.855	0.925	0.145
400	0.113	0.88	0.887	0.12
420	0.163	0.91	0.837	0.09
440	0.225	0.925	0.775	0.075

460	0.32	0.945	0.68	0.055
480	0.45	0.96	0.55	0.04
500	0.613	0.975	0.387	0.025
520	0.82	0.99	0.18	0.01
537.5	1.0	1.0	0.0	0.0

En la gráfica 2, se construyen el número de etapas teóricas, correspondientes a la sección de rectificación y agotamiento (siguiendo el método utilizado en la Ref. 20 en la pag. 210).

Para la sección de rectificación tenemos 7 etapas teóricas y en la de agotamiento hay 3 etapas menos la correspondiente al rehervidor, por lo tanto, únicamente se considerarán 2 etapas teóricas.

Conociendo la altura de una etapa teórica, se puede determinar la altura del empaque de las secciones de agotamiento y -- rectificación.

Se considera como una buena aproximación, una altura de -- etapa teórica de 2 pies<sup>(20)</sup>.

La altura de empaque, en la sección de rectificación, será igual:

$$(\text{Altura de etapa}) \times (\# \text{ de etapas}) = 2 \times 7 = 14 \text{ pies}$$

Realizando la misma operación, en la sección de agotamiento, tenemos:

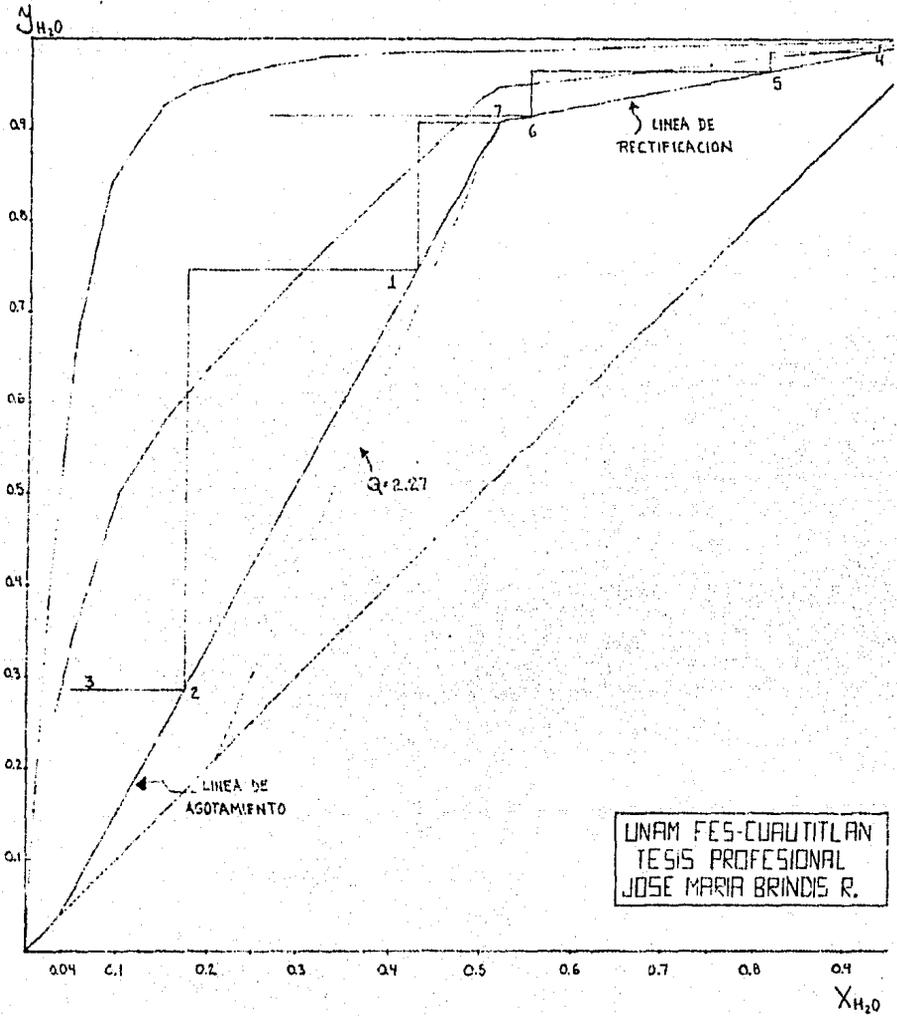
$$(2 \text{ etapas}) \times \left( \frac{2 \text{ pies}}{\text{etapa}} \right) = 4 \text{ pies de altura de empaque}$$

-Cálculo del diámetro de diseño de Torre Regeneradora.

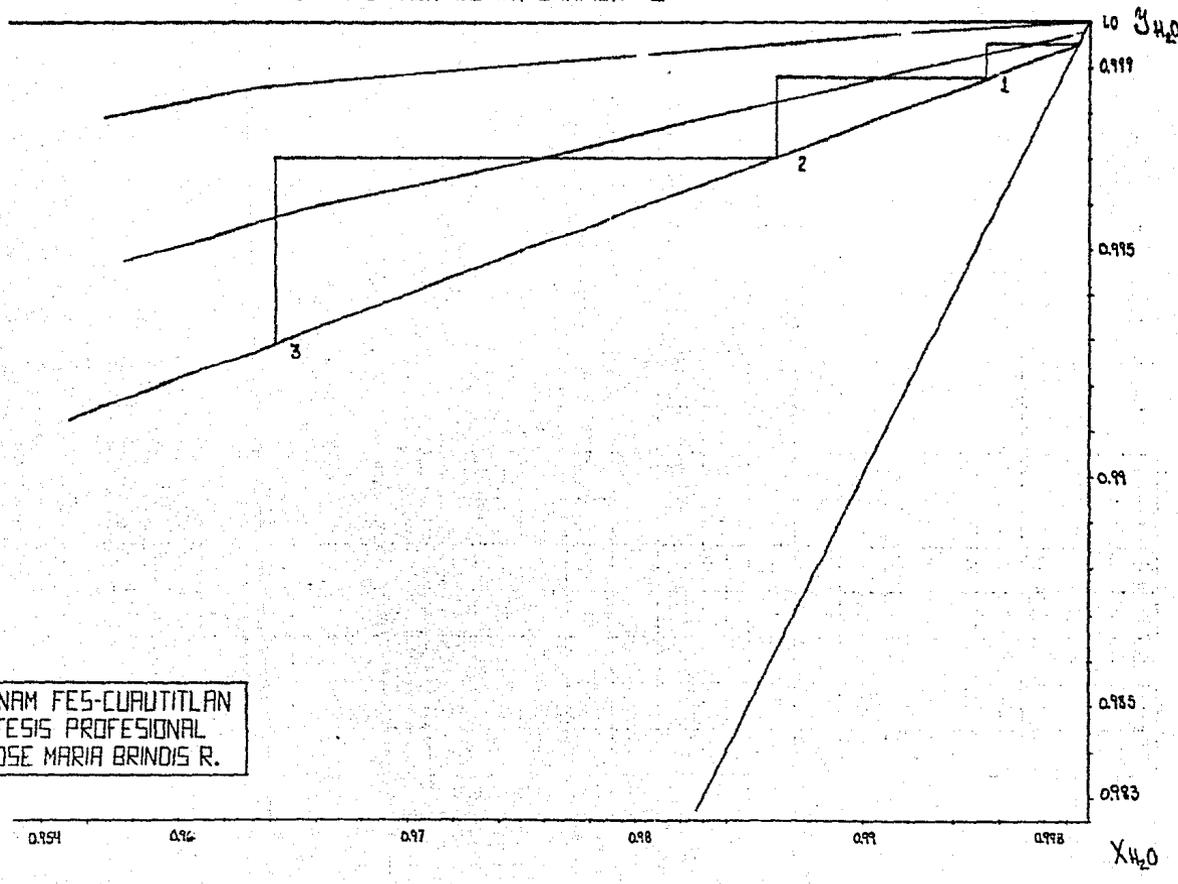
Para determinar el diámetro, se utiliza la siguiente expresión<sup>(8)</sup>:

