



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

“PROCESO Y MANEJO DE GAS”

T E S I S

PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO PETROLERO

PRESENTA:

GÓMEZ OROPEZA JOSÉ ANTONIO



DIRECTORA DE TESIS:

ING. MAYSSE ROQUE ANALINDA MARINA

MÉXICO, D.F., CIUDAD UNIVERSITARIA, 2015

Agradecimientos

A mis padres por brindarme todo su apoyo en todo momento durante la carrera, a mi padre por ser parte de mi vida y enseñarme las cosas que me hicieron ser el ser humano que soy, a mi madre por el ejemplo que siempre ha dado, por el apoyo y el amor que me ofrece día tras día. Gracias.

A Denys la mujer que me ama, que me ha sabido sobrellevar, aguantar.

A mi hermanos Juan y Paola que me han apoyado en muchas cosas en especial a mi hermano por las cosas que le hice pasar y ahora por fin las cosas rinden fruto.

A mis abuelitos que siempre me han apoyado, dando consejos y regañándome cuando las cosas que son incorrectas.

Al jefe y a la jefa que siempre me han dado ánimos para no desistir de mis objetivos, les dedico este trabajo.

Un especial reconocimiento a los Ing. Analinda Marina Maysse Roque e Ing. Jaime Larios González por apoyarme en la realización de este trabajo, no solo con los aportes de información si no también por señalarme mis errores con el fin de entregar un trabajo de calidad.

A mis sinodales M. I. Felipe de Jesús Lucero Aranda, Ing. Juventino Sánchez Vela, Ing. Francisco Javier Flores Arteaga, quienes a pesar de su carga de trabajo, me brindaron su ayuda y tiempo para realizar este trabajo.

A mis amigos que siempre me han ayudado a pasar buenos ratos, hacer llevadera la facultad, me ayudaron cuando necesitaba un aliento, me aguantaron tanto tiempo, gracias Chuchito, Goma, Arias, Barco, Isa, Buki, Xuxu, Tino, Jonhy, Emily y Luis.

Resumen

En la actualidad México se enfrenta a la creciente necesidad de mejorar la explotación de los campos , por lo que es necesario implementar el uso de sistemas artificiales de producción por ejemplo el bombeo neumático.

En consideración a lo anterior, es primordial conocer y entender los procesos de acondicionamiento que el gas de inyección requiere para cumplir las especificaciones necesarias, con el fin de evitar problemas de corrosión y formación de hidratos dentro de los pozos generando un aumento en los costos.

Los factores principales que controlan la calidad del gas dependen del contenido de los gases amargos el agua presentes en la corriente de gas amargo húmedo, las cuales deben de cumplir con las especificaciones requeridas. Para ello, los procesos en el tratamiento del gas son el endulzamiento y la deshidratación, consistiendo en la remoción de los gases ácidos y la cantidad de agua, respectivamente.

Los procesos de endulzamiento y deshidratación deben ser una parte inherente de la explotación de los yacimientos, ya que al aplicar dichos procesos el gas puede ser usado como combustible o gas de bombeo neumático.

Finalmente, una parte importante en el manejo del gas es la compresión del gas (amargo y dulce), suministrando de esta manera la presión necesaria para su transporte y acondicionamiento.

Contenido

Agradecimientos	I
Resumen	II
Lista de tablas	IX
Lista de figuras	XI
Nomenclatura	XIII
Introducción	1
1. Separación	4
1.1. Baterías de separación	4
1.2. Etapas del proceso de separación en la batería	5
1.2.1. Separación primaria	5
1.2.2. Rectificación de gas	6
1.2.3. Filtros	9
1.2.4. Unidades recuperadoras de vapor	10
1.3. Limpieza del gas	10
2. Endulzamiento	12
2.1. Introducción	12
2.2. Factores de selección del sistema de endulzamiento	13
2.3. Procesos de absorción	14
2.3.1. Solventes Químicos	14
2.3.2. Solventes Físicos	35
2.4. Procesos de adsorción (lecho sólido)	36
2.4.1. Proceso con Mallas Moleculares	36
2.4.2. Proceso con esponja de hierro	37
2.4.3. Proceso con óxido de zinc	38
2.5. Membranas	38
2.6. Proceso Claus	41

2.6.1. Etapas del proceso Claus	41
3. Deshidratación	44
3.1. Aspectos generales	44
3.2. Hidratos	48
3.2.1. Condiciones necesarias para los hidratos	49
3.2.2. Ejemplos del uso de gráficos	56
3.2.3. Control de los hidratos	60
3.3. Métodos para la deshidratación	62
3.3.1. Absorción	64
3.3.2. Procesos criogénicos	83
4. Compresión	92
4.1. Tipos de compresores	92
4.1.1. Compresor centrífugo	94
4.1.2. Compresor reciprocante	95
4.2. Selección de los compresores de procesos	97
4.3. Ecuaciones de compresión politrópica	98
4.3.1. Análisis de los procesos politrópicos	100
4.4. Análisis de los procesos adiabáticos	102
4.4.1. Ejemplo	104
4.4.2. Estimación de la potencia del freno	106
4.4.3. Temperatura de descarga	109
4.4.4. Potencia requerida por cada una de las etapas	109
4.5. Módulos de compresión en mar abierto	114
4.6. Seguridad y ambiente	115
Conclusiones	117
Recomendaciones	118
Apéndices	119
A. Planta criogénica	119
A.1. Introducción	119
A.1.1. Función de la planta	119
A.1.2. Proceso	119
A.2. Capacidad, rendimiento y flexibilidad	120
A.2.1. Factor de efectividad	120
A.2.2. Capacidad y rendimiento	120
A.2.3. Flexibilidad	120
A.3. Servicios auxiliares	120
A.3.1. Agua de enfriamiento	120

A.3.2.	Agua para servicios y usos sanitarios	121
A.3.3.	Agua potable	121
A.3.4.	Agua contra incendio	121
A.3.5.	Aire de instrumentos y planta	121
A.3.6.	Gas combustible	122
A.3.7.	Refrigeración	122
A.3.8.	Almacenamiento	122
A.4.	Especificaciones del gas de entrada	123
A.5.	Especificaciones de los productos	123
A.6.	Condiciones de alimentación en límites de batería	126
A.7.	Condiciones de productos en límites de batería	126
A.8.	Lista de equipo	127
A.8.1.	Sección criogénica	127
A.8.2.	Sección de refrigeración	129
A.8.3.	Equipo auxiliar	130
A.9.	Descripción del proceso	131
A.9.1.	Introducción	131
A.9.2.	Descripción del proceso	132
A.9.3.	Requerimientos de servicios auxiliares	140
A.9.4.	Criterios generales de diseño del proceso	141
A.10.	Variables de control y operación	142
A.10.1.	Flujo	142
A.10.2.	Presión	143
A.10.3.	Temperatura	144
A.10.4.	Humedad del gas deshidratado	144
A.10.5.	Inyección de metanol	144
B.	Operación de un módulo de compresión	145
B.1.	Generalidades	145
B.1.1.	Descripción de la plataforma	145
B.2.	Proceso de compresión	148
B.3.	Sistema de gas combustible	151
B.3.1.	Proceso	151
B.3.2.	Suministro y tratamiento del gas combustible	151
C.	Contexto operacional de un centro de proceso marítimo	153
C.1.	Generalidades	153
C.1.1.	Descripción del centro de proceso	153
C.2.	Equipos	155
C.2.1.	Sistema de compresión	155
C.2.2.	Sistema de separación	156
C.2.3.	Sistema de compresión de aire	156
C.3.	Descripción del proceso	156

CONTENIDO

VI

C.3.1. Separación y bombeo de crudo	156
C.3.2. Sistema de recuperación de vapor	157
C.3.3. Compresor de Gas Amargo Booster	158
C.3.4. Acondicionamiento de gas de bombeo neumático	159
C.4. Insumos y productos	160
C.4.1. Insumos	161
C.4.2. Emisiones	163
C.4.3. Productos	163
C.4.4. Residuos	164
D. Especificaciones para el transporte de gas	166
E. Especificaciones para el gas en México	168
F. Términos	170

Índice de tablas

1.1. Clasificación de las baterías	4
2.1. Propiedades principales de las aminas	20
2.2. Propiedades de trabajo de las aminas	27
2.3. Métodos físicos	35
3.1. Inhibidores termodinámicos	61
3.2. Inhibidores de baja dosis	62
3.3. Propiedades físicas de los glicoles	64
3.4. Velocidad de vapor	73
4.1. "n" de acuerdo al tipo de proceso	99
4.2. Capacidad calorífica molar	103
4.3. Mezcla de gas	104
4.4. Mezcla de gas	105
A.1. Condiciones del agua de enfriamiento en los límites de la batería	120
A.2. Condiciones de la red de aire en la planta	121
A.3. Características del gas combustible	122
A.4. Características del gas refrigerante	122
A.5. Composición del gas de entrada	123
A.6. Especificaciones de los productos de salida	123
A.7. Composición del gas residual de alta presión	124
A.8. Composición del gas residual de baja presión	124
A.9. Composición del L.P.G.	125
A.10. Composición de gasolinas C ₅₊	125
A.11. Condiciones de alimentación en los límites de la batería	126
A.12. Condiciones de los productos en los límites de la batería	126
A.13. TAG del calentador a fuego directo	127
A.14. TAG de las torres	127
A.15. TAG de los intercambiadores de calor	127
A.16. TAG de los recipientes	128
A.17. TAG de las bombas	128

A.18.TAG de los compresores	128
A.19.TAG de los expansores	129
A.20.TAG de los intercambiadores de calor	129
A.21.TAG de los recipientes	129
A.22.TAG de las bombas	129
A.23.TAG de los compresores	129
A.24.TAG de los recipientes	130
A.25.TAG de las bombas	130
A.26.TAG de los compresores	130
A.27.TAG de los paquetes	130
A.28.Condiciones de operación del condensador del domo (EA-21-106) . . .	135
A.29.Acumulador de reflujo (FA-32-104)	135
A.30.Bomba de reflujo (GA-41-102 A/B)	136
A.31.Torre desetanizadora (DA-31-101)	136
A.32.Reboiler inferior (EA-21-107)	136
A.33.Reboiler superior (EA-21-108)	136
A.34.Torre desbutanizadora (DA-31-102)	137
A.35.Reboiler (EA-21-109)	137
A.36.Condensador del domo (EA-21-110)	137
A.37.Bomba (GA-41-103 A/B)	137
A.38.Bomba (GA-41-104 A/B)	137
A.39.Bomba (GA-41-105 A/B)	137
A.40.Enfriador (EA-21-112 A/B)	137
A.41.Enfriador (EA-21-111 A/B)	138
A.42.Condiciones en los límites de la batería	139
A.43.Condiciones en los límites de la batería	140
A.44.Condiciones del agua de enfriamiento	140
A.45.Equipo utilizado para el agua de enfriamiento	140
A.46.Tiempos de adsorción/ regeneración	141
C.1. TAG del sistema de compresión	155
C.2. TAG del sistema de separación	156
C.3. TAG del sistema de compresión de aire	156
C.4. Características del agua de mar	161
C.5. Características del diésel	162
C.6. Características del aceite crudo	162
C.7. Características del gas amargo	162
C.8. Características del gas combustible	163
C.9. Gases del quemador	163
C.10.Características del agua residual	165
D.1. Especificaciones del gas amargo para su transporte	166
D.2. Especificaciones que debe cumplir el gas dulce	166

D.3. Especificaciones que debe cumplir el gas en ductos² 167

E.1. Clasificación del gas amargo húmedo en México ¹ 168

E.2. Clasificación del gas amargo seco en México ¹ 168

E.3. Clasificación del gas dulce húmedo en México ¹ 169

E.4. Clasificación del gas dulce seco en México ¹ 169

Índice de figuras

1.	Ciclo del gas	3
1.1.	Separador	6
1.2.	Rectificador	7
1.3.	Partes del rectificador	8
1.4.	Tipos de filtros	9
1.5.	Unidades Recuperadoras de Vapor	10
2.1.	Clasificación de endulzamiento	13
2.2.	Guía para selección de procesos de endulzamiento de gas	14
2.3.	Aminas	19
2.4.	Alquilo	20
2.5.	Proceso de endulzamiento con aminas	25
2.6.	Membranas	39
2.7.	Recuperación de azufre por medio del proceso de Claus	42
3.1.	Contenido de agua	47
3.2.	Tipos de hidratos	48
3.3.	Condiciones para la formación de hidratos en el gas dulce	50
3.4.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.6 sin que se formen hidratos.	51
3.5.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.7 sin que se formen hidratos.	52
3.6.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.	53
3.7.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.9 sin que se formen hidratos.	54
3.8.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 1 sin que se formen hidratos.	55
3.9.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.	57
3.10.	Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.	59

3.11. Métodos para la prevención de hidratos de gas	60
3.12. Métodos de deshidratación	63
3.13. Planta de glicol	66
3.14. Contenido de agua	77
3.15. Pureza necesaria	78
3.16. Gasto de circulación de TEG	79
3.17. Gasto de circulación	81
3.18. Válvula de efecto Joule-Thompson	83
3.19. Complejo deshidratador con proceso criogénico	84
3.20. Efecto Joule-Thompson	85
3.21. Proceso criogénico	87
4.1. Tipos de compresores	93
4.2. Compresor centrífugo	94
4.3. Compresor de dos etapas	96
4.4. Compresión multietapa con intercambiador de calor	97
4.5. Curvas de compresión	99
4.6. Aproximación del factor k	104
4.7. Aproximación del factor k, con condiciones conocidas	106
4.8. Potencia requerida por el freno por unidad de volumen HP/MMpcsd	107
4.9. Potencia requerida por el freno por unidad de volumen HP/MMpcsd	108
4.10. Calculo de k	112
4.11. Sistema de compresión	115
A.1. Planta criogénica	132
B.1. Complejo de proceso marino	146
B.2. Diagrama de bloques del proceso de compresión	150
C.1. Centro de procesamiento	153
C.2. Diagrama de producción de la plataforma	154
C.3. Diagrama de entrada y salida de la plataforma	161

Nomenclatura

Mayúsculas

Símbolo	Parámetro	Unidad
P	Presión	Kg/cm ² psia
T	Temperatura	°C, °F
C_P	Poder calorífico	BTU/pie ³
%P/P	Por ciento peso	%
V_g	Velocidad del gas	pies/s
C_{MDEA}	Concentración de MDEA	%
Q_g	Gasto	MMpcsd
Q_{gas}	Flujo molar	$\left(\frac{lbmol}{hr} \right)$
$CO_{2removido}$	Flujo molar de CO_2 removido	$\left(\frac{lbmol}{hr} \right)$
M_{MDEA}	Masa de MDEA por galón de solución	$\frac{lb_{MDEA}/gal}{lbmol_{MDEA}}$
\dot{m}	Flujo másico de MDEA	$\frac{hora}{gpm}$
Q_{MDEA}	Gasto de MDEA bombeada	gpm
C_G	Corrección por gravedad	-
C_S	- Corrección por salinidad	-
$W_{entrada}$	Contenido de agua	lb de H_2O /MMpcsd
$W_{leído}$	Contenido de agua (método gráfico)	lb de H_2O /MMpcsd
W_{H_2O}	Contenido de agua a retirar	lb de H_2O /MMpcsd
$W_{entrada}$	Contenido de agua en la entrada de la planta	lb de H_2O /MMpcsd
W_{salida}	Contenido de agua a la salida de la planta	lb de H_2O /MMpcsd
T_{ra}	Punto de rocío	°F
T_r	Punto de rocío leído	°F
A_p	Punto de rocío de la torre	°F
N	Número de platos teóricos	-