$$DT = 1.13 \left( \left( \frac{V_{load}}{RO} - (GPM) \ln R3 \right) \right)^{0.5}$$

GRAFICA 2



CONTINUACION DE LA GRAFICA 2



UNAM FES-CUAUTITLAN  
TESIS PROFESIONAL  
JOSE MARIA BRINDIS R.

Donde: DT = diámetro interno de la Torre, pies.

$$V_{load} = PCS ( S_v / (S_l - S_v) )^{0.5}, \text{ pies}^3/\text{seg}$$

PCS = flujo volumétrico de vapor entrante al plato,  $\text{pies}^3/\text{seg}$  (entrada a la sección del empaque).

$S_v$  = densidad del vapor,  $\text{lb}/\text{pies}^3$

$S_l$  = densidad del líquido,  $\text{lb}/\text{pies}^3$

GPM = flujo volumétrico del líquido efluente del plato, galones/min (salida del empaque).

RO, R3 = parámetros característicos del empaque.

-Flujos en la sección de agotamiento.

Del balance de materia (hoja 60), se obtiene el flujo de operación de entrada a la sección de agotamiento del gas ( corriente 19) y del glicol (corriente 11)

$$\text{Flujo de TEG} = 318 \text{ lt/min} \therefore \text{Flujo de diseño} = \frac{\text{Flujo má-sico máx.}}{S_l}$$

$$\text{Flujo má-sico máx.} = 21572 \text{ kg/hr} \quad (\text{hoja 66})$$

$$S_l = 1.018 \text{ kg/lt} \quad (\text{hoja 60}) \quad \therefore$$

$$\text{Flujo de diseño} = 21572 / 1.018(60)(3.785) = 93.3 = 94 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

$$\text{GPM} = 94 \text{ gal/min}$$

$$\text{Flujo de gas} = 0.202 \text{ m}^3/\text{seg} \therefore \text{Flujo de diseño} = \frac{\text{Flujo má-sico máx.}}{S_v}$$

$$\text{Flujo má-sico máx.} = 810 \text{ kg/hr} \quad (\text{hoja 66})$$

$$S_v = 0.001 \text{ kg/lt} \quad (\text{hoja 60}) \quad \therefore$$

$$\text{Flujo de gas de diseño} = \frac{810}{0.001(3600)(3.785)(7.48)}$$

$$= 7.95 \text{ pies}^3/\text{seg} = \text{PCS}$$

Las constantes características  $R_0$  y  $R_3$  se determinan en base al tipo de empaque, eligiendo los anillos metálicos Pall de 1 pulgada (por ser más eficientes en la operación que los anillos Rashing, monturas Berl e Intalox y porque resulta de los más económicos); los valores de las constantes corresponden<sup>(8)</sup>:

$$R_0 = 0.276 \quad ; \quad R_3 = 0.983$$

-Para conocer, como se determinó el flujo necesario de gas de agotamiento<sup>(30)</sup>, que se alimenta a la sección empacada para la regeneración de glicol, hacemos uso de la Fig. 10, en base a una relación de flujo supuesta = 5 pies<sup>3</sup> std. de gas de agot./ galón de TEG alimentado, que nos debe proporcionar la concentración de glicol pobre deseada.

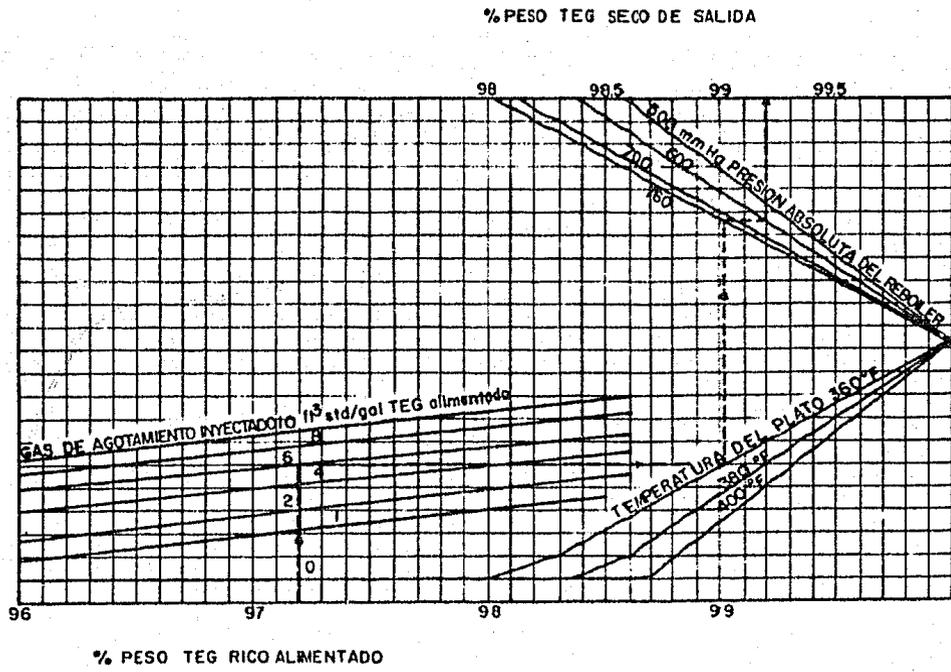
Como primer paso, se verifica si la relación gas de agot./ galón de TEG, es la adecuada para alcanzar la regeneración de TEG esperada.

De la Fig. 10 (considerando una presión constante en la Torre de 1 atmósfera):

con	96.78% en peso de TEG <sub>rico</sub>	
	$5 \frac{\text{pies}^3 \text{ std. de gas}}{\text{galón de TEG}}$	∴ 98.5% en peso de TEG <sub>pobre</sub>
	T = 309°F	correspondiendo este valor a una etapa teórica <sup>(30)</sup> .

Ahora, con:

	98.5% en peso de TEG <sub>rico</sub>	
	$5 \frac{\text{pies}^3 \text{ std. de gas}}{\text{galón de TEG}}$	∴ 99.15% en peso de TEG <sub>pobre</sub>
	T = 360°F	valor equivalente a otra etapa teórica.



CONCENTRACION POSIBLE DE TEG AL UTILIZAR GAS DE AGOTAMIENTO. (4)

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 FIG. 10  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

Finalmente, con:

99.15% en peso de TEG<sub>rico</sub>

5  $\frac{\text{pies}^3 \text{ std. de gas}}{\text{galón de TEG}}$

T = 380°F

99.5% en peso de TEG<sub>pobre</sub>

valor que implica otra etapa teórica.

De lo anterior se observa, que la relación supuesta, es la adecuada para alcanzar las condiciones requeridas de glicol pobre. Además, coincide el número de etapas calculadas para la sección de agotamiento con las utilizadas para tener la concentración de TEG deseada.

-La comprobación del flujo másico máximo del gas de agotamiento, se realiza de la siguiente manera:

$$v = 5 \frac{\text{pies}^3 \text{ std. de gas}}{\text{galón de TEG}} (94 \frac{\text{galones}}{\text{minuto}} \text{ de TEG}) = 470 \frac{\text{pies}^3 \text{ std.}}{\text{minuto}}$$

El flujo molar de gas de agotamiento a las condiciones standard (1 atm y 60°F), se evalúa de la siguiente expresión:

$$n = \frac{PV}{RT}$$

Donde:

n = flujo molar del gas, lbmol/min

P = 1 atm = 14.7 lb/pulgada<sup>2</sup>

T = 60°F = 520°R

R = constante del gas =  $10.73 \frac{(\text{lb/pulgada}^2)(\text{pie}^3)}{\text{lbmol} (\text{°R})}$

$$n = \frac{(14.7)(470)}{10.73(520)} = 1.23 \text{ lbmol/min}$$

Por lo tanto, el flujo másico (m), será:

$$m = PM(n) \quad ; \quad PM = 24.2 \quad (\text{hoja 60, corr. 19})$$

$$n = 1.23(24.2) = 29.766 \frac{lb}{min} = 810 \text{ kg/hr}$$

- Por consiguiente, el diámetro de la sección de agotamiento, corresponde:

$$DT = 1.13 \left( \frac{(7.95) \left( \frac{0.001}{1.018 - 0.001} \right)^{0.5}}{0.276} - 94(\ln 0.983) \right)^{0.5}$$

$$DT = 1.79 \text{ pies} = 21.5 \text{ pulgadas} \therefore DT = 22 \text{ pulgadas}$$

- Comprobación del diámetro, mediante el cálculo del porcentaje de inundación y el porcentaje de carga.

$$\% \text{Inundación}^{(8)} = 100(C_s/C_{sf}) ; \% \text{Carga}^{(8)} = 100(C_s/C_{s1})$$

Donde:

$$C_s = \text{factor de capacidad basado en el área de la Torre} \\ = V_s(S_v/(S_l - S_v))^{0.5} ; \text{pies/seg.}$$

$$V_s = \text{velocidad del vapor basada en el área de la Torre,} \\ \text{pies/seg.}$$

$$C_{sf} = \text{factor de capacidad en el punto de inundamiento} \\ = R2(R3)^L$$

$$L = \text{flujo de líquido, gal/min(pie}^2 \text{ de Torre)}$$

$$R2 = \text{constante característica del empaque}^{(8)} = 0.314$$

$$C_{s1} = \text{factor de capacidad en el punto de carga} = R0(R3)^L$$

Por consiguiente:

$$V_s = \frac{PCS}{\text{Area}} = \frac{7.95 \text{ pies}^3/\text{seg}}{(22/12)^2(0.785)\text{pies}^2} = 3 \text{ pies/seg}$$

$$L = \frac{GPM}{\text{Area}} = \frac{94 \text{ galones/min}}{(22/12)^2(0.785)\text{pies}^2} = 35.63 \text{ gal/min(pie}^2)$$

$$C_s = 3 \left( \frac{0.001}{1.018 - 0.001} \right)^{0.5} = 0.094 \text{ pies/seg}$$

$$C_{sf} = 0.314(0.983)^{35.63} = 0.17 \therefore \%Inund. = 55.3 \text{ valor no recomendable}$$

Rangos aceptables:

$$\%Inundación_{recomendable}^{(20)} = 60 \text{ a } 80$$

$$\%Carga_{recomendable}^{(8)} = 75 \text{ a } 90$$

Si  $D = 20$  pulgadas, tenemos:

$$V_s = 3.638 \text{ pies/seg ; } L = 43.1 \text{ gal/min(pie}^2\text{)}$$

$$C_s = 0.114 \quad ; \quad C_{sf} = 0.1499 \quad ; \quad C_{s1} = 0.1318$$

$$\therefore \%Inund. = 76 \quad ; \quad \%Carga = 86.5$$

Por lo tanto, el diámetro de 20 pulgadas es aceptable.

- Determinación del diámetro para la sección de rectificación.