Mayúsculas

Símbolo	Parámetro	Unidad
N_R	Número de platos reales	-
Q_{minTEG}	Gasto mínimo de TEG	gpm
K	Velocidad	pie/s
D	Diámetro de la torre	pg

Minúsculas

Símbolo	Parámetro	Unidad
ppm	partes por millón	ppm
lb de $H_2O/MMpcsd$	lb de agua por millones de pies cúbicos estándar	lb/MMpcsd
gpm	Galones por minuto	
gal/min		
z	Factor de compresibilidad	-
v	Velocidad permisible del gas	pie/s
m	flujo másico de glicol	lb/gal

Letras griegas

ΔP	Caída de presión	Kg/cm ² psia
γ_{MDEA}	Gravedad específica de MDEA	-
ρ_{MDEA}	Densidad de MDEA	lb/gal
γ_g	Gravedad específica del gas	-
ρ_{TEG}	Densidad del TEG	-
ρ_{gas}	Densidad del gas	-

Introducción

La producción de los pozos es enviado a los separadores, ahí la mezcla de hidrocarburos es separada, la corriente de gas pasa a una etapa de rectificación, donde hay una condensación de hidrocarburos, posteriormente la corriente de gas amargo es enviada a través de compresores a los Complejos Procesadores de Gas y Petroquímica

En los Complejos Procesadores de Gas, se recibe el gas amargo húmedo y enviada a las plantas de líquidos, donde se recupera hidrocarburos pesados, posteriormente pasa a la planta endulzadora de gas; en este proceso se extraen los gases amargos los cuales son tratados en la planta de azufre. Subsecuentemente, el gas dulce húmedo se envía al proceso de deshidratación , el cual consiste en remover el contenido de agua a través de los procesos criogénicos. Finalmente la corriente de gas dulce seco se envía a la torre fraccionadora, donde se obtienen los diferentes productos derivados del gas, en función de las condiciones de presión y temperatura características de cada componente, cumpliendo con con la calidad establecida en cada corriente.

Procesamiento del gas

El procesamiento del gas inicia con la corriente de *gas amargo húmedo* que se obtiene de la separación de fases, después es enviada a rectificación para retener líquidos atrapados en dicha corriente, luego se comprime y es enviada a las plantas de endulzamiento con el objeto de eliminar los gases ácidos, a la corriente de salida de dicho tratamiento se conoce con el nombre de *gas dulce húmedo*. Este flujo es enviado a la planta de deshidratación para eliminar el agua presente en la corriente de *gas dulce húmedo*, una vez que sale de dicho proceso la corriente se conoce como *gas dulce seco* que pasa a torres fraccionadoras para obtener *gas residual*, etano, gas licuado a presión (LPG) y gasolinas ligeras. Donde el *gas residual* es enviado a través de compresores para ser comercializado a los clientes.

Los principales contaminantes que pueden estar presentes en la corriente del gas son:

- Vapor de agua
- Agua libre
- Líquidos asociados a la producción (aceite lubricante, hidrocarburos pesados)
- Sólidos como arena, polvo, sal
- Gases no hidrocarburos (H_2S , CO_2 y N_2)

Las etapas de procesamiento y manejo del gas son las siguientes:

1. Separación de fases
2. Rectificación
3. Compresión de gas amargo
4. Endulzamiento
5. Recuperación de azufre
6. Deshidratación
7. Compresión de gas dulce

En la figura 1 se muestra el ciclo del proceso de gas, considerando que el gas residual (gas dulce seco) se utiliza como gas combustible y gas de bombeo neumático.

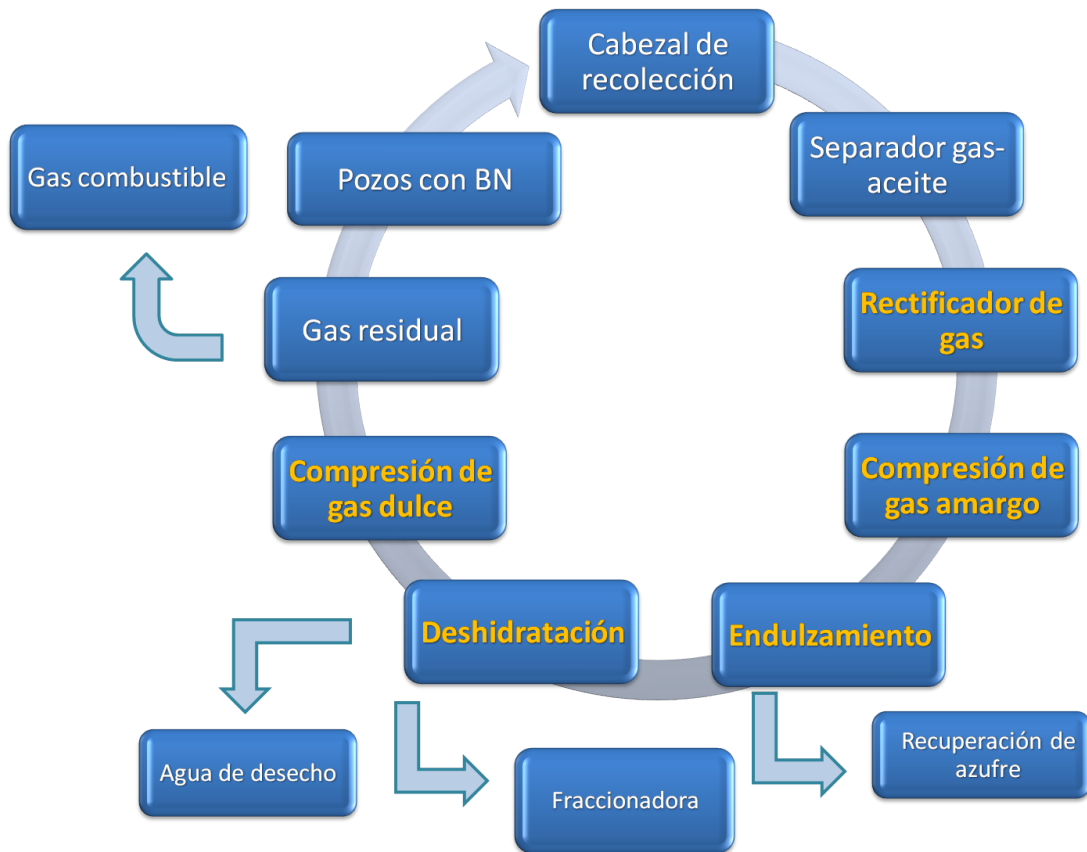


Figura 1: Ciclo del gas

Los procesos de tratamiento de gas son necesarios por que ayudan a:

- Control del proceso de corrosión
- Impedir la formación de hidratos
- Disminuir los costos del proceso de compresión
- Reducción de emisiones a la atmósfera.
- Eficiencia energética de procesos involucrados.
- Alto grado de contaminación que presentan los gases
- Entregar gas en condiciones adecuadas para el bombeo neumático

Capítulo 1

Separación

1.1. Baterías de separación

En la batería de separación se realiza la separación de las fases de la mezcla de hidrocarburos provenientes de los pozos productores y el gas separado es transportado y distribuido a las Complejos Procesadores de Gas.

Las instalaciones de proceso de producción primaria, son diseñados para manejar una producción máxima de los campos, se clasifican de acuerdo a la presión que maneja la batería.

Tabla 1.1: Clasificación de las baterías

Nombre	Clasificación	Rango	Unidad
Alta Presión	AP	>60	Kg/cm^2
Presión Intermedia	IP	40-60	Kg/cm^2
Baja Presión	BP	20-40	Kg/cm^2
Super Baja Presión	SBP	< 20	Kg/cm^2

Esta clasificación es importante ya que de ella depende la selección de los equipos que requieren ser instalados en función de los rangos de operación específicos.

Las razones por las que se debe efectuar una separación adecuada de líquido y gas, son:

1. Evitar grandes pérdidas de aceite ligero producto del arrastre en la corriente de flujo de gas.
2. Evitar problemas de corrosión, abrasión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y disminución en la capacidad de transporte de las líneas.

3. Asegurar que haya flujo ininterrumpido de gas (para que no genere taponamiento en la tubería).
4. Evitar la contaminación de las sustancias posteriores en el proceso de purificación (aminas, glicol).

1.2. Etapas del proceso de separación en la batería

El aceite y el gas que se producen son mezclas de cientos de compuestos diferentes, arrojados en forma de una corriente turbulenta de aceite, gas, agua y partículas sólidas, por lo que es necesario procesar dicha corriente tan pronto como sea posible. La corriente de aceite y el gas son enviados a la batería de separación, donde se realiza la separación, estas secciones son:

- Separador de primera etapa
- Rectificador de primera etapa
- Separador de segunda etapa o tanque de balance
- Rectificador de segunda etapa
- Unidad de recuperación de vapor

A continuación se mencionan algunos aspectos de cada una de las etapas:

1.2.1. Separación primaria

Los separadores como los mostrados en la figura 1.1 son equipos utilizados para separar corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos.

Separadores de primera etapa Realizan la primera separación de la producción, recibe la mezcla de crudo-gas, el gas obtenido se envía a los compresores de baja presión. Estos separadores cuentan con los instrumentos de monitoreo y el control automático y protección.

Separadores de segunda etapa En este equipo se recibe el flujo de aceite proveniente de los separadores de primera etapa, aquí se hace una segunda separación de la mezcla crudo-gas para su mejor estabilización.

Una vez que el aceite se encuentra separado, se transporta a la entrada de los filtros de crudo, para su posterior bombeo y el gas producto se manda al rectificador de gas.



Figura 1.1: Separador

1.2.2. Rectificación de gas

En este tanque se recibe el gas proveniente de los separadores de segunda etapa, aquí se realiza la separación de posibles hidrocarburos ligeros que puedan estar en la corriente de gas, provee una eficiencia de separación entre el 90 y 100 %, esta eficiencia es lograda por los internos del equipo.

Estos separadores utilizan como alimentación corrientes donde la relación de gas-aceite es alta, evitando así que el flujo de gas arrastre líquidos en forma de neblina. Cuando se instalan internos se mejora la eficiencia reduciendo entonces el tamaño del recipiente, son ideales para facilitar los procesos subsecuentes del gas y puede manejar hasta 3 barriles de líquidos por MMpcsd de gas o menos.



Figura 1.2: Rectificador

Los rectificadores también conocidos como depuradores, pueden ser verticales u horizontales, reciben el gas que ha sido previamente separado, limpiado, transportado desde otros equipos, para finalmente entregar un gas libre de hidrocarburos líquidos asegurando que no contenga materiales que puedan dañar los equipos.

Los usos de los depuradores son:

- Entregar el gas para ser suministrado a calentadores, hervidores, generadores de vapor, motores.
- Suministro de gas de control para plantas de procesamiento.
- Evitar la entrada de líquidos al compresor (aguas arriba).
- Reducir la entrada de contaminantes líquidos a los equipos deshidratadores y endulzadores (aguas arriba).
- Conservar la calidad de los fluidos que salen de los equipos deshidratadores y endulzadores (aguas abajo).
- Mantener en buenas condiciones el sistema de distribución de gas (aguas arriba).
- Remover cualquier líquido y sólido en las líneas de transmisión de gas (aguas abajo).

- Quitar el lubricante de la línea después de la compresión (aguas abajo)

El rectificador de gas seco es usado para remover el polvo, finos, herrumbre y otros materiales extraños del gas de la corriente de gas, utilizando filtros de sólidos.

El rectificador funciona de la siguiente manera:

1. El gas entra al rectificador y choca con un panel (A) el cual cambia la dirección del flujo de forma brusca, por lo que los líquidos coalescen.
2. El gas continúa hacia la parte superior atravesando el extractor de neblina (B).
3. El líquido atrapado en el desnebulizador, es drenado a través de un bolsillo y un tubo de drenaje (C).
4. El líquido es almacenado en la parte inferior del recipiente (D).

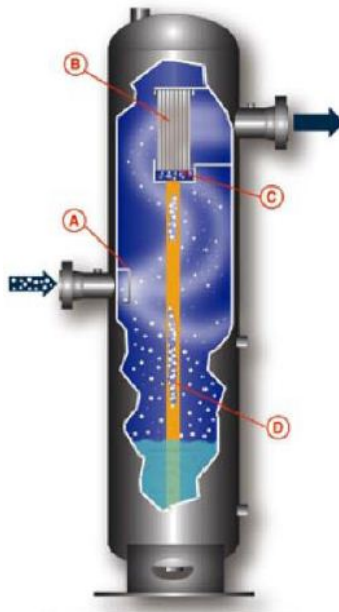


Figura 1.3: Partes del rectificador

Los hidrocarburos recogidos son enviados a los filtros de crudo y el gas rectificado se dirige a las unidades recuperadoras de vapor.

1.2.3. Filtros

Tienen como función principal la protección de equipos vitales como medidores de flujo, boquillas de pulverización, intercambiadores de calor, condensadores, bombas, ya que retienen las impurezas transportadas (polvo, agua, aceite) además de permitir un flujo adecuado. Generalmente, se encuentran antes de las estaciones receptoras funcionan con la propia presión del sistema, esencialmente son cilindros (llamados cartuchos), su limpieza se hace removiendo la parte central, permite remover partículas de hasta 0.3 micrones mejorando la eficiencia de los depuradores, sin embargo es necesario que haya un mantenimiento continuo o un cambio de cartuchos, mostrado en la figura 1.4.

Se requiere hacer una purga para eliminar el agua de condensación, además de contar con un manómetro diferencial instalado entre la entrada y la salida del gas, para tener control sobre la pérdida de flujo.

El filtro esta determinado por el tipo de gas, por la presión del sistema, el gasto, la pérdida de gas y el tamaño de las partículas que se requiere capturar.

Pueden estar compuestos por dos etapas para el tratamiento del fluido: en la primera etapa (filtración) donde son retenidos los sólidos y algunas gotas de líquido mientras que en la segunda etapa (separación) es separado del gas el líquido coalescido en los elementos filtrantes de la primera etapa.