Se aplicarán las mismas ecuaciones que en la sección de -- agotamiento:

Flujo líquido de entrada a la sección empacada de rectificación = GPM

$$GPM = \frac{\text{Agua refluja por el condensador EB-200 (hoja 99)}}{S_1 \text{ (densidad del agua a 1 atm y 212°F)}}$$

$$S_1 = 59.812 \text{ lb/pie}^3 \quad (\text{Ref. 7 en pag. A-12})$$

$$GPM = \frac{296 \text{ lb/hr}}{59.812 \text{ lb/pie}^3} \times \frac{7.48 \text{ gal}}{1 \text{ pie}^3} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 0.617 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

Flujo gaseoso de entrada a la sección empacada de rectificación = PCS

$$PCS = \frac{\text{flujo másico máx. (hoja 66 en corr. 4) + Agua reflu- jada}}{S_m}$$

$$S_m = \text{densidad de mezcla} = (S_{H_2O} + S_{GAS})/2$$

Cálculo de las densidades de los componentes de la mezcla a las siguientes condiciones :

$$P = 0.4 \text{ kg/hr} = 5.6 \text{ lb/pulgada}^2 \quad ; \quad T = 154^\circ\text{C} = 309^\circ\text{F}$$

$$S_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{P(\text{PM})}{RT} = \frac{(5.6 + 14.7)(18)}{10.73(309 + 460)} = 0.04 \text{ lb/pie}^3$$

$$S_{\text{GAS}} = 0.059 \text{ lb/pie}^3 \quad \therefore \quad S_m = 0.0495 \text{ lb/pie}^3$$

(con PM = 24.2)

$$\text{PCS} = \frac{1399(1/0.4536) \text{ lb/hr} + 296 \text{ lb/hr}}{0.0495 \text{ lb/pie}^3} \times \frac{1}{3600} = 18.97 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}}$$

El diámetro de la sección de rectificación, será:

$$DT = \left( \frac{18.97 \left( \frac{0.0495}{59.812 - 0.0495} \right)^{0.5}}{0.276} - (0.617)(\text{Ln } 0.983) \right)^{0.5}$$

$$DT = 1.594 \text{ pies} = 19.12 \text{ pulgadas} = 20 \text{ pulgadas}$$

- Determinación del %Inundación y %Carga.

$$V_s = \frac{18.97}{(20/12)^2(0.785)} = 8.7 \quad ; \quad L = \frac{0.617}{(20/12)^2(0.785)} = 0.283$$

$$C_s = 8.7 \left( \frac{0.0495}{59.812 - 0.0495} \right)^{0.5} = 0.25$$

$$C_{sf} = 0.314(0.983)^{0.283} = 0.3125$$

$$C_{s1} = 0.276(0.983)^{0.283} = 0.275$$

$$\% \text{Inundación} = 80 \quad ; \quad \% \text{Carga} = 90$$

Por consiguiente, la Torre Regeneradora será del mismo diámetro de 20 pulgadas, para las secciones empacadas de rectificación y agotamiento.

#### 4.7.7.- Filtros y Bombas de Proceso.

La corriente efluente de glicol del Tanque Separador de Hidrocarburos, puede llevar partículas sólidas, las cuales pueden provocar taponamiento en el Intercambiador EA-202 y/o en la Torre Regeneradora. Además si llegan a los tubos de calentamiento del Rehervidor de la Torre, pueden originar puntos calientes no deseables<sup>(2)</sup>, que adicionalmente pueden provocar la descomposición del glicol.

Otra situación grave sería la presencia de las partículas sólidas en la succión de la bomba de glicol, originando el paro o la deficiente operación de ésta.

Por lo descrito anteriormente, se decidió colocar un filtro de glicol después del Tanque Separador, con la capacidad de remover partículas sólidas de tamaño mayor o igual a 10 micrones, para un flujo de diseño de 94 galones/min, el filtro seleccionado es el modelo 55-28-336, cuyas dimensiones son<sup>(5)</sup>:

Diámetro = D = 18 pulgadas ; Longitud = L = 60 pulgadas

Para evitar la presencia de contaminantes en la corriente de glicol tales como: productos de degradación del glicol, hidrocarburos de alto peso molecular, productos de corrosión y compuestos con propiedades surfactantes. Se utilizará un filtro de carbón activado que se colocará después del filtro de glicol.

El filtro de carbón activado tendrá una capacidad de manejo del 15% del flujo de diseño que tiene el filtro de glicol<sup>(5)</sup>. Por consiguiente manejará 14 galones/min.

De fabricante<sup>(5)</sup>, el filtro elegido es el modelo 10-55-44,

cuyas dimensiones son:

Diámetro =  $D = 30$  pulgadas ; Longitud =  $L = 54$  pulgadas

La bomba de glicol será de tipo centrífuga<sup>(8)</sup>, con flujo de diseño de 354 LPM y AP =  $92.4 \text{ kg/cm}^2$ .

La bomba de reposición de glicol es de tipo centrífuga<sup>(8)</sup>, con flujo a manejar de 46 LPM (12 GPM), la cual opera para reponer el glicol que se pierde por descomposición, vaporización, contaminación o arrastre. La bomba funciona durante 15 minutos para recuperar el glicol perdido en 4 días y tiene una AP de  $7 \text{ kg/cm}^2$ .

#### 4.8.- Hojas de Especificaciones de los Equipos de Proceso

PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO

UNAM FES-CUAUTITLAN

CLAVE FA-200 y FA-201

TESIS PROFESIONAL

Nº DE UNIDADES 2 ( DOS )

JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

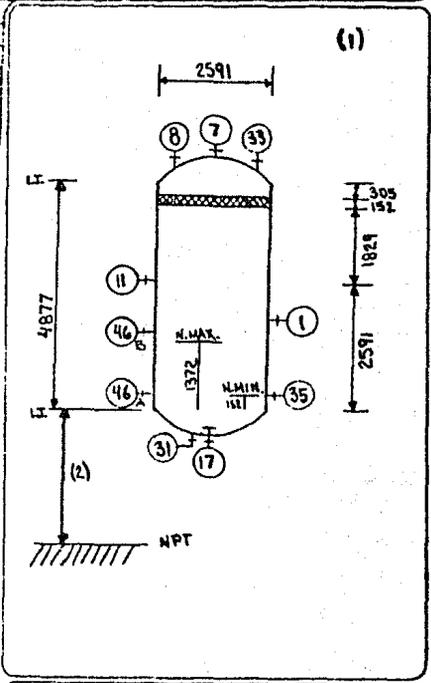
SERVICIO <b>SEPARADOR DE GAS AMARGO A ALTA PRESION</b>		POSICION: VERTICAL	
TIPO DE FLUJO: LIQUIDO	FLUIDO	kg/m <sup>3</sup> DENSIDAD	g/cm <sup>3</sup>
MATERIALES: <b>GAS AMARGO</b>		FLUIDO: <b>0.87</b>	m <sup>3</sup> /seg: DENSIDAD <b>0.118</b> g/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION <b>52</b> °C	MAXIMA <b>52</b> °C	DISEÑO <b>67</b> °C	
PRESION OPERACION <b>84.4</b> kg/cm <sup>2</sup> abs.	MAXIMA <b>84.4</b> kg/cm <sup>2</sup> abs.	DISEÑO <b>92.8</b> kg/cm <sup>2</sup> abs.	
DIMENSIONES: ANCHURA <b>4877</b> mm.		DIAMETRO <b>2591</b> mm.	CAP. TOTAL <b>25114.5 T-T 1</b>
NIVEL: SUPLEN. <b>1372</b> mm.		MAXIMO <b>1372</b> mm.	MINIMO <b>152</b> mm.
ALZAMA ALTO NIVEL <b>1372</b> mm.		ALZAMA BAJO NIVEL	NIVEL DE PARO

MATERIALES: CASCARON <b>A.C (3) CABEZAS A.C.</b>
MATERIAL SEPARACION <b>152</b> mm: MATERIAL <b>ACERO INOX.</b>
TIPO CILINDRO: DIAMETRO <b>2591</b> mm.
TIPO DE TANQUE: LONGITUD <b>4877</b> mm: ANCHO <b>4877</b> mm.
CORROSION PERM: CASCARON <b>3.2</b> mm: CABEZAS <b>3.2</b> mm.
ASISTENTE NO. <b>00</b>
REQUISITO INTERN. NO. <b>00</b>

BOQUILLAS		
Nº	INCHES	SERVICIO
1	508	ENTRADA DE HOMBRE
7	406	SALIDA DE GAS
8	51	VENTEO
11	406	ALIMENTACION
17	51	SALIDA DE LIQUIDO
31	51	DRENE
33	51	VALVULA DE SEGURIDAD
35	51	CONEXION DE SERVICIO
46A	2	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS:

- 1) ACOTACIONES Y DIMENSIONES EN MM.
- 2) ALTURA MINIMA POR TUBERIAS.
- 3) ACERO AL CARBON.



APROBACION			
FECHA			
FECHA POR			
SP. N.º			

PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO

UNAM FES-CUAUTITLAN

CLAVE FA-202

TESIS PROFESIONAL

Nº DE UNIDADES 1 (UNA)

JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

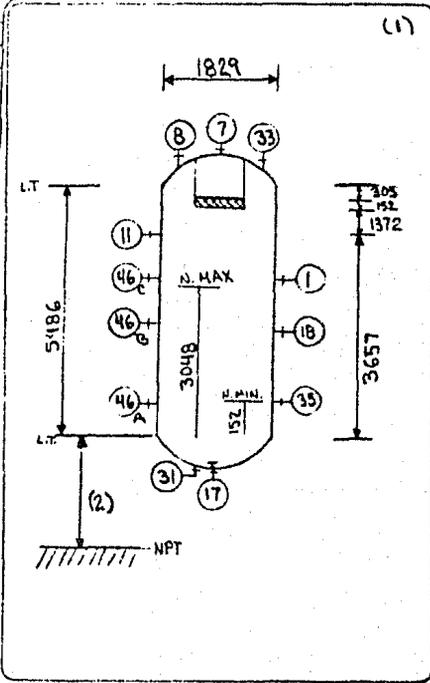
REVISION		SEPARADOR DE HIDROCARBUROS		POSICION VERTICAL	
TIPO DE FLUIDO		TRIETILENGLICOL		E=0	
TEMPERATURA		82		E=0	
DENSIDAD		0.006		E=0	
PRESION		4.9		E=0	
CAPACIDAD		5486		E=0	
MATERIAL		A.C.		E=0	
CORROSION		3.2		E=0	
REVESTIMIENTO		PROTECCION		E=0	

BOQUILLAS		
Nº	INCHES NOMINAL	SERVICIO
1	508	ENTRADA DE HOMBRE
7	51	SALIDA DE GAS
8	51	VENTEO
11	76	ALIMENTACION
17	76	SALIDA DEL TEG
18	51	SALIDA DE CONDENSADO
31	51	DRENE
33	76	VALVULA DE SEGURIDAD
35	51	CONEXION DE SERVICIO
46	3	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS

1) ACOTACIONES Y DIMENSIONES EN mm.

2) ALTURA MINIMA POR TUBERIAS,



REVISION	FECHA	HECHA POR	AP. POR

PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO  
 CLAVE FA-203  
 N° DE UNIDADES 1 (UNA)

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

RECIPIENTES  
 (HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8  
9  
10  
11  
12  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30

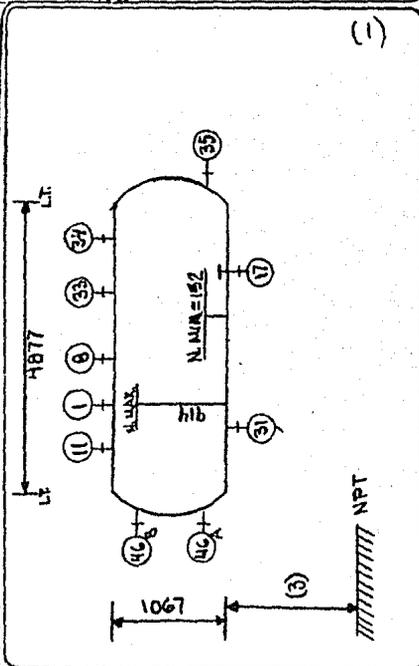
1	SPEL-203 <b>TANQUE DE BALANCE DE GLICOL</b>				POSICION: <del>VERTICAL</del> HORIZONTAL	
2	TIPO DE FLUJO: LIQUIDO	TRITILENGLICOL	FLUJO: 318	lpm	DENSIDAD 0.99	g/cm <sup>3</sup>
3	VAPOR O GAS		FLUJO:		DENSIDAD	g/cm <sup>3</sup>
4	TEMPERATURA OPERACION	193	°C	MAXIMA 202	°C	DISEÑO 220
5	PRESION OPERACION	0.7	kg/cm <sup>2</sup> man	MAXIMA 0.7	kg/cm <sup>2</sup> man	DISEÑO 3.5
6	DIMENSIONES: LONGITUD TT		4877	mm	DIAMETRO 1067 mm	
7	CAP. TOTAL		4361 T-T			
8	NIVEL NORMAL		mm	MAXIMO 914	mm	MINIMO 152
9	ALARMA ALTO NIVEL	914	mm	ALARMA BAJO NIVEL 152	mm	NIVEL DE FALO
10	MATERIALES: CASCARON		A.C.	CABEZAS A.C.		
11	MATERIAL SEPARADORA			ESPESOR		
12	TIPO DE TANGULAR			LONGITUD		
13	CORROSION PERM.		CASCARON 3.2	CABEZAS 3.2		
14	AISLAMIENTO: SI, PROTECCION					
15	REQUERIMIENTO INTERNO: NO					

BOQUILLAS

N°	N° REG.	OTO. NOMINAL	SERVICIO
1	1	308	ENTRADA DE HOMBRE
8	1	25	VENTED (2)
11	1	76	ALIMENTACION
17	1	76	SALIDA DE LIQUIDO
31	1	38	DRENE
33	1	51	VALVULA DE SEGURIDAD
34	1	51	LINIA IGUALADORA DE PRESION
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
463	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS:

- 1) A NOTACIONES Y DIMENSIONES EN mm.
- 2) DEBE IR COLONDA EN LA TUBERIA DE LA LINEA IGUALADORA DE PRESION.
- 3) ALTURA MINIMA POR TUBERIAS.