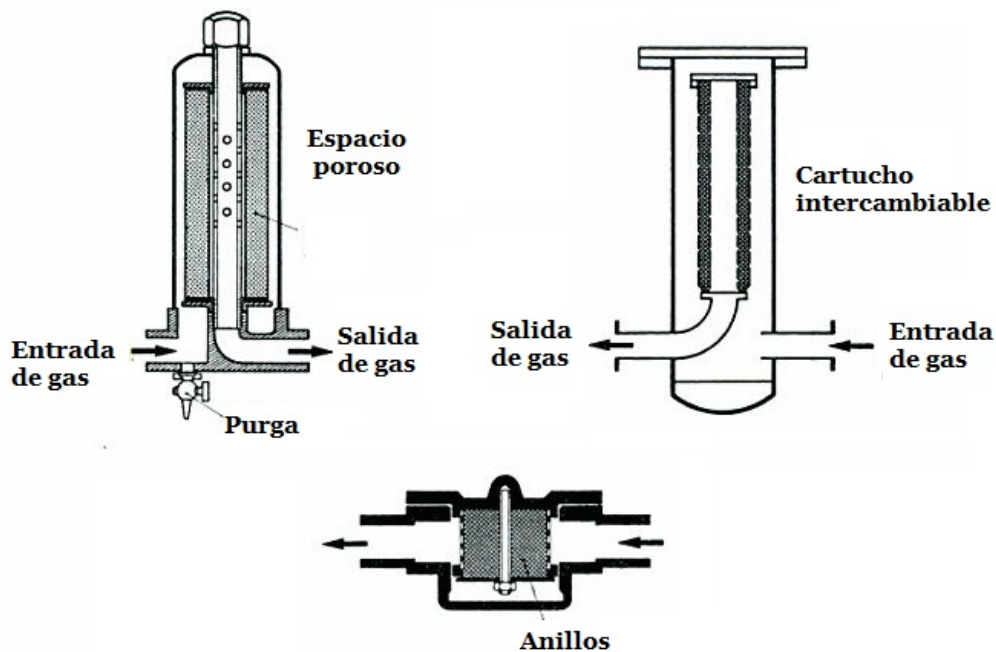


Figura 1.4: Tipos de filtros

1.2.4. Unidades recuperadoras de vapor

Estas unidades están equipadas con un separador de gas, una bomba de condensados, un compresor, un enfriador de gas, líneas de proceso y de servicios auxiliares, válvulas, tablero de control e instrumentación de monitoreo y control.

Estos equipos reciben el gas obtenido de los separadores de segunda etapa y del rectificador de gas y tienen como objetivo separar los condensados del gas que se encuentra a baja presión, una vez que le han sido retirados el gas es enviado a los procesos de compresión de baja presión del centro de procesos.

En estas unidades también se inyectan aditivos (como inhibidores de corrosión y de asfaltenos), el gas resultante se aprovecha por los compresores de baja presión.



Figura 1.5: Unidades Recuperadoras de Vapor

1.3. Limpieza del gas

Las mezclas que pueden ser formadas por los sólidos pueden llegar a ser muy complejas, sin embargo pueden llegar a ser eliminadas con ayuda de un rectificador de gas o usando filtros.

Las partículas sólidas y líquidas suspendidas son arrastradas en el gas debido a la gran velocidad que lleva dentro de los ductos, la cantidad de estas partículas es variable pero oscila entre 2-400 lb/Mpcsd, cuando hay 2 lb/Mpcsd se considera un gas limpio.

Sin embargo, hay que decir que la capacidad de limpieza es proporcional al mantenimiento, y cuando se llega al término de la vida útil del absorbente o el adsorbente

se puede dar algunos de los siguientes casos.

- Cuando ha sido saturado al máximo, el excedente pasará a la corriente aguas abajo (no es suficiente la limpieza).
- Con el aumento de impurezas se crea una presión diferencial, provocando daños al elemento de limpieza (añade este material dañado a la corriente).
- Si es demasiado grande la cantidad de partículas puede provocar taponamiento.

Capítulo 2

Endulzamiento

2.1. Introducción

Debido a la naturaleza corrosiva y tóxica del ácido sulfhídrico y del dióxido de carbono en presencia de agua, el gas destinado a la venta debe contener menos de 5 ppm de ácido sulfhídrico y tener un poder calorífico (C_p) mínimo de 920 BTU/pie³

Los procesos de eliminación de gases ácidos pueden clasificarse de diversas maneras, en la figura 2.1 se presenta una clasificación simple de los procesos disponibles.

Las especificaciones que debe reunir el gas para considerarse dulce dependen del uso, del país, y del contrato al que se encuentra sujeto, dado que el gas tiene una composición muy amplia, los procesos de eliminación de los gases ácidos varían y son elegidos de acuerdo al producto final deseado.

En la actualidad existen diferentes tecnologías mediante la cual es posible la remoción del ácido sulfhídrico (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2) del gas.



Figura 2.1: Clasificación de endulzamiento

2.2. Factores de selección del sistema de endulzamiento

Los factores más importantes son:

- Tipo y concentración de impurezas en el gas ácido a remover. Es el factor primordial para realizar una selección del proceso más adecuado, en la figura 2.2 se muestran las relaciones entre el gas de entrada y el gas de salida.
- Temperatura, presión y volumen de gas que será procesado. Estos parámetros establece el diseño de las plantas de endulzamiento, al definir el tamaño de la planta y los equipos necesarios
- Las especificaciones del gas amargo y del gas dulce según sea el caso (Consultar en el apéndice E)
- Factores económicos (inversión, capital de operación, VPN)

- Regulaciones de contaminantes en el ambiente
- Corrosión.

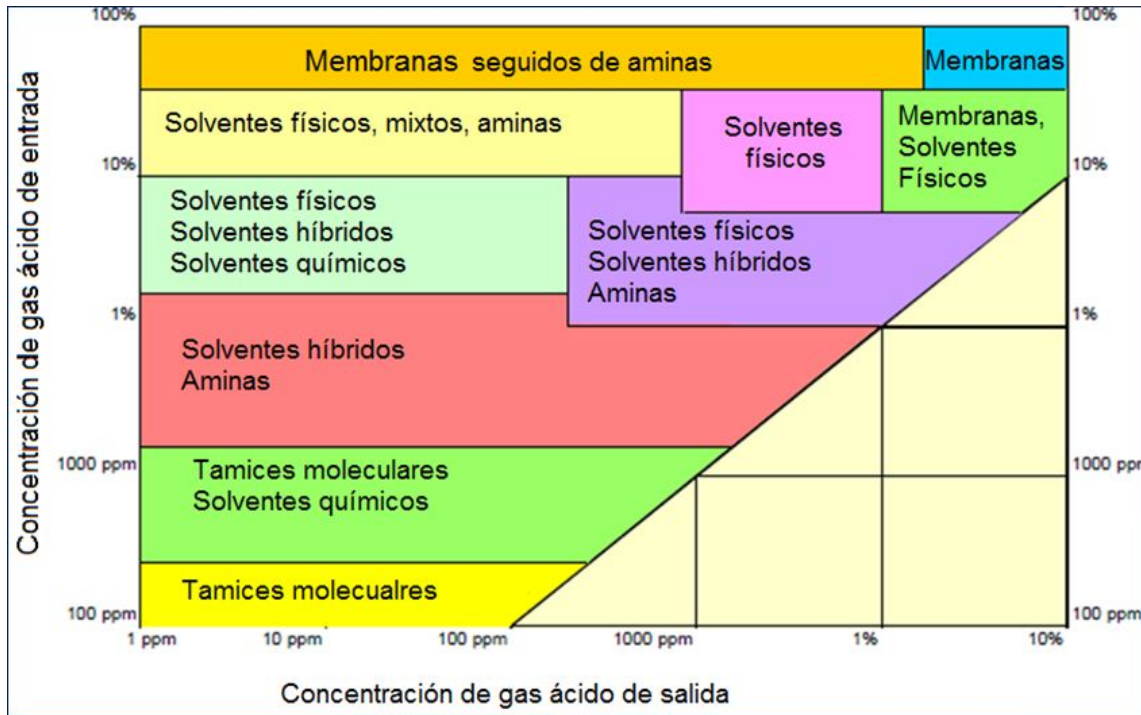


Figura 2.2: Guía para selección de procesos de endulzamiento de gas

2.3. Procesos de absorción

2.3.1. Solventes Químicos

En este proceso los componentes ácidos reaccionan con un componente activo en la solución, los productos resultantes de la reacción química pueden descomponerse y ser regenerados a sus compuestos originales mediante la aplicación de calor y/o disminución de la presión del sistema.

Estos procesos son los más utilizados por su gran capacidad de remoción, bajo costo, flexibilidad en el diseño y operación. Los procesos con aminas son aplicables cuando los gases ácidos (H_2S y CO_2) tienen baja presión parcial en el gas tratado y se requiere bajas concentraciones del gas ácido en el gas de salida (gas tratado).

En general los solventes químicos presentan alta eficiencia en la eliminación de los gases ácidos, aun cuando se trata de un gas de alimentación con baja presión parcial.

Aminas

Uno de los solventes de mayor utilidad son las aminas, las cuales son compuestos incoloros cuando están en estado puro, pero al oxidarse se colorean.

Los primeros miembros de esta serie son gases con olor similar al amoníaco, pero a medida que aumenta el número de átomos de carbono en la molécula, el olor se hace similar al del pescado, las aminas aromáticas son muy tóxicas y pueden ser absorbidas a través de la piel.

La mayoría de las aminas pueden formar puentes de hidrógeno, lo que tienen puntos de ebullición mayores a otros compuestos de igual peso molecular, químicamente se comportan como bases.

Aminas usadas comúnmente en la industria

- Monoetanolamina (MEA): $HOC_2H_4NH_2$
- Dietanolamina (DEA): $(HOC_2H_4)_2NH$
- Diglicolamina (DGA): $H(OCH_4)_2NH_2$
- Metildietanolamina (MDEA): $(HOC_2H_4)_2NCH_3$
- Trietanolamina (TEA): $(HOC_2H_4)_3N$
- Diisopropanolamina (DIPA): $(HOC_3H_6)_2NH$

A continuación se mencionan algunas características de cada una de las aminas.

Monoetanolamina (MEA) La MEA es una amina primaria de color claro, transparente e higroscópico con olor amoniacal, ha tenido un uso difundido especialmente en concentraciones bajas de gas ácido.

Tiene un peso molecular de 61.08, este peso es pequeño por lo que ofrece la mayor capacidad de transporte de H_2S por unidades de masa, es decir requiere de menores gastos de circulación dentro del proceso de endulzamiento.

La monoetanolamina es la más reactiva de las aminas, usándose en procesos no selectivos de remoción del CO_2 y del H_2S , aunque algunas impurezas tales como el COS , CS_2 y el O_2 tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomienda cuando se tenga la presencia de estos compuestos, aunque la amina logra una remoción parcial de estos compuestos.

La MEA es estable químicamente y aunque la relación de reacción del H_2S es mayor que con CO_2 el proceso de endulzamiento no se considera selectivo.

El porcentaje por peso de MEA en la solución se limita al 15 %. Por esta razón se requiere de grandes cantidades de calor de solución en el sistema por lo que normalmente cuando se usa MEA se requiere un buen rehervidor para poder recuperar la MEA.

La corrosión se da si las concentraciones de amina exceden el 20% siendo necesario la implementación de inhibidores cuando se requiere aumentar dicha concentración, y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA.

Hay pérdidas de solución altas debido a que posee una presión de vapor relativamente alta provocando vaporización, y reacciona irreversiblemente con algunos compuestos de azufre y carbono, además de que puede absorber hidrocarburos pesados.

Las soluciones acuosas de monoetanolamina, que fueron utilizados casi exclusivamente para muchos años para el endulzamiento pero comienza a ser reemplazado por otros sistemas más eficientes y para sistemas de alta presión pero sigue siendo el disolvente preferido para corrientes de gas que contiene concentraciones relativamente bajas de H_2S y CO_2 .

Dietanolamina (DEA) La DEA es una amina secundaria y se obtiene haciendo reaccionar a la MEA con el óxido de etileno, a temperaturas mayores al ambiente es un líquido claro, higroscópico y viscoso, con un suave olor amoniacal. Tiene un peso molecular de 105.14 teniendo una mayor aplicación en el tratamiento de gas de refinerías, en los cuales pueden existir compuestos sulfurosos (donde no es recomendable la MEA).

La DEA no es tan reactiva con el H_2S como la MEA, por lo tanto en algunas ocasiones es incapaz de llevar el contenido de H_2S hasta los niveles requeridos, sin embargo al ser menos reactiva también es menos corrosiva que la MEA, pero a concentraciones altas la solución se vuelve muy viscosa.

Las aminas secundarias son mucho menos reactivas con COS y CS_2 que las aminas primarias, y los productos de reacción no son corrosivos. En consecuencia, dietanolamina y otras aminas secundarias son la mejor opción para el tratamiento de corrientes de gas que contienen COS y CS_2 , la reacción de DEA con COS y CS_2 es más lenta que con la MEA, y los productos de la reacción son distintos, lo que causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases.

La baja presión de vapor de dietanolamina la hace adecuada para operaciones de baja presión, dado que las pérdidas de vaporización son bastante insignificantes, por lo que funciona bien en absorbedores de baja presión. Una desventaja de la DEA es que se degrada en igual forma que la MEA, pero

los productos de degradación tienden a hervir a la misma temperatura por lo que la recuperación de soluciones contaminadas puede requerir de destilación al vacío. Otra desventaja de DEA es que se somete a numerosas reacciones irreversibles con CO_2 , formación de productos de degradación corrosivos, y por esa razón, DEA puede que no se use para el tratamiento de gases con un alto contenido de CO_2 .

La DEA se usa para endulzar corrientes de gas amargo que contengan un total de 10 % o más de gases ácidos a presiones de operación de unos 2.4 Kg/cm^2 , las soluciones de dietanolamina (25 a 30 % en peso) pueden absorber gases ácidos con relaciones estequiométricas tan altas como 0.70 a 1 mol de gas ácido por mol de DEA, siempre que la presión parcial de los gases ácidos en el gas de alimentación a la planta sea suficientemente alta.

La presencia de impurezas tales como COS y CS_2 no es perjudicial para la solución, bajo condiciones normales de funcionamiento, los productos de descomposición de la DEA se eliminan fácilmente mediante filtración usando carbón activado.

Diglicolamina (DGA) La DGA es una amina primaria como la MEA en cuanto a la reactividad pero tiene mejor estabilidad y baja presión de vapor, esto permite el uso de concentraciones relativamente altas, entre 50-70 % P/P, lo que resulta en velocidades de circulación más bajas y en comparación con las soluciones de MEA.

Tiene un menor requerimiento energético que la MEA, se usa en flujos grandes debido a las altas concentraciones, una de las desventajas es su alto grado de degradación, sobretodo en presencia de los compuestos azufrados.