REVISION			
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			

PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO

UNAM FES-CUAUTITLAN

CLAVE FA-204

TESIS PROFESIONAL

Nº DE UNIDADES 1 (UNA)

JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

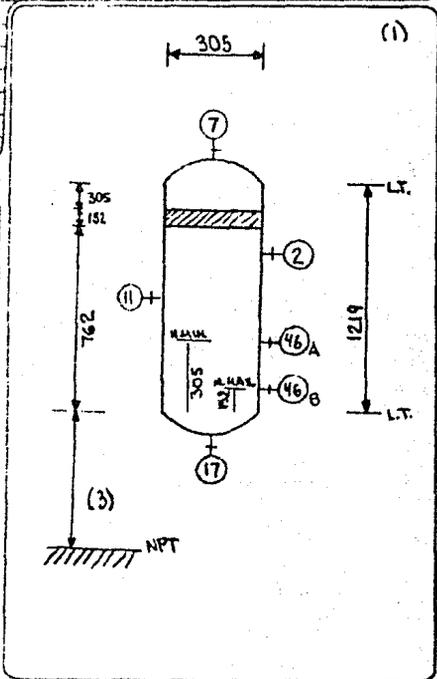
SERVICIO: <b>SEPARADOR DE CONDENSADOS DEL GAS DE AGOTAMIENTO</b>		POSICION VERTICAL: <b>-----</b>	
TIPO DE FLUIDO: <b>COMBUSTIBLE</b>		FLUJO: <b>0.014</b> m <sup>3</sup> /seg. DENSIDAD: <b>0.014</b> g/cm <sup>3</sup>	
TEMPERATURA OPERACION: <b>62</b> °C	MAXIMA: <b>62</b> °C	DISEÑO: <b>78</b> °C	
OPERACION: <b>14.8</b> eq/eq. hora	MAXIMA: <b>14.8</b> eq/eq. hora	DISEÑO: <b>17</b> kg/cm <sup>2</sup> abs	
DIMENSIONES LONGITUD: <b>1219</b> mm		DIAMETRO: <b>305</b> mm	
NIVEL: <b>-----</b> mm		MAXIMO: <b>305</b> mm	
ALANCA A TOPO: <b>305</b> mm		FORMA REDONDA: <b>-----</b> mm	
MATERIALES: CASCANON <b>A.C.</b>		CAREZAS: <b>A.C.</b>	
MALLA SEPARADORA: <b>152</b> mm		MATERIAL: <b>A.C.</b>	
DIAMETRO: <b>305</b> mm		CAP TOTAL: <b>89</b> T-T	
TIPO BASTON: <b>-----</b> mm		MINIMO: <b>152</b> mm	
CONEXIONES PERNO: CASCANON <b>3.2</b> mm		CAREZAS: <b>3.2</b> mm	
AISLAMIENTO NO: <b>-----</b>		NIVEL DE PISO: <b>-----</b> mm	
REFINAMIENTOS: <b>-----</b>			

BOQUILLAS

Nº	INSTRUMENTO	SERVICIO
2	152	REGISTRO DE MAND
7	51	SALIDA DE GAS
11	51	ALIMENTACION
17	25	SALIDA DE LIQUIDO (2)
46	38	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS:

- 1) ACOTACIONES Y DIMENSIONES EN mm.
- 2) LIQUIDO A DRENAJE.
- 3) ALTURA MINIMA POR TUBERIAS.



REVISOR		
FECHA		
REVISOR		
APROBACION		

PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO  
 CLAVE DA-200  
 N° DE UNIDADES 1 (UNA)

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

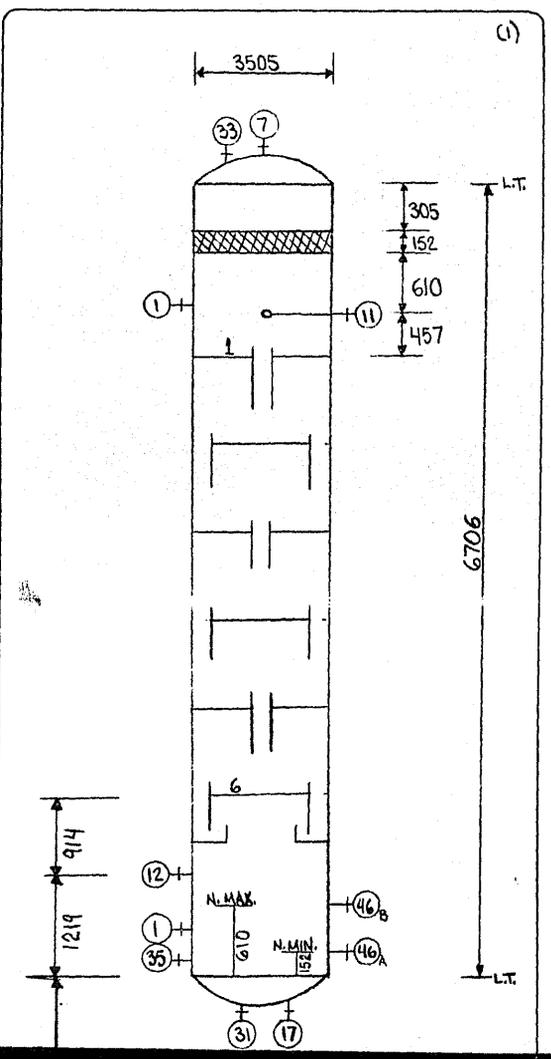
**T O R R E S**  
 (HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	TIPO: <u>PLATOS</u>	SERVICIO <u>DESHIDRATADORA DE GAS</u>
2	DIAMETRO: <u>3505</u>	mm
3	ALTURA TOTAL <u>6706 T-T</u>	mm
4	TEMPERATURA OPERACION SUP: <u>53</u>	°C
5	PRESION OPERACION: <u>844</u>	kg/cm <sup>2</sup>
6	DISÑO: TEMP SUP: <u>72</u> °C	INTE: <u>2</u> °C
7	MATERIALES: CASCARON <u>(4)</u>	REC INT: <u>ESPLON</u>
8	CORROSION PERMISIBLE CASCARON	mm
9	RELEVADO DE ESFUERZOS SI <u>3.2</u>	mm
10	AISLAMIENTO: SI <u>(5)</u>	
11	MATERIAL: PLATOS <u>A.C.(3)</u>	EMPAQUE <u>---</u>