DGA ha demostrado ser muy eficaz para la purificación de grandes volúmenes de baja presión (100 a 200 psia) de gas asociado ya que puede funcionar a temperaturas ambiente elevadas y puede producir gas dulce a presiones moderadas a razón de %25 H_2S / 100 pcsd.

En comparación con los sistemas de MEA indica algunos ahorros en los costos operativos y de capital, así como un mejor funcionamiento a presiones relativamente bajas, además de conseguir la eliminación parcial de COS a altas temperaturas.

Los productos de descomposición formados en la reacción entre la DGA y los gases ácidos de azufre, son regenerados térmicamente durante la operación normal de recuperación de la amina.

La química es más costosa y da productos de degradación que no son regene-

rables cuando están presentes el CO_2 con COS y CS_2 . La degradación de la solución absorbadora de amina se evita con el uso de una técnica de recuperación por alta temperatura, la cual purifica la solución.

Metildietanolamina (MDEA) La metildietanolamina, es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO_2 , por lo tanto para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción.

Absorción selectiva de H_2S en la presencia de CO_2 , especialmente en casos en los que la proporción de CO_2 y H_2S es muy alta (10-15 veces), se ha hecho popular para la purificación de los gases distintos de los hidrocarburos (gasificación de carbón y gas de cola planta Claus).

La MDEA se usa normalmente en un rango del 20 % al 50 % P/P. Debido a los pocos problemas con la corrosión, unos índices de absorción entre 0.7 y 0.8 mol CO_2 /mol MDEA son posibles en equipos de acero al carbono.

Puede absorber H_2S selectivamente bajo condiciones determinadas (tiempos de contacto cortos, dado que la reacción con el CO_2 es muy lenta) puede hacer que el gas contenga 5 partes por millón H_2S (algo que no podría ser obtenido con absorción), y eliminar cerca del 30 % del CO_2 contenido en el gas de alimentación.

Estos solventes son reclamados para ser más selectivos que los convencionales MDEA y soluciones DIPA y, por consiguiente, más económico con respecto al consumo de energía.

Con un diseño adecuado, disolventes selectivos pueden producir concentraciones bajas de H_2S (4 ppm), mientras que permiten una fracción importante de CO_2 . Debido a su baja presión de vapor, la MDEA se puede utilizar en concentraciones de hasta 60 % en peso en soluciones acuosas sin pérdidas por evaporación apreciables, además de ser resistente a la degradación térmica y química, no es corrosivo, genera poco calor de reacción con el H_2S y CO_2 y no es miscible con hidrocarburos.

La MDEA es un material ligeramente tóxico y puede provocar irritación en la piel. El material se debe de almacenar en lugares ventilados, frescos y secos, alejados de las fuentes de calor.

Trietanolamina (TEA) La TEA es una amina terciaria que se obtiene químicamente haciendo reaccionar a la DEA con óxido de etileno, es un líquido ligeramente amarillo, higroscópico, viscoso, de olor amoniacal y de capacidad humectante. También se puede utilizar como agente de alcalinización de ácidos grasos de cadena larga. La TEA prácticamente ha sido reemplazada por la DEA y la MEA debido a su baja capacidad relativa para remover H_2S .

Di-isopropanolamina (DIPA) Es una amina secundaria usada con un solvente orgánico para el tratamiento de gases y líquidos con H_2S , CO_2 y COS (este último puede ser en cantidades considerables).

La DIPA se caracteriza por tener bajos requerimientos de vapor para la regeneración de la solución y no ser corrosivo. Las soluciones de la DIPA, tiene una alta capacidad para transportar gases ácidos con alto peso molar, pero por su alto peso molecular, requiere de tasas másicas muy altas gradualmente se ha ido reemplazando el uso de DIPA por MDEA.

Propiedades de las Aminas

Las aminas son compuestos derivados del amoniaco (NH_3), en donde uno o más grupos alquilo (CH_3) reemplazan al átomo de hidrógeno.

Cuando se reemplaza un átomo de hidrógeno se forma una amina primaria, si son dos átomos de hidrógeno una amina secundaria, reemplazando los tres átomos de hidrógeno una amina terciaria, y así sucesivamente. La amina primaria es la más reactiva, seguida por la secundaria y finalmente la terciaria, en la figura 2.3 se aprecia la clasificación y los nombres de la aminas.

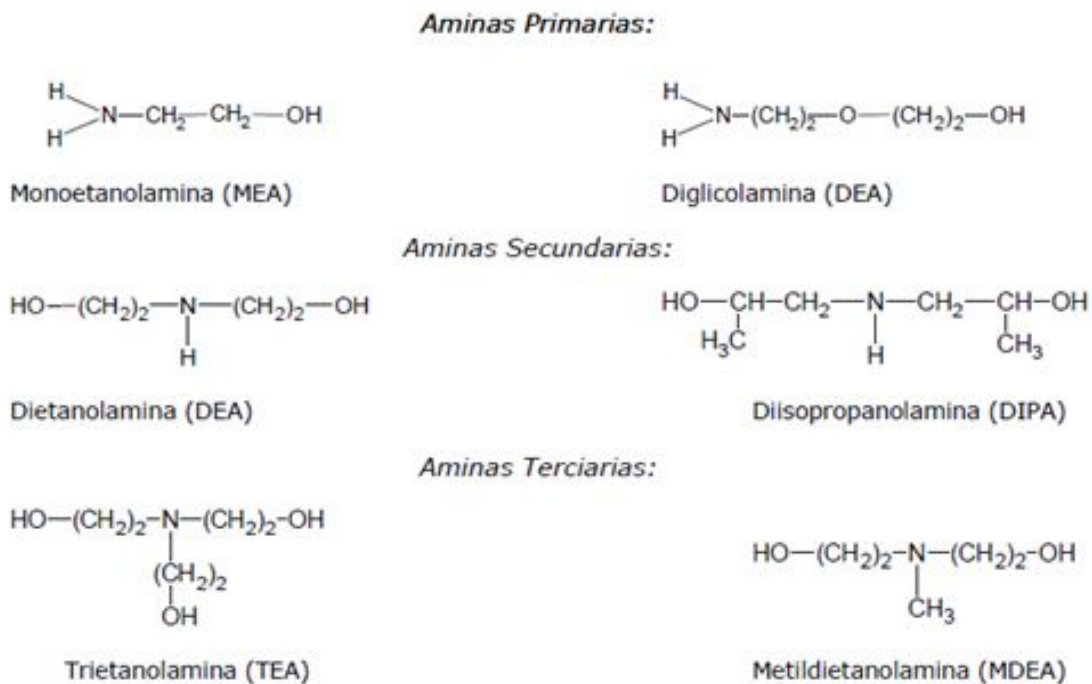


Figura 2.3: Aminas

El grupo alquilo (CH_3) se simboliza como (R) que están unidos al nitrógeno, por tanto se puede escribir de acuerdo a la figura 2.4.

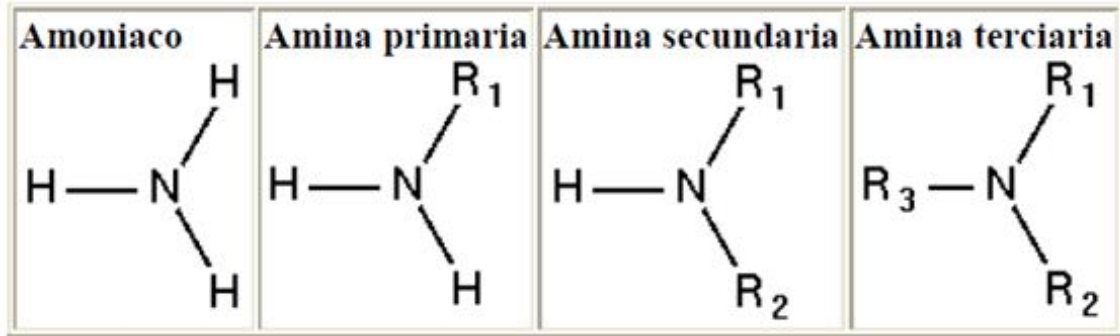
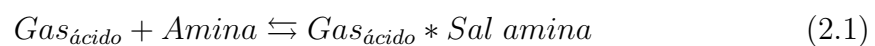


Figura 2.4: Alquilo

Tabla 2.1: Propiedades principales de las aminas

Propiedad de la amina	MEA	DEA	TEA	MDEA	DIPA	DGA
Peso molecular	61.09	105.14	149.19	119.7	133.19	105.14
Gravedad específica (20/20°C)	1.0179	1.0919	1.1258	1.0418	0.989	1.055
Punto de ebullición @ 1 atm [°C]	1.0179	1.0919	1.1258	1.0418	0.989	1.055
Presión de vapor @ 20°C [mmHg]	171	-	360	247.2	248.7	221
Punto de solidificación [°C]	10.5	28	21.2	-21	42	-9.5
Solubilidad en agua @ 20 °C [%peso]	100 %	96.4 %	100 %	100 %	87 %	100 %
Viscosidad @20 °C [cp]	24.1	380	1.013	101	198	26
Calor de vaporización [BTU]	335	288	230	223	184.5	219.1

En solución acuosa H_2S y el CO_2 se disocian en una solución ácida débil, la reacción es exotérmica y forma una sal soluble, a continuación se muestra la reacción.

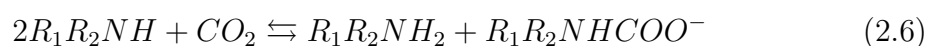
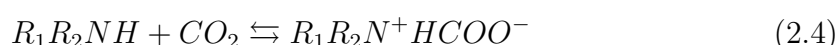


En las reacciones anteriores se pueden dar en un sentido o en otro, cuando es de izquierda a derecha se tiene el proceso de endulzamiento produciendo además calor; cuando se tiene la reacción de derecha a izquierda la solución de amina se aplica calor para recuperar la amina.

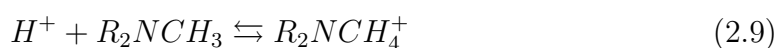
El H_2S reacciona de la siguiente manera



El CO_2 reacciona vía formación de carbamato (reacción rápida)



El CO_2 también reacciona vía ácido base (reacción lenta) con aminas primarias y secundarias de acuerdo a las siguientes reacciones:



Equipos requeridos para el endulzamiento con aminas

Separador de entrada (gas amargo) Separa los contaminantes que lleguen con el gas (hidrocarburos líquidos, agua o sólidos), la razón principal es evitar que estos contaminantes afecten la eficiencia del proceso de endulzamiento (pueden generar corrosión o espumas)

Torre contactora o absorbedora (equipo mayor) Es donde ocurre la reacción entre la amina disuelta en la solución que entra por la parte superior y los gases ácidos presentes en el gas amargo provenientes de la parte inferior, la torre cuenta con cierto número de platos (donde ocurren el endulzamiento, generalmente son 23). La torre trabaja a altas presiones bajas temperaturas, el gas tratado sale en el domo de la torre (con las especificaciones que sean necesarias) Este equipo es de vital importancia en el proceso y se requiere tomar en cuenta:

Variables de operación

- Amina usada
- Presión
- Temperatura
- Número de platos
- Tiempo de contacto
- Diámetro
- Niveles de líquidos

Variables de operación

- Flujo, temperatura y presión del gas
- Concentraciones de gases ácidos
- Concentración y flujo de amina
- Temperatura de la amina pobre

Tanque de venteo o flash Recipiente que separa los hidrocarburos solubles arrastrados por la amina rica, el equipo opera a bajas presiones (5-75 psia), la razón para su uso es que evita la formación de espuma aguas abajo. Para la operación se requiere de una instrumentación adecuada, para la remoción periódica de los hidrocarburos.

Intercambiador de calor (amina rica/amina pobre) Está hecho con metalurgia especial basado en las relaciones de gases ácidos (CO_2/H_2S) Se aprovecha el calor de la amina pobre que viene de la torre regeneradora, reduce su temperatura al transferirle el calor a la amina rica que viene de la torre contactora, todo esto para reducir el requerimiento de energía. Este equipo trabaja a baja presión, si se trabaja a menor presión la amina rica puede liberar los gases ácidos promoviendo la corrosión, para disminuir este efecto se instala una válvula de control para regular el flujo de salida para que opere a la misma presión que el tanque flash. Se utiliza un lavado con vapor de agua y N_2 a presión para alargar la vida del intercambiador (evita el ensuciamiento progresivo).

Torre regeneradora (Equipo mayor) La torre cuenta con 22 platos, con un condensador de domo (agua) y reflujo, en el fondo tiene un rehervidor que da el calor necesario para que se produzca la disociación de la amina-ácido. La amina rica entra en contacto con una corriente de vapor de agua (rehervidor) vaporizando parte del agua de la solución, entre más vapor la cantidad de CO_2 recuperado aumenta. Funciona a contracorriente y se restaura casi íntegramente la capacidad para absorber los gases ácidos y está se reinyecta al sistema.

Este equipo es de vital importancia en el proceso y se requiere tomar en cuenta:

Variables de diseño

- Presión de trabajo
- Temperatura
- Relación vapor/amina
- Número de platos
- Diámetro de la columna
- Área de transferencia de calor

Variables de operación

- Vapor del rehervidor
- Temperatura de la amina
- Presión de la torre
- Reciclo en el domo

Tanque de almacenamiento Es donde se almacena la amina pobre recuperada, se debe tener una constante observación del nivel de concentración de la solución (amina/agua) y reponer las pérdidas en caso de ser necesario, teniendo

cuidado que la amina no entre en contacto con el aire ya que pierde su capacidad de absorción.

Bomba de la Solución Pobre Se usa para incrementar la presión de la solución pobre de tal manera que la solución de amina pueda entrar al absorbedor.

Enfriador de la Solución Pobre La solución pobre que sale del regenerador tiene una temperatura muy alta y si entra al absorbedor disminuyendo la capacidad de retención de componentes ácidos, por lo que es necesario llevar la solución a 10°F por encima de la temperatura de entrada del gas.

Filtros Remueve las partículas acumuladas y cualquier contaminante, generalmente tiene 10 micrones absolutos, se recomienda por lo menos de 10-20 % de eficiencia.

Proceso

En la figura 2.5 se presenta un diagrama con los equipos básicos en una planta de amina (MDEA).

El gas pasa por un pretratamiento para poder remover agua y los lodos líquidos contenidos en el gas mediante sistemas de impacto, como membranas que se encargan de remover el resto de agua, ya que si estos contaminantes entran a la torre absorbidora podrían causar problemas como espumas, contaminación y corrosión que dan lugar a pérdidas de disolvente y una baja calidad del gas dulce. El gas contaminado entra por la parte inferior de la columna absorbidora y fluye hacia la parte superior de la torre donde sale como gas dulce, es decir sin H_2S ni CO_2 . Dentro de la torre los gases ácidos se absorben con la solución líquida de alcanolaminas que entra en contracorriente (generalmente MDEA), esta solución líquida en el domo es conocida como amina pobre y sale por la parte inferior de la misma como amina rica (ya que contienen los gases ácidos absorbidos).

Posteriormente la corriente de amina rica en gases ácidos se manda a una torre regeneradora la cual se encarga de separar la solución de alcanolaminas de los gases ácidos mediante una caída de presión.

Después las alcanolaminas salen limpias (por fondo de la torre regeneradora) y se mandan a la torre de absorción, tras su paso por un enfriador para su preparación a la entrada de la torre absorbidora, para continuar su ciclo en el proceso de endulzamiento.

En la torre absorbidora el contacto líquido-gas se hace a través de columnas de platos o columnas empacadas que permiten el contacto de la solución de

alcanolaminas y el gas amargo, de manera que el H_2S y CO_2 se transfieren de la corriente gaseosa a la corriente líquida.

La corriente rica en gases ácidos se manda a un tanque de almacenamiento con el fin de separar los hidrocarburos disueltos en esta corriente por medio de una caída de presión, así los hidrocarburos ligeros se separan de los hidrocarburos pesados, y posteriormente se separan de las alcanolaminas.

Tras el paso por el tanque, esta corriente se calienta en un intercambiador de calor para preparar su entrada a la torre regeneradora, es importante decir que la torre regeneradora es una torre igual que la torre absorbedora, en cuanto a sus características de diseño.

La solución de alcanolaminas entra por la parte superior de la torre regeneradora y en contracorriente al vapor de gases ácidos que se genera en el hervidor. El vapor fluye hacia arriba de la torre y pasa por un condensador que separa a la solución de alcanolaminas vaporizada de los gases ácidos.

Se recomienda que esta torre opere con una temperatura baja de calentamiento y con una baja presión de vapor.

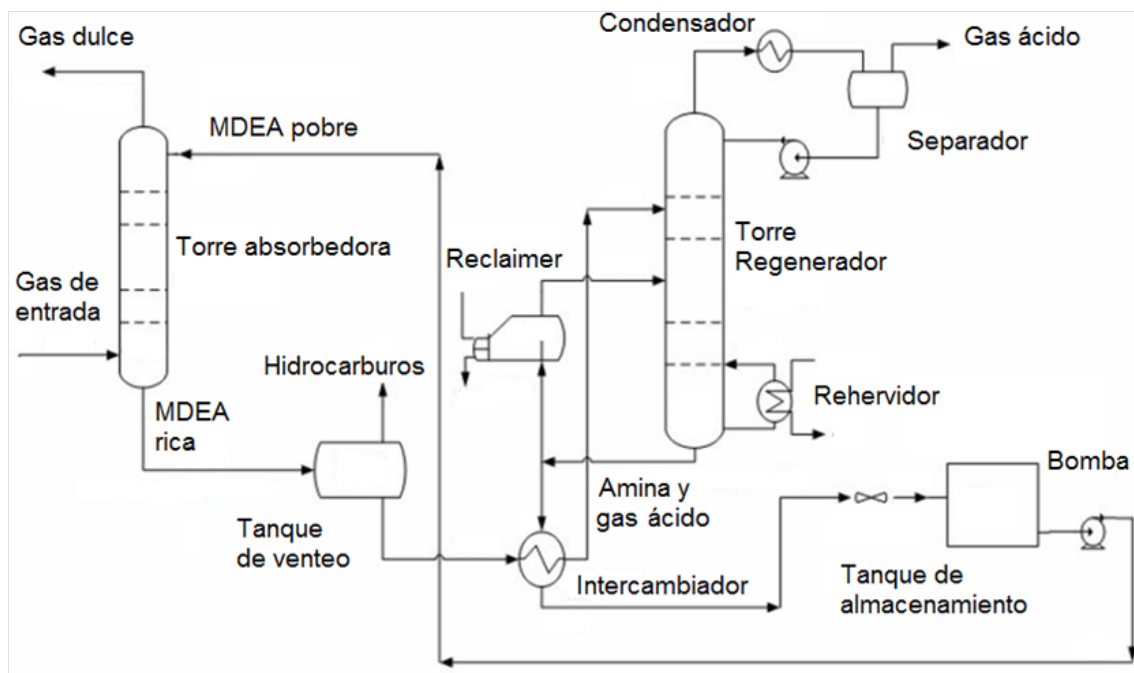


Figura 2.5: Proceso de endulzamiento con aminas

Guía para el diseño de una planta de endulzamiento con aminas

Recomendaciones en el diseño para una planta de amina.

Presión parcial. Se requiere calcular la presión parcial de los gases ácidos (H_2S , CO_2) de la corriente de gas de entrada, y a condiciones de la torre absorbidora.

Temperatura de la amina rica. Se calcula la temperatura de la solución de amina rica que entrará por el fondo de la torre absorbidora, esta temperatura generalmente está más caliente que el gas de entrada (20-40°F).

Cantidad de gas removido. Determinar la cantidad de gas amargo que tiene que ser removido de la corriente de gas.

Gasto de amina. Encontrar el gasto de circulación de la amina, ajustándose a las condiciones necesarias de remoción.

Temperatura de la amina pobre . Calcular la temperatura de amina pobre (entre 100-130 °F), cuidando además de que la temperatura del gas dulce este por encima de la amina pobre (0-15 °F).

Balance de energía. Realizar un balance de energía para comprobar los cálculos anteriores.

Punto de rocío de la corriente de gas. Vigilar las condiciones del punto de rocío de la corriente de gas en la torre absorbidora, ya que a medida que los gases amargos son removidos el punto de rocío se incrementa por lo que hay condensación de los hidrocarburos, esta puede provocar espuma, por lo que es necesario tener un control sobre la misma.

Selección del tipo de amina. Observando las propiedades físicas de la amina para encontrar la que mejor se ajuste a las condiciones de trabajo que se requieren, para ello consultar la tabla 2.2.

Tabla 2.2: Propiedades de trabajo de las aminas

Amina	MEA	DEA	DGA	MDEA
% P/P	15-25	25-35	50-70	30-50
% mol gas ácido/ mol de amina	0.30-0.40	0.35-0.40	0.20-0.40	0.30-0.40
lb mol amina/ lbmol gas ácido	3	5	3	4
Gas ácido en amina rica (mol de gas ácido /mol de amina)	0.45-0.52	0.43-0.73	0.35-0.40	0.30-0.35
lb amina/galón de solución	1.26	3.05	5.43	4.37
lb-mol amina/100 gal de solución	2.06	2.9	5.16	3.67

Condiciones en el intercambiador de calor amina rica- amina pobre. Para evitar la corrosión debido a la solución de amina la velocidad (V_g) de la misma se restringe entre 2-4 pie/s, además es necesario vigilar que la caída de presión (ΔP) sea entre 2-5 psia, y que la diferencia de temperaturas entre las corrientes de aminas debe ser 70-100 °F.

Torres. Las torres absorderoras y regeneradoras, pueden ser de platos o empacadas.

Condensadores. Al diseño de los condensadores de reflujo debe considerar un factor de seguridad de 10 % en la carga de calor (heat duty)

Relación de reflujo. Calcular la relación que hay entre moles de agua (regenerador)/moles de gas ácido del condensador.

Bombas. Las bombas de aminas deben ser centrífugas, trabajan en línea, con una presión de succión de 3-10 psia.

Rangos normales de funcionamiento

Los rangos típicos de operación son los siguientes:

- Amina Rica del absorbedor (aguas abajo de la válvula de control de nivel):
 - Presión = 40-80 psia
 - Temperatura= 100-180°F

- Intercambiador de amina:
 - Amina rica:
 - Temperatura entrada = 100-180 °F
 - Temperatura salida = 190-220 °F
 - Amina Pobre
 - Temperatura entrada = 240-250 °F
 - Temperatura salida = 170-190 °F
- Enfriador de amina:
 - Temperatura entrada = 170-190 °F
 - Temperatura salida = 100-130 °F
- Condensador del domo de la torre regeneradora:
 - Temperatura entrada = 190-225 °F
 - Temperatura salida = 100-130 °F
- Bombas de Reflujo
 - Presión succión = 3-6 psia
 - Presión descarga = 30-40 psia
- Bombas de Refuerzo
 - Presión succión = 3-6 psia
 - Presión descarga = 50-65 psia
- Bombas de Circulación:
 - Presión succión = 0-40 psia
 - Presión descarga = 50 psia sobre la presión de operación del absorbedor.

Factores en el diseño de un sistema de endulzamiento

Condiciones de entrada Se refiere al gas que se prevé ingresara a planta de endulzamiento, y las condiciones operaciones del mismo (presión, temperatura, flujo)

Composición del gas de entrada

Tamaño y Consto de una Planta de Endulzamiento con Aminas El tamaño y por ende el costo de una planta de amina está en función del gasto de circulación de la amina, que será utilizada en el proceso de endulzamiento. Desde, luego el gasto de circulación de amina dependerá de la carga de gas ácido en la solución rica, solución pobre y concentración de amina, que será utilizada.

Gasto de Amina Para estimar el gasto de amina en una planta de endulzamiento de gas amargo con absorción de los gases ácidos con amina, como se muestra en el ejemplo 1 de este mismo capítulo.

Equipos Necesarios para en el Endulzamiento del Gas con Aminas En el diseño de la planta de endulzamiento con aminas, se deben de tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

El tipo de amina que se utilizará Proceso, diseño de los equipos y parámetros en función de la amina usada.

Presión de vapor de la solución de amina Datos de presión de vapor total de la solución de amina como una función de la temperatura y la concentración.

Problemas operacionales en plantas de aminas

La mayoría de los problemas operacionales que se presentan, se pueden detectar mediante procedimientos que se encuentran en los manuales de operación. A continuación se presentan los más comunes

Corrosión dulce (CO_2)

Este tipo de corrosión representa uno de los principales problemas que confronta la industria petrolera, debido a que el CO_2 en presencia de agua libre forma ácido carbónico H_2CO_3 . El ácido ataca al hierro y forma bicarbonato de hierro soluble $Fe(HCO_3)_2$, que al calentarse libera CO_2 , mientras que el hierro forma un óxido insoluble. Si en el medio está presente el ácido sulfhídrico H_2S reaccionará con este óxido para formar sulfuro de hierro FeS.

Todo esto ocasiona deterioros severos en los equipos e instalaciones pertenecientes al área de producción, almacenaje y transporte. Debido a su bajo costo, el material de construcción mayormente utilizado es el acero al carbono, el cual es altamente

susceptible a ser corroído por la presencia de un alto contenido de CO_2 . Es necesario entender el proceso de corrosión por CO_2 para poder predecir, prevenir y atacar sus efectos de manera efectiva. Los lugares más propensos a la corrosión son el rehervidor, el intercambiador de calor amina rica-amina pobre y el regenerador, debido a las altas temperaturas que manejan. También se pueden afectar el condensador y el acumulador.

Formación de espuma

Un incremento en la presión a través del absorbedor indica formación de espuma. Significa que existe un contacto pobre entre el gas y el solvente utilizado, resultando una reducción en la capacidad y eficiencia del tratamiento. Las causas principales de este efecto son:

- Sólidos en suspensión.
- Ácidos orgánicos.
- Inhibidores de corrosión.
- Hidrocarburos condensados.
- Impurezas en el agua de reposición.
- Productos de degradación.

Los contaminantes provenientes del campo pueden ser minimizados mediante una adecuada separación en la entrada de la planta, mientras que se puede evitar la condensación de hidrocarburos en el absorbedor, manteniendo la temperatura de la solución pobre, por lo menos $5.56\text{ }^\circ\text{C}$ sobre el punto de rocío de los hidrocarburos del gas de salida.

Pérdidas de aminas

Las pérdidas de aminas pueden ser un problema operacional serio y costoso, por lo cual se debe controlar para evitar problemas en los procesos aguas abajo. Las principales causas de las pérdidas de aminas son:

- la degradación de la solución (tienden a oxidarse, degradándose por efecto de la temperatura o envenenamiento. El oxígeno hace que se degrade y forme sales estables)
- Corrosión o derrames accidentales)
- La formación de espumas
- Impurezas y contaminantes (al agregarle antiespumantes e inhibidores de corrosión inadecuados)
- Vaporización

- Salida por el fondo del recuperador.

Al mantener la amina por debajo de 43.3°C se disminuyen las pérdidas. Un separador instalado en la corriente de gas dulce ayudará a recuperar la solución, enviándola nuevamente al sistema. El absorbedor debe estar bien diseñado para evitar pérdidas notables de aminas, las cuales también se producen cuando el gas ácido es venteado a la atmósfera, por lo que es recomendable colocar un separador a su descarga. Al mantener la temperatura del gas ácido o de los gases de cola por debajo de 99°C entre el regenerador y el condensador de domo y por debajo de 49°C , después del condensador, se disminuyen las pérdidas. Para medir la cantidad que se pierde, se puede verificar con la cantidad de amina en el reflujo.

Diseño

El diseño de las plantas de amina se centra en el absorbedor, ya que este equipo realiza el endulzamiento del gas, además se debe considerar que el sistema de separación suministre el solvente regenerado (amina pobre) al absorbedor.

Después de seleccionar el tipo de amina y concentración, debe ser determinado el gasto de solución requerida, los tipos de absorbedores y de regeneradores (bandejas), alturas y diámetros de absorción y del separador.

Además de considerar las funciones de calefacción y refrigeración de todos los equipos de transferencia de calor. Varios enfoques de diseño se emplean dependiendo del tipo de aplicación de tratamiento de gas y la precisión deseada.

A continuación se muestran algunos ejemplos que permiten realizar un diseño simple de una planta de endulzamiento.

Ejemplo 1

Estimar el gasto de circulación de una amina necesaria para endulzar un gasto de 40 MMpcsd, cuya gravedad específica al aire es de 0.80, que contiene 9% molar de dióxido de carbono, se requiere tener a la salida un máximo de 1% molar del gas ácido, la amina usada es la MDEA.

¿Cual es el flujo de MDEA que requiere en la planta?

Datos

- $Q_g=40$ MMpcsd
- $CO_2=9\%$ molar
- CO_2 (salida) =1%

Solución

La amina utilizada es la MDEA por lo que se consultan las tablas 2.1 y 2.2 buscando el valor de densidad, concentración, carga de gas ácido/amina, carga en amina rica/amina, tomando en cuenta el valor máximo propuesto.