No.	TIPO	N° DE PASOS	ESPACIAMIENTO
1-6	VALVULA (6)	2	610

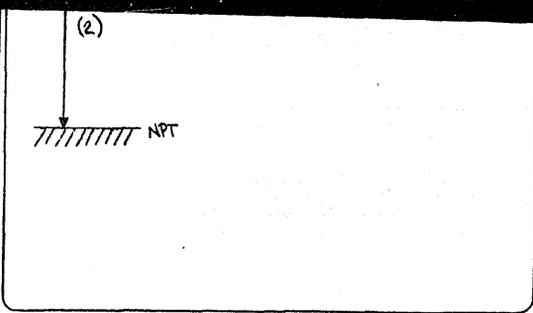
TIPO	No. DE CAMAS
---	---

N°	N° REQ.	DTO NOMINAL	SERVICIO
17	1	508	ENTRADA DE HOMBRE
18	7	406	SALIDA DE GAS AMARGO SECO
19	11	76	ALIMENTACION DE LIQUIDO (TEG)
20	12	406	ALIMENTACION DE GAS AMARGO HUMEDO
21	17	76	SALIDA DE LIQUIDO (TEG)
22	31	76	DRENE
23	33	102	VALVULA DE SEGURIDAD
24	35	51	CONEXION DE SERVICIO
25	46A	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			



52  
53  
54  
55  
56


- NOTAS: 1) ACOTACIONES Y DIMENSIONES EN mm.  
2) ALTURA MINIMA POR TUBERIAS.  
3) LOS TRES PLATOS SUPERIORES SERAN DE A.C.  
LOS RESTANTES CORRESPONDEN A ACERO INOX.  
4) DE LA TANGENTE INFERIOR A LA ALTURA MEDIA  
DE LA TORRE (3353 mm) SERA DE ACERO INOXIDABLE, LA PARTE SUPERIOR ES DE A.C.  
5) PARA EVITAR PROBLEMAS DE OPERACION DEL EQUIPO.  
6) GLITSCH V-1.



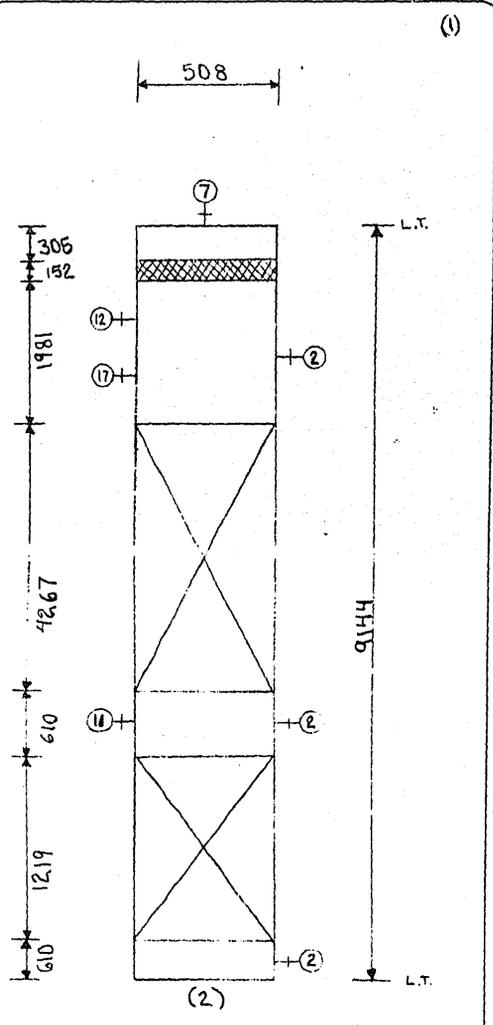
REVISION				
FECHA				
HECHA POR				
NO. 400				

PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS AMARGO  
 CLAVE DA-201  
 N° DE UNIDADES 1 (UNA)

UNAM FES-CUAUTITLAN  
 TESIS PROFESIONAL  
 JOSE MARIA BRINDIS ROLDAN

**TORRES**  
 (HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	TIPO: <u>EMPACADA</u>		SERVICIO: <u>REGENERADORA DE GLICOL</u>
2	DIAMETRO: <u>508</u>	mm	Y
3	ALTURA TOTAL: <u>9144</u>	mm	FALDON: <u>(2)</u>
4	TEMPERATURA OPERACION: SUP: <u>100</u>	°C	INP: <u>193</u>
5	PRESION OPERACION: <u>0.7</u>		
6	DISEÑO: TEMP. SUP: <u>210</u>	°C	INP: <u>193</u>
7	MATERIALES: CASCARON: <u>A.L.</u>	REC. INT.:	PRESION: <u>3.5</u>
8	CORROSION PERMISIBLE CASCARON: <u>3.2</u>	mm	ESPESOR: <u>3.2</u>
9	RELEVADO DE ESFUERZOS: <u>SI</u>	mm	
10	ABLAMIENTO: <u>SI</u>	<u>PROTECCION</u>	
11	MATERIAL: <u>PLATOS</u>	<u>EMPAQUE ANILLOS PALL</u>	
12	PLATOS		
13	NRA.	TIPO	N° DE PASOS
14			ESPACIAMIENTO
15	EMPAQUE		
16	TIPO: <u>ANILLOS PALL (METALICOS)</u>	No. DE CAMAS: <u>2</u>	
17	ALTURA DE CADA CAMA: <u>4261 Y 1219</u>	PESO POR CAMA: <u></u>	kg
18	BOQUILLAS		
19	N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL
20	2	3	152
21	7	1	152
22	11	1	76
23	12	1	76
24	17	1	76
25	SERVICIO		
26	REGISTRO DE MANO		
27	SALIDA DE VAPOR		
28	ALIMENTACION DE SOLUCION DE TEG		
29	ALIMENTACION AL SERPENTIN (3)		
30	SALIDA DE LIQUIDO DEL SERPENTIN (3)		
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			