- Concentración (C_{MDEA})= 50 %
- Carga de gas ácido/amina pobre = 0.05
- Carga de gas ácido/amina rica= 0.35
- γ_{MDEA} = 1.0418
 ρ_{MDEA} =8.76 lb/gal

Calcular el flujo molar de la corriente de gas

$$Q_{gas} = \frac{Q[pcsd] \times \%Gas}{400 \times 24[horas/día]} \quad (2.11)$$

Para el gas dulce

$$Q_{gas} = \frac{40 \times 10^6 \times 0.93}{379.6 \times 24}$$

$$Q_{gas} = 4083 \left(\frac{lbmol}{hr} \right)$$

Para el gas amargo

$$Q_{gas} = \frac{40 \times 10^6 \times 0.07}{379.6 \times 24}$$

$$Q_{gas} = 307 \left(\frac{lbmol}{hr} \right)$$

Dado que se permite 1 % de CO_2 entonces

$$Q_{gas} = \frac{40 \times 10^6 \times 0.01}{379.6 \times 24}$$

$$Q_{gas} = 44 \left(\frac{lbmol}{hr} \right)$$

Por tanto la cantidad mínima que debe ser removida de la corriente de gas es

$$CO_{2removido} = 307 \left(\frac{lbmol}{hr} \right) - 44 \left(\frac{lbmol}{hr} \right)$$

$$CO_{2removido} = 263 \left(\frac{lbmol}{hr} \right)$$

De acuerdo a la tabla 2.2 la concentración de MDEA es 50 % P/P y la densidad de dicha alcanolamina es de 8.76 (lb/pie³).

Masa de MDEA

$$M_{MDEA} = \rho_{MDEA}[\text{lb}/\text{pie}^3] \times C_{MDEA} \quad (2.12)$$

$$M_{MDEA} = 8.76[\text{lb}/\text{pie}^3] \times \frac{0.50 \text{ lb}_{MDEA}}{100 \text{ lb de solución}}$$

$$M_{MDEA} = 4.38[\text{lb}_{MDEA}/\text{gal}]$$

Calcular los moles de MDEA

$$\text{Moles}_{MDEA} = \frac{M_{MDEA}[\text{lb}_{MDEA}/\text{gal}]}{PM_{MDEA}} \quad (2.13)$$

$$\text{Moles}_{MDEA} = \frac{4.38[\text{lb}_{MDEA}/\text{gal}]}{119.17}$$

Dado que la carga de gas ácido en la amina es 0.35 lbmol CO_2 pero dado que la amina regenerada tiene una carga de 0.05 lbmol CO_2 . Entonces se requiere una carga de 0.30 lbmol CO_2 , por tanto la cantidad de amina requerida para el gasto.

$$\dot{m} = \frac{CO_{2\text{removido}}}{0.30} \quad (2.14)$$

$$\dot{m} = \frac{263}{0.30}$$

$$\dot{m} = 877 \frac{\text{lbmol}_{MDEA}}{\text{hora}}$$

Finalmente se calcula la cantidad de MDEA que tiene que ser bombeada

$$Q_{MDEA} = \frac{\dot{m}}{60 \times \text{Moles}_{MDEA}} \quad (2.15)$$

$$Q_{MDEA} = \frac{877}{60 \times 0.03675}$$

$$Q_{MDEA} = 398 \text{ gpm}$$

Ejemplo 2

Una planta de endulzamiento con amina entra una corriente de 35 MMpcsd, con 5000 ppm de H_2S y 4.6 % peso de CO_2 , si la MEA puede remover 3 pie^3/gal .

Datos

- $Q=35$ MMpcsd
- $H_2S=5000$ ppm
- $CO_2=4.6$ % molar
- $C_{remoción} = 3pie^3/gal$

Requerimiento

1. ¿Cual será la cantidad de MEA que requiere ser bombea al absorbedor?

Solución

Se necesita homogeneizar las unidades de los gases ácidos para que puedan ser sumados, para transformar las ppm a porcentaje se utiliza la ecuación (2.16)

$$\begin{aligned} \%H_2S &= \frac{ppmH_2S}{10^5} & (2.16) \\ \%H_2S &= \frac{5000}{10^5} = 0.5 \\ \%H_2S &= 0.5[\%mol] \end{aligned}$$

Por tanto la cantidad de gases ácidos que tienen que ser removidos se utiliza la ecuación (2.17)

$$\begin{aligned} \%Gasesácidos &= \%H_2S + \%CO_2 & (2.17) \\ \%Gasesácidos &= 4.6 \% + 0.5 \% \\ \%Gasesácidos &= 5.1 \% \end{aligned}$$

Se calcula la cantidad de gas que necesita ser removido, para ello se utiliza la ecuación (2.18)

$$\begin{aligned} Q_{removido} &= \frac{Q_{ácido} \times \%Gasesácidos}{100 \%} & (2.18) \\ Q_{removido} &= \frac{35 \times 10^6 \times 5.1 \%}{100 \%} \\ Q_{removido} &= 1.43[MMpcsd] \end{aligned}$$

Finalmente se calcula la cantidad de MEA que necesita ser bombeada, usando la ecuación (2.19)

$$Q_{amina} = \frac{Q_{removido}}{C_{remoción}} \quad (2.19)$$

$$Q_{amina} = \frac{1.43[MMpcsd]}{3[pi^3/gal] \times 1440[min/día]}$$

$$Q_{amina} = 332[gpm]$$

2.3.2. Solventes Físicos

Estos métodos usan solventes orgánicos que se caracterizan por su capacidad de absorber a los componentes ácidos en altas concentraciones, requieren de la aplicación de calor (pero en menor proporción que las necesarias en los procesos químicos), dependen principalmente de la presión de vapor del gas ya que trabaja mejor con alta presión parcial pero su mayor característica es que no se presentan reacciones químicas.

La carga de ácido en el solvente es proporcional a la presión parcial del componente ácido del gas que se desea tratar, la mayor parte de los solventes físicos pueden ser regenerados por simple reducción de la presión de operación, sin que sea necesaria la aplicación de calor.

Los procesos físicos tienen alta afinidad con los hidrocarburos pesados, por lo que si el gas a tratar tiene un alto contenido de ellos (propano en adelante) el uso de este método resulta en una gran pérdida del solvente al tratar de regenerarlo.

La mayoría de los solventes físicos no son corrosivos y pueden deshidratar al gas de forma simultánea.

Dado que hay una débil interacción del soluto con el solvente, la regeneración se hace con aire o con N_2 . Algunos de los métodos físicos se muestran en la tabla 2.3.

Tabla 2.3: Métodos físicos

Proceso comerciales	Solventes
Selexol	Dimetil-éter de polietilen-glicol
Sepasolv MPE	Mezcla de polietilen-glicol y metil-isopropanol-éter
Solvente flúor	Carbonato de propileno
Rectisol	Metanol
Purisol	N-Metil-Pirolidona (NMP)

Proceso Selexol

Usa como solvente al Selexol (dimetil éter o polietilen-glicol), que disuelve a los gases ácidos a presiones altas (300 a 2000 psia), la mayor aplicación de este proceso es para gastos bajos de H_2S y CO_2 .

El proceso Selexol puede recuperar EL H_2S y el CO_2 en corrientes separadas, y el H_2S lo puede ser enviado a cualquiera de una unidad Claus para la conversión a azufre elemental (conversión catalítica), y el CO_2 secuestrado se utiliza para la recuperación mejorada de aceite.

Dado que no hay reacciones químicas el Selexol requiere menos energía que los procesos químicos, pero a presiones menores a 300 psia la capacidad disolvente Selexol se reduce.

2.4. Procesos de adsorción (lecho sólido)

Lecho seco, que es un material que no utiliza líquidos y que se utilizan para retener el H_2S de la corriente de gas amargo, usando el proceso de adsorción (poner en contacto un sólido con una mezcla de fluidos).

Las condiciones en que se produce el contacto son tales que una parte del fluido es adsorbida por la superficie del sólido, los componentes que se remueven de la corriente de gas son gases ácidos, agua, vapor o vapores de hidrocarburos.

El proceso de endulzamiento usando la adsorción de lecho sólido, es usado cuando la presión parcial de los gases ácidos es baja. En general el orden de adsorción es H_2O , H_2S y CO_2 .

2.4.1. Proceso con Mallas Moleculares

Son cristales porosos de sílico-aluminatos, alcalinos o alcalinotérreos con superficie cargada por lo que se tendrá afinidad con las moléculas polares (H_2S y H_2O) dado que los poros que tiene son uniformes son altamente selectivas.

Dentro de los poros la estructura cristalina se crean cargas polares que atraen a las moléculas polares, éstas entran a los poros y forman enlaces iónicos débiles, pero las moléculas no polares no se pasarán a través del tamiz.

Las mallas moleculares están disponibles en varios tamaños dependiendo del tamaño de las moléculas que se quiera dejar pasar.

El CO_2 es una molécula de tamaño similar a las de H_2S y H_2O pero no es una molécula polar, pero puede quedar atrapada en los poros por las moléculas polares, aunque en pequeñas cantidades, y bloqueando entonces los poros, reduciéndolos por lo que eficiencia se reduce.

Los procesos con mallas moleculares trabajan a presiones moderadas (450 psia) y pueden ser regeneradas ya que no sufren degradación química, pero pueden ser dañadas mecánicamente (por cambios bruscos de presión o temperatura).

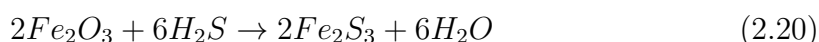
El uso de mallas moleculares en endulzamiento está limitado a volúmenes pequeños de gas y presiones de operación moderadas, por lo que se usan como complemento de otros procesos de endulzamiento.

El gas ingresa por la parte superior y sale por la inferior. El lecho se regenera circulando una porción del gas endulzado, precalentado a una temperatura de 400-600°F o más, durante una hora y media para calentar el lecho. Cuando la temperatura del lecho aumenta, éste libera el H_2S adsorbido a la corriente del gas regenerador; este gas al salir de la torre es quemado.

2.4.2. Proceso con esponja de hierro

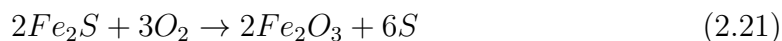
Este proceso se usa cuando la corriente de gas tienen concentraciones de bajas a medias (alrededor de 300 ppm) de H_2S o mercaptanos, sin embargo no es capaz de remover CO_2 .

Se basa en la adsorción del H_2S en una superficie sólida bañada en Fe_2O_3). Provo- cando la siguiente reacción química



La reacción requiere la presencia de agua alcalina (pH entre 8-10) y que la temperatura sea menor a 49 °C, la alcalinidad debe de ser vigilada regularmente. Estas condiciones permiten que no haya pérdida de agua.

El lecho (óxido férrico) puede ser regenerado con aire de acuerdo a las siguientes reacciones:



El proceso de regeneración es exotérmico por lo que la reacción debe de hacerse de forma lenta, después de 10 ciclos de regeneramiento el lecho debe ser sustituido por otro.

Dentro del lecho se forma azufre elemental

2.4.3. Proceso con óxido de zinc

El óxido de zinc también se utiliza para eliminar el H_2S de una corriente de gas, las partículas de óxido de zinc son extraídas en cilindros de 3-4 mm de diámetro y 4-8 mm de largo. La reacción general del óxido de zinc con el ácido sulfhídrico es:



A temperaturas mayores (200 a 370 °C), el óxido de zinc tiene una velocidad de reacción alta, por lo tanto provee de una pequeña zona de transferencia de masa, resultando en poca longitud de lecho sin utilizar y mejorando la eficiencia. A las temperaturas de operación, el óxido de zinc tiene una carga máxima de azufre de 0.3-0.4 Kg de azufre/Kg. En grandes plantas industriales, este proceso logra un alto grado de eficiencia, y el lecho de óxido de zinc agotado puede utilizarse para recuperar azufre y metal.

2.5. Membranas

El proceso consiste en la filtración del gas amargo por difusión selectiva a través de membranas permeables (por ejemplo acetato de celulosa), la filtración selectiva consiste en que una membrana polimérica que separa al CO_2 , H_2S y H_2S del gas amargo cuando hay una presión diferencial.

En los procesos de membranas semipermeables el gas entra a un recipiente que posee dos zonas de presiones diferentes separadas por una membrana. El gas entra a la zona de presión más alta y selectivamente va perdiendo los componentes que se puedan permear a través de la membrana hacia la zona de menor presión. Se podrán permear los componentes que tengan afinidad por la membrana.

La membrana tiene una afinidad muy alta con el agua, el H_2S y el CO_2 y baja por hidrocarburos. El proceso de filtración en la membrana implica que el gas entra al recipiente donde está instalada la membrana y queda por encima de ésta. Por debajo de la membrana se tiene una presión menor y por lo tanto el gas tratará de pasar pero sólo lo harán las moléculas que tienen afinidad por la membrana, o sea los contaminantes del gas, aunque también pasará algo de hidrocarburos dependiendo de la diferencia de presión a ambos lados de la membrana, el contenido de contaminantes y la permeabilidad de la membrana.

La separación se logra aprovechando la ventaja de las diferencias de afinidad / difusividad, ya que el H_2O , H_2S y CO_2 son altos difusores (pueden pasar a través de una membrana con mayor facilidad).

El efecto de separación no es absoluto y siempre habrá pérdidas significativas de hidrocarburos en la corriente de gas ácido, si se logra que la membrana baje el contenido de contaminantes en el gas a valores tan bajos como los que se consiguen con los tratamientos convencionales para remover los contaminantes, estos podrán ser sustituidos por las membranas especialmente en plataformas de producción por disminución en peso y requerimientos de espacio de la instalación, esta remoción generalmente son sistemas modulares.

El sistema es una especie de tela enrollada y la tela consta de una lámina central impermeable cubierta por encima y por debajo de un paquete de tres láminas permeables a través de las cuales pueden pasar las moléculas que se quieren remover. La tela está enrollada alrededor de un tubo ranurado. El gas a tratar ingresa a presión, por encima de los 400 psia, por uno de los extremos del cilindro que forma la tela enrollada al hacerlo se desplazará por los anulares que forman dos vueltas consecutivas de la tela y las moléculas contaminantes se filtrarán a través de las láminas permeables de la tela hacia el centro de la sección transversal de la misma donde encontrarán la lámina impermeable y se irán a través de esta hacia el centro del cilindro donde está el tubo ranurado que se encuentra a una presión menor que la presión a la cual está entrando el gas a tratar. El gas residual, libre de las moléculas contaminantes continuará su trayectoria por los anulares hasta salir al otro extremo del cilindro. De esta manera es posible manejar mayores cantidades de gas que en una membrana plana porque se puede aumentar por un factor grande la superficie de contacto entre el gas y la membrana.

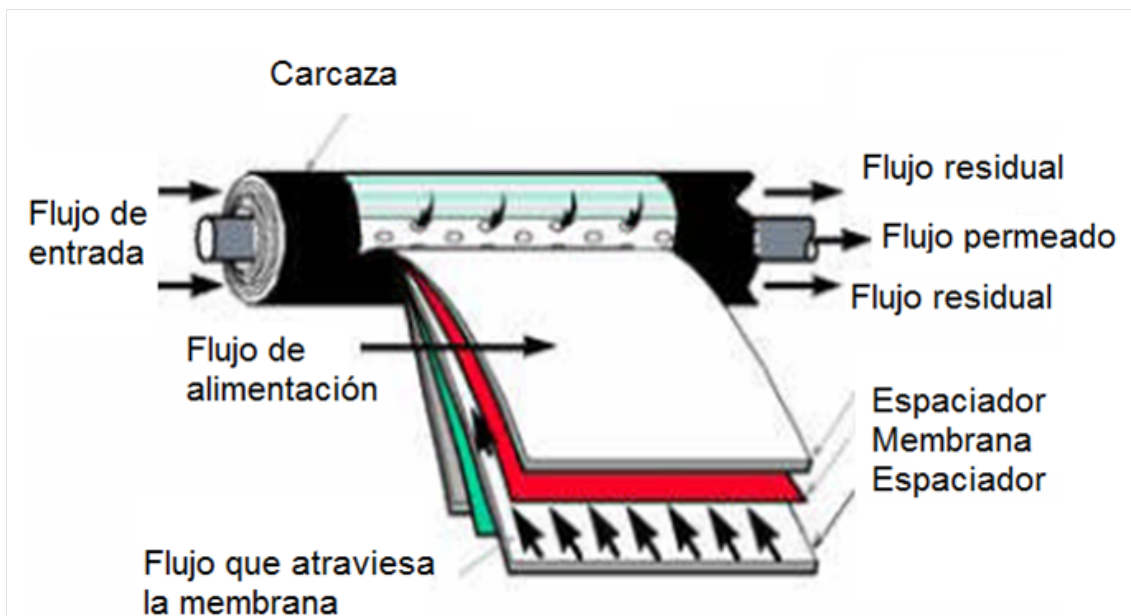


Figura 2.6: Membranas

Con una membrana es difícil remover el H_2S a los niveles exigidos para un gasoducto, pero se puede remover casi todo el CO_2 y parcialmente el H_2S , el resto habrá que removerlo con otro proceso.

Cuando todos los componentes del gas tienen permeabilidades similares a través de la membrana, o cuando se requiere alta pureza del gas se deben usar membranas en serie o reciclar el gas. Dependiendo de las propiedades del gas, una membrana diseñada para bajar el contenido de CO_2 a los niveles exigidos por el gasoducto puede bajar también el contenido de agua a valores de 7 lbs/MMpcsd pero algunas veces es necesario complementar la deshidratación con otro proceso para llevarla a los contenidos exigidos.

Durante los últimos años, ha crecido apreciablemente el uso de membranas como tecnología en el tratamiento del gas amargo. Las razones son: Procesos simples (sin partes móviles, operación de unidades simples); más baratas que las unidades de aminas sobre el mismo rango de tamaños pequeños; compactas, de poco peso y montadas en plataformas que se pueden transportar o mover fácilmente.

Uso de membranas selectivamente no porosas para separar los componentes hidrocarburos de los no hidrocarburos a nivel molecular. Tales procesos son más confiables que otros a base de solventes químicos y con altos costos de mantenimiento y dependen únicamente de la naturaleza del material de la membrana.

Estas características hacen que las membranas sean ideales para aplicaciones en sitios remotos o para tratar volúmenes bajos de gas.

La tecnología de membrana está emergiendo rápidamente en la industria del petróleo para uso en el tratamiento de gases de producción. La filtración selectiva consiste en que una membrana polimérica se usa para separar compuestos gaseosos como CO_2 , H_2S y agua de un gas cuando hay una presión diferencial. En los procesos con membranas semipermeables (permeation process) el gas entra a un recipiente que posee dos zonas de presiones diferentes separadas por una membrana. El gas entra a la zona de presión más alta y selectivamente va perdiendo los componentes que se puedan permear a través de la membrana hacia la zona de menor presión. Se podrán permear los componentes que tengan afinidad por la membrana.

2.6. Proceso Claus

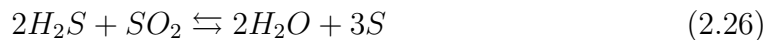
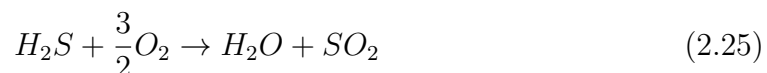
El proceso Claus tiene como objetivo la recuperación de azufre elemental partiendo del ácido sulfhídrico. Las corrientes de gas ácido provienen de los procesos de endulzamiento (procesos físicos o químicos). Los gases que salen de la planta de Claus se envían a un sistema de tratamiento de cola, sin embargo el gas de salida de la planta se quema con el objetivo de convertir en dióxido de azufre el azufre residual, que haya quedado en dicha corriente.

En México se prohíbe el venteo de corrientes con grandes cantidades de compuestos de azufre, por lo que es necesario implementar los procesos de Claus para el tratamiento de las corrientes ácidas, pero este proceso era usado como control de la contaminación del aire, pero al mejorar el diseño, la operación de las plantas la eficiencia de recuperación ha aumentado lo que permite obtener azufre elemental de buena calidad, convirtiéndose en una fuente importante de este elemento base.

Desafortunadamente, la conversión completa de ácido sulfhídrico en azufre elemental en condiciones de operación de la planta Claus está restringida por las relaciones de equilibrio de las reacciones químicas, por lo que es necesario usar una mejora en la planta llamada Super Claus.

2.6.1. Etapas del proceso Claus

Las reacciones químicas básicas que se dan en el proceso de Claus son:



El proceso de Claus mostrado en la figura 2.7 se diferencian dos etapas, una etapa térmica (la cual supera los 1700 °F) y una etapa catalítica (la cual se encuentra entre 700 °F y un temperatura encima del punto de rocío de la mezcla de gas con azufre), esta última reacción es reversible.

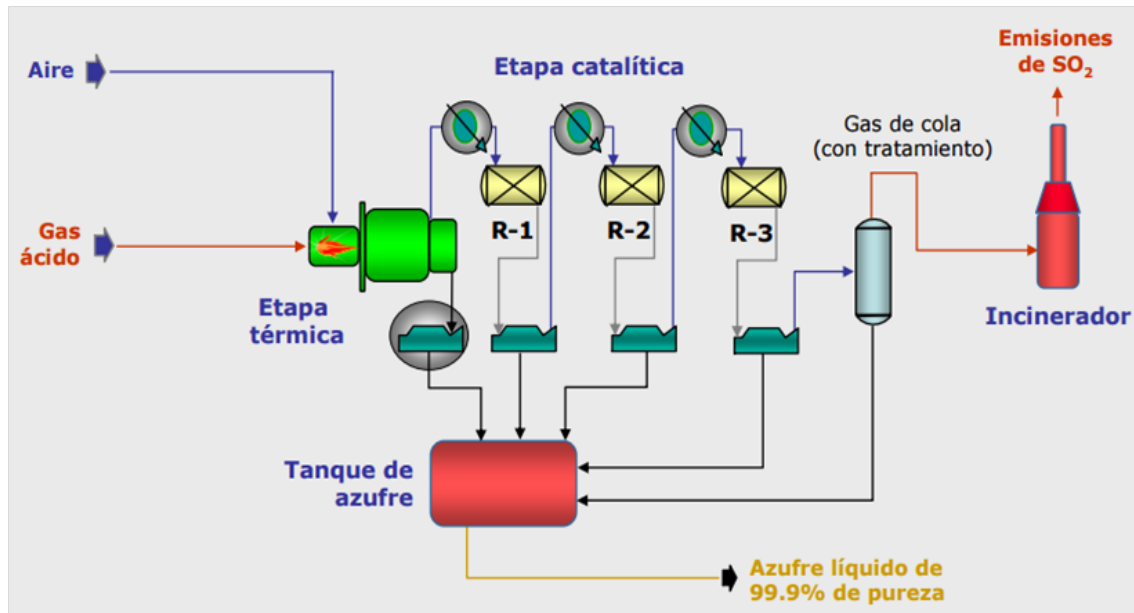


Figura 2.7: Recuperación de azufre por medio del proceso de Claus

Si la temperatura es menor en la etapa catalítica se hará una mejor conversión, sin embargo, el funcionamiento a una temperatura por debajo del punto de rocío del azufre causa problemas por depositación de azufre en el lecho de catalizador.

Es por ello que se instalan etapas catalítica en serie donde la condensación y la recuperación del azufre se da después de cada etapa.

Con el fin de aumentar la eficiencia en la conversión de azufre es necesario observar que:

- La temperatura aumenta muy poco en los lechos de los catalizadores, lo que permite un funcionamiento a temperaturas relativamente bajas.
- Se debe retirar el agua producto de la reacción, tomando en cuenta que puede provocar problemas de corrosión y taponamiento.

La presencia de CO_2 e hidrocarburos ligeros provocan reacciones secundarias arrojando productos de sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, lo cual debe ser tomado en cuenta en el diseño y operación de las plantas, ya que provocan pérdidas de azufre.

El sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono se someten a hidrólisis rápida de H_2S a temperaturas entre 600 a 700 °F en presencia de un catalizador de óxido de aluminio, para mantener altas temperaturas en la primera convertidor catalítico y mediante el uso de un catalizador activo, se hace una conversión de sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono en H_2S

El catalizador usado en el proceso Claus es bauxita o alúmina, esta última es usada en plantas de alta eficiencia, además debe tener resistencia al desgaste y a las temperaturas relativamente altas.

Por otra parte, ya que el proceso Claus se hace funcionar a baja presión (5-12 psia), la forma catalizador debe ser tal que no haya una caída de presión excesiva.

Capítulo 3

Deshidratación

3.1. Aspectos generales

El agua puede presentarse en forma de vapor -fase gaseosa- y en forma libre -fase líquida-, dentro de la corriente de gas.

Cuando se encuentra en forma libre las gotas de agua son tan pequeñas que permanecen suspendidas en el gas debido a la velocidad, a pesar de que gran parte del agua líquida es retenida en estaciones de separación aguas arriba.

Cuando se encuentra en forma de vapor la cantidad de agua presente es variable ya que depende de la composición del gas (gases amargos en altas concentraciones) de la temperatura y de la presión (la solubilidad del gas aumenta con la temperatura y decrece con la presión).

En corrientes de gas que aún no han sido tratadas se tienen cientos de libras de agua por millones de pies cúbicos estándar de gas (lb de H_2O /MMpcsd), pero los sistemas de transmisión de gas deben tener una concentración muy baja de agua (de 6-8 lb de H_2O /MMpcsd).

El contenido de agua de gas se puede calcular indirectamente por el "punto de rocío", es decir la temperatura a la cual el gas está saturado con vapor de agua a una determinada presión, en este punto el gas se encuentra en equilibrio con el agua líquida, por lo que cualquier disminución de la temperatura o el aumento en la presión hará que el vapor de agua se condense.

La importancia de realizar el proceso de deshidratación es:

- Cumplir con las especificaciones de transporte, distribución, y venta del gas.
- Prevenir la formación de hidratos de metano, debido a que reducen el flujo en las tuberías.

- Evitar la presencia de agua que aumenta el potencial corrosivo de H_2S y del CO_2
- Disminuir la acumulación de agua libre en los puntos bajos de la tubería, evitando la reducción de la capacidad de flujo o daño en los equipos.

Es esencia, se debe estimar con precisión el agua saturada en la corriente de gas, con el objeto de realizar un mejor diseño de la planta de deshidratación, así como la flexibilidad de operación de dicha planta.

Hay correlaciones para determinar el contenido de agua como:

1. McCarthy et al. (1950)
2. McKetta y Wehe (1958)
3. Ley de Dalton de presiones parciales

En este trabajo se usara la correlación de McKetta y Wehe mostrada en la figura 3.1. Éste gráfico permite obtener la cantidad de agua presente en la corriente de gas a diferentes condiciones, así como conocer las condiciones de presión y temperatura de los hidratos de metano.

Este gráfico requiere de datos de entrada la presión, temperatura del gas e incluye correcciones por gravedad especifica y salinidad, lo que permite estimar la cantidad de vapor de agua saturado en libras por cada millón de pies cúbicos de gas a condiciones estándar (14.7 psia y 60 °F).

A continuación se muestra un ejemplo del uso del gráfico.

Ejemplo

Se tiene una corriente de gas a a 140°F a 1500 psia con una gravedad específica de 1.1 y un contenido de %3 de sal.

Datos

- T=140 °F
- P=1500 psia
- $\gamma_g = 1.1$
- Salinidad = %3

Requerimiento

1. ¿Cuál es el contenido de agua en la corriente de gas?

Solución

Se calcula la corrección por gravedad C_G con ayuda del gráfico 3.1, se lee que el valor es 0.93

Para la corrección por salinidad C_S , se intersecta con la cantidad de sal en la corriente con la línea, se lee 0.93.

Después se lee la intersección entre la temperatura y la presión se obtiene la cantidad de agua en lb agua/MMpcsd, en este caso es 120 lb agua/MMpcsd