#### 4.9.- Índice de Figuras.

	Hoja
Figura 1.- Curvas Presión-Temperatura para predicción de formación de hidratos.	6
Figura 2.- Contenido de agua en el gas con corrección por densidad relativa.	8
Figura 3.- Pérdidas por vaporización de TEG a diferentes temperaturas de contacto.	26
Figura 4.- Efecto del gas de agotamiento sobre la concentración de TEG.	28
Figura 5.- Puntos de rocío para diversas soluciones de TEG a varias temperaturas de contacto.	31
Figura 6.- Efecto de la concentración de TEG y la relación de circulación de glicol en la depresión de punto de rocío.	33
Figura 7.- Temperatura de punto de rocío del agua - contra presión del gas.	80
Figura 8.- Determinación de la constante "C" para cálculo del diámetro de la Torre Deshidratadora.	86
Figura 9.- Curvas de composición líquido-vapor para soluciones de Trietilenglicol.	97
Figura 10.- Concentración posible de TEG al utilizar gas de agotamiento.	106

- 1.- Se recomienda que para deshidratar grandes volúmenes de gas, el sistema más adecuado es utilizando agentes desecantes líquidos.
- 2.- Se determina que la deshidratación de gas es más ventajosa utilizando trietilenglicol como agente desecante, debido a que se adapta mejor para operar con gas amargo, tiene mayor capacidad de remoción de - - agua y presenta menores problemas para la operación de la planta y en disminución de las pérdidas por -- evaporación.
- 3.- Los problemas de operación en las plantas deshidratadaoras pueden ser caracterizados en tres áreas generales: espumamiento, contaminación y corrosión.
- 4.- Se analizan los términos empleados en deshidratación de gas, para tener una mejor comprensión del proceso y de las características que envuelven el diseño de élla.
- 5.- Se realiza un diseño más riguroso de la Torre Deshidratadora y Torre Regeneradora. por la enorme importancia que representan en la operación y buen funcionamiento de la planta.
- 6.- En el sistema de regeneración de glicol, la Torre Regeneradora está diseñada para tener la flexibilidad de operar bajo las siguientes condiciones: cuando no

esté funcionando la Torre con gas de agotamiento, la corriente del domo se mandará a la atmósfera, debido a que el flujo consiste en vapor de agua principalmente. Al -- operar con gas de agotamiento, el flujo del domo se mandará a desfogue, debido al peligro que se originaría de contaminación, explosión e incendio, al mandar el gas de agotamiento (combustible) a la atmósfera.

- 7.- La información generada en la tesis sirve como base para continuar profundizando acerca de más aspectos del diseño de la Planta Deshidratadora, hasta la generación de la información necesaria para tener la planta totalmente terminada.

- 1.- Arnold J. L. and R. L. Pearce, Let Glycols Help Inhibit Hydrate Formation, The Oil and Gas Journal. July 3, 1961.
- 2.- Ballard Don, Operator Talk... Glycol Dehydration, Hydrocarbon Processing. April 1977.
- 3.- Boletín Informativo IMP, Plataformas de Compresión. Julio 1981, pag. 19-20.
- 4.- Campbell John M., Gas Conditioning and Processing, 2<sup>a</sup> Edition, Campbell Petroleum Series, Norman (Oklahoma). January 1978.
- 5.- Catálogo del Fabricante de Filtros "Peco" (series 10 y 55).
- 6.- Chavarría Jesús, Potencial actual y futuro de la Industria Petrolera en México, Revista IMIQ. Mayo-Junio 1978, pag. 12-20.
- 7.- Crane, Flow of Fluids, 1976.
- 8.- Curso de Ingeniería Básica de Proceso, en el Instituto Mexicano del Petróleo, 1981.
- 9.- Estep James W. and Edward W. Plum, Economics of Sour Gas - Industry, 19th Canadian Chemical Engineering Conference, - Edmonton-Alberta. October 19-22, 1969.
- 10.- Gallant Robert W., Physical Properties of Hydrocarbons, -- Hydrocarbon Processing. April 1967.

- 11.- Gas Conditioning Fact Book. The Dow Chemical Company/Mid -  
land, Michigan.
- 12.- Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data --  
Book, 9<sup>a</sup> Edition, Tulsa (Oklahoma), 1972.
- 13.- Glitsch, Manual (Bulletin #160).
- 14.- Huntington R. L., Natural Gas and Natural Gasoline, Mc. --  
Graw-Hill, 1950.
- 15.- Kern Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor, 8<sup>a</sup> Im-  
presión en Español, Editorial Continental, 1974.
- 16.- Kern Robert, How to Size Process Piping for Two-Phase Flow  
Hydrocarbon Processing. October 1969.
- 17.- Kohl Arthur L., Gas Purification, 3<sup>a</sup> Edition, Gulf Publi -  
shing Company Book Division, 1979.
- 18.- Laren D. B. and J. C. Upchurch, Distillation, Chemical --  
Engineering. June 1, 1970.
- 19.- Ludwig Ernest E., Applied Process Design for Chemical and  
Petrochemical Plants, 2<sup>a</sup> Edition (Vol. 1), Gulf Publishing  
Company. August 1980.
- 20.- Ludwig Ernest E., Applied Process Design for Chemical and  
Petrochemical Plants, 2<sup>a</sup> Edition (Vol. 2), Gulf Publishing  
Company. August 1980.
- 21.- Perry Robert H./Cecil H. Chilton, Chemical Engineers' Hand  
book, 5<sup>a</sup> Edition, Mc. Graw-Hill.
- 22.- Polderman L. D., The Performance of Vacuum Regenerated Gly-  
col-Type Natural Gas Dehydration Plants, The Oil and Gas -  
Journal. September 23, 1957.
- 23.- Redus Frank R., How to Operate and Maintain Glycol Gas --  
Dehydration Units, 4<sup>a</sup> Edition, Drilling/Production Rules-  
of-Thumb Handbook, 1971.

- 24.- Russell Thomas H., Improve Glycol Dehydrator Operation, --  
The Oil and Gas Journal. November 5, 1962.
- 25.- Sarma Hiren, How to Size Gas Scrubbers, Hydrocarbon Pro --  
cessing. September 1981.
- 26.- Senatoroff N. K., How to Mitigate Corrosion... in a glycol  
dehydration plant, The Oil and Gas Journal. April 27, 1953.
- 27.- Sivalls C. Richard, Glycol Dehydrator Design Manual, Volu-  
me III, Gas Conditioning Proceedings, Odessa (Texas).
- 28.- Swerdloff Will, What we've learned in 20 years about Gas -  
Dehydrators, The Oil and Gas Journal. April 29, 1957.
- 29.- Treybal Robert E., Operaciones de Transferencia de Masa, -  
2<sup>a</sup> Edition, Mc. Graw-Hill, 1981.
- 30.- Worley Steve, Black, Sivalls and Bryson, Super-Dehydration  
with Glycols, Vol. III, Gas Conditioning Proceedings, --  
Oklahoma City, Oklahoma.