Finalmente, se aplican las correcciones por gravedad específica y salinidad y se obtiene:

$$W_{entrada} = (W_{leído})(C_G)(C_S)$$

$$W_{entrada} = (120)(0.93)(0.93) = 103.7 \text{ lb de } H_2O/\text{MMpcsd}.$$

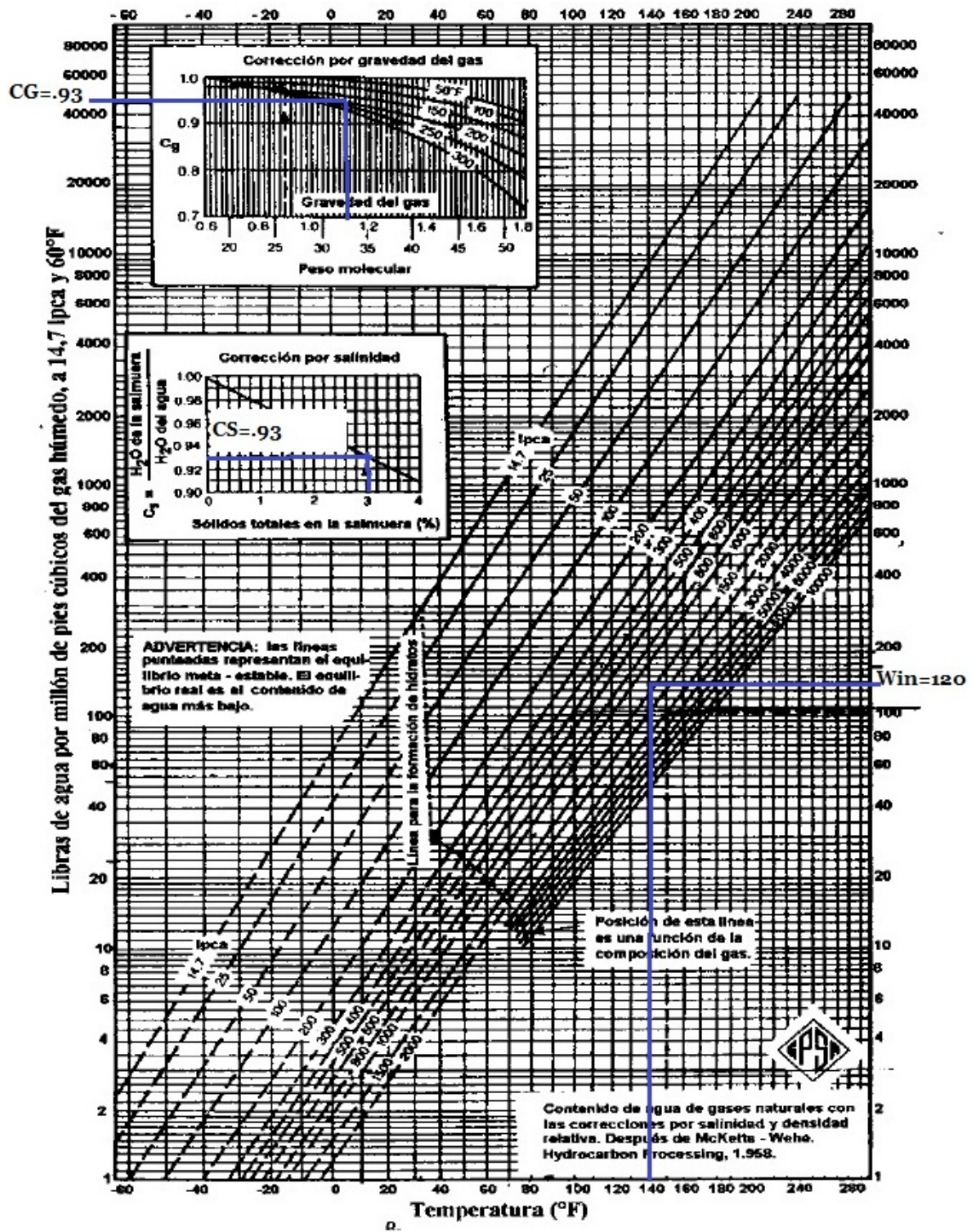


Figura 3.1: Contenido de agua

3.2. Hidratos

Los hidratos son estructuras sólidas que están formadas por un arreglo cristalino de agua con gas, generalmente se dan a bajas temperaturas y altas presiones, con un contenido de aproximadamente 10% de hidrocarburos (hidrocarburos ligeros) y un 90% de agua, su gravedad específica es de 98%, son capaces de flotar en el agua pero no en los hidrocarburos líquidos.

Los hidratos pueden formarse en cualquier mezcla de gas (gas y condensado de gas) teniendo como limitantes las condiciones de presión y temperatura, composición, tamaño, volumen de la partícula que se dan en la interfase entre el agua líquida y los sólidos cristalinos.

En la figura 3.2 se muestran las diferentes estructuras cristalinas que pueden formar los hidratos, la diferencia entre dichas estructuras es el tamaño de molécula que puede quedar atrapada en el arreglo, a continuación se mencionan los compuestos que pueden quedar atrapados en cada uno.

- Estructura I, CH_4 , C_2H_6 , H_2S , CO_2
- Estructura II, C_3H_8 , iC_4H_{10}
- Estructura H, Alcanos más grandes a iC_4H_{10}

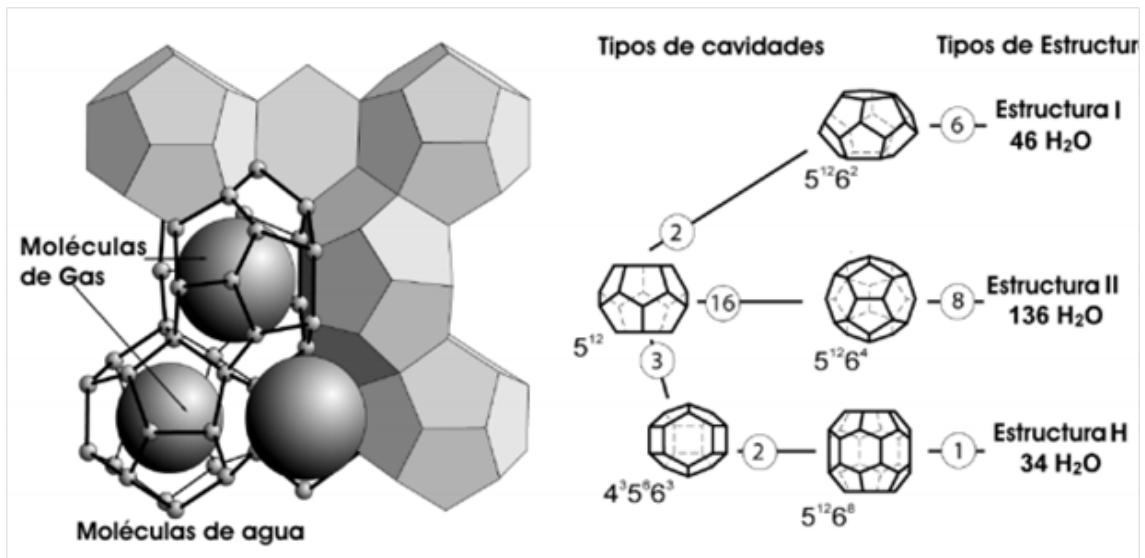


Figura 3.2: Tipos de hidratos

3.2.1. Condiciones necesarias para los hidratos

Las condiciones que permiten la existencia de los hidratos son:

- Condiciones primarias
 - Gas con agua cerca del punto de rocío
 - Baja temperatura (menor a 80°F)
 - Alta presión (mayor a 550 psia)
 - Gases amargos (H_2S y CO_2)
- Condiciones secundarias
 - Alta velocidad
 - Agitación
 - Caídas de presión
 - Espacios físicos donde puede haber acumulación (codos, orificios de la placa)
 - Salinidad

Se puede decir entonces que los hidratos ocurren cuando la presión aumenta o cuando se reduce la temperatura por debajo del punto de rocío, el H_2S hace que la temperatura del gas sea más alta mientras que el CO_2 la reduce (aunque no de forma significativa).

La formación de hidratos no significa que haya condensación del agua presente en la corriente debajo de la presión de rocío, sin embargo, el agua condensada proporciona el agua libre necesaria en el sistema para que haya hidratos.

La formación de hidratos puede dividirse de dos maneras:

1. La formación de hidratos a presión constante, puede darse por una repentina disminución de temperatura, esta temperatura es función de la presión y de la densidad relativa del gas (composición), puede estimarse usando la figura 3.3.

Los hidratos se formaran si la intersección de las condiciones de trabajo (temperatura y presión) quedan a la izquierda de la línea de la densidad relativa del gas, pero esta correlación es aplicable a gases dulces, ya que la presencia de contaminantes como (H_2S y CO_2) incrementara la posibilidad de que se formen los hidratos.

2. La formación de hidratos también pueden generarse por una repentina expansión (restricción del flujo), debido a una caída de temperatura que puede

promover la formación del hidrato. De la figura 3.4 a la 3.8 se puede determinar las condiciones a las que se puedan formar hidratos.

Estas correlaciones usan principalmente la densidad relativa de los gases, sin embargo estas correlaciones están limitadas para su uso con gases dulces.

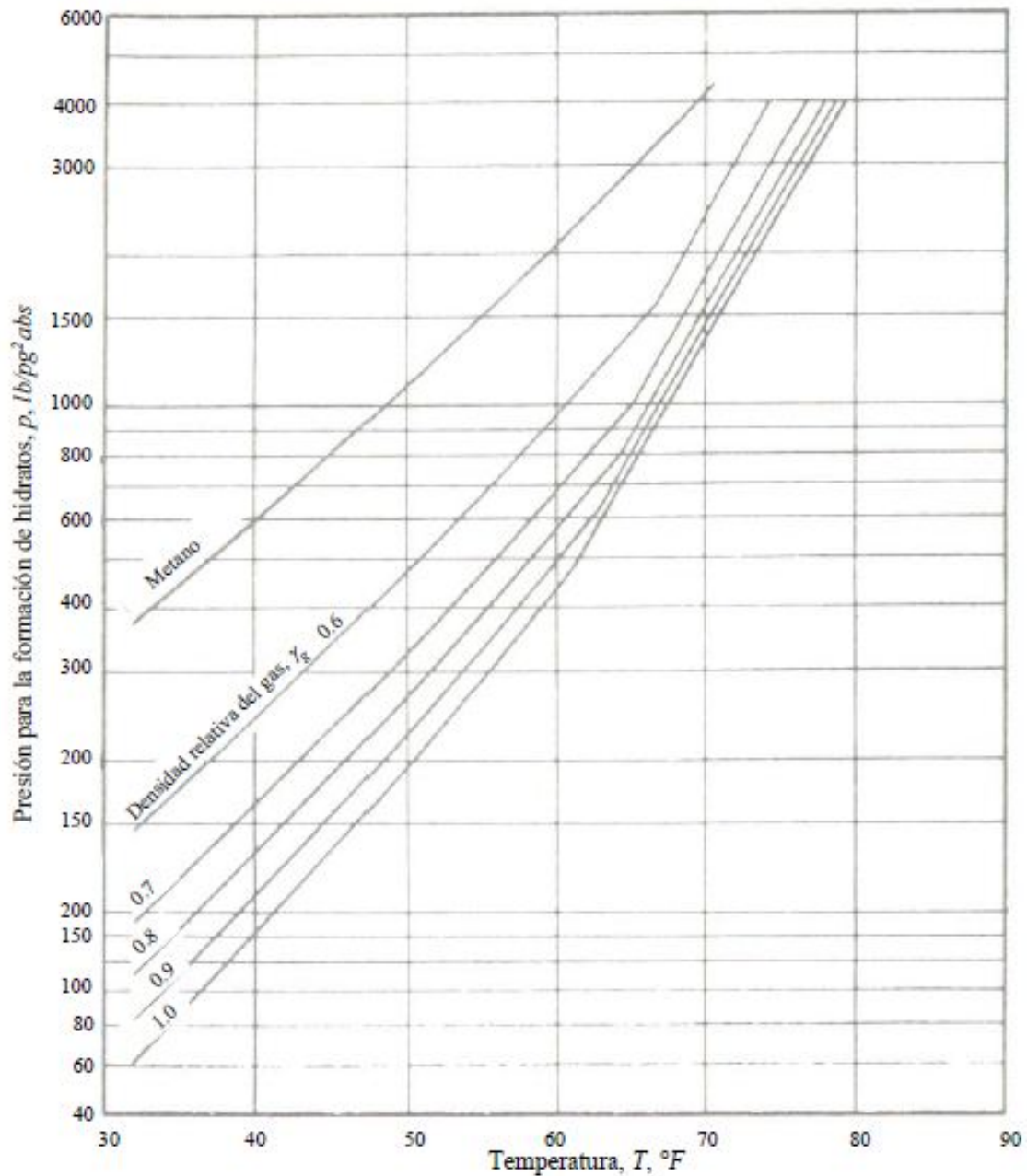


Figura 3.3: Condiciones para la formación de hidratos en el gas dulce

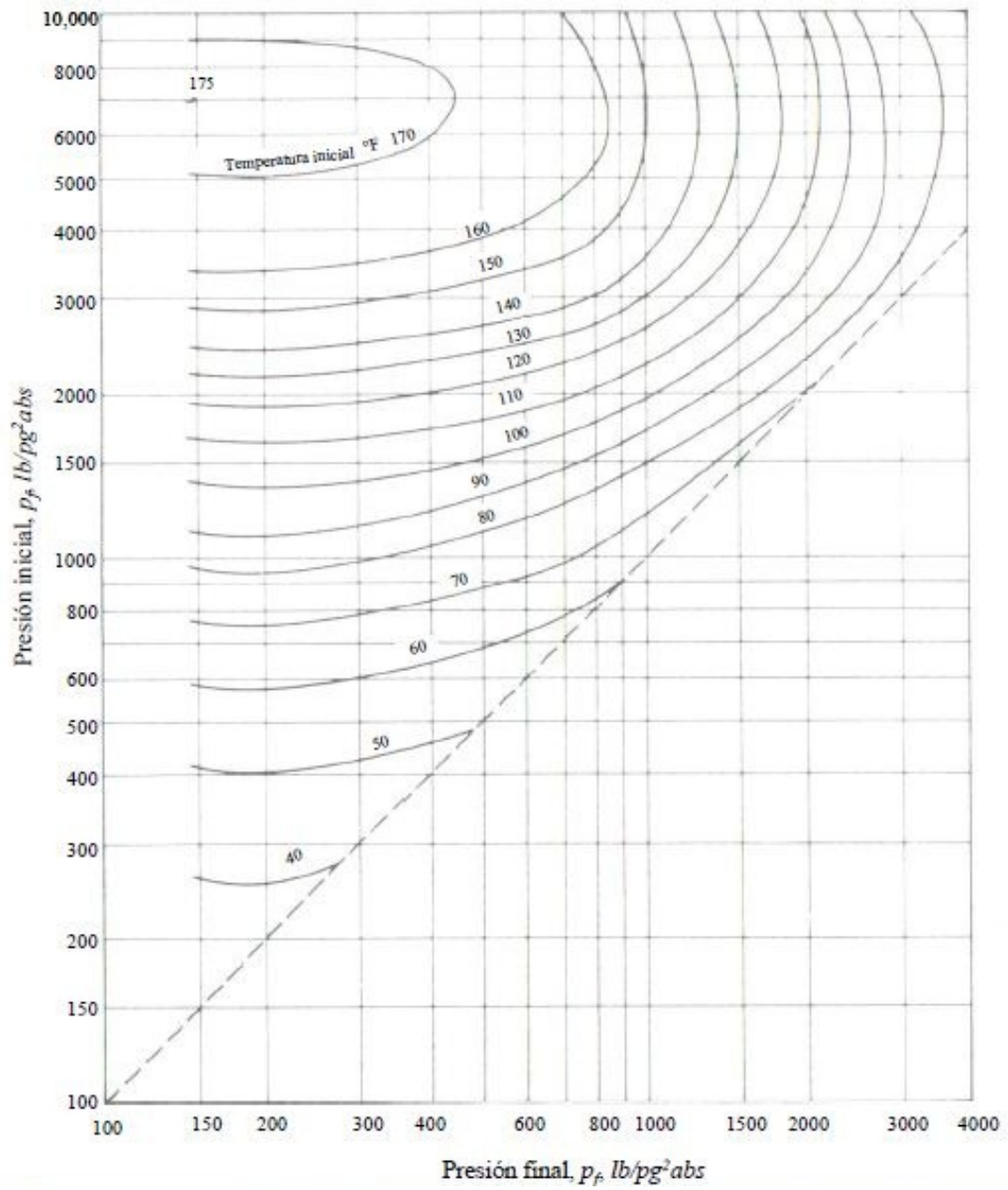


Figura 3.4: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.6 sin que se formen hidratos.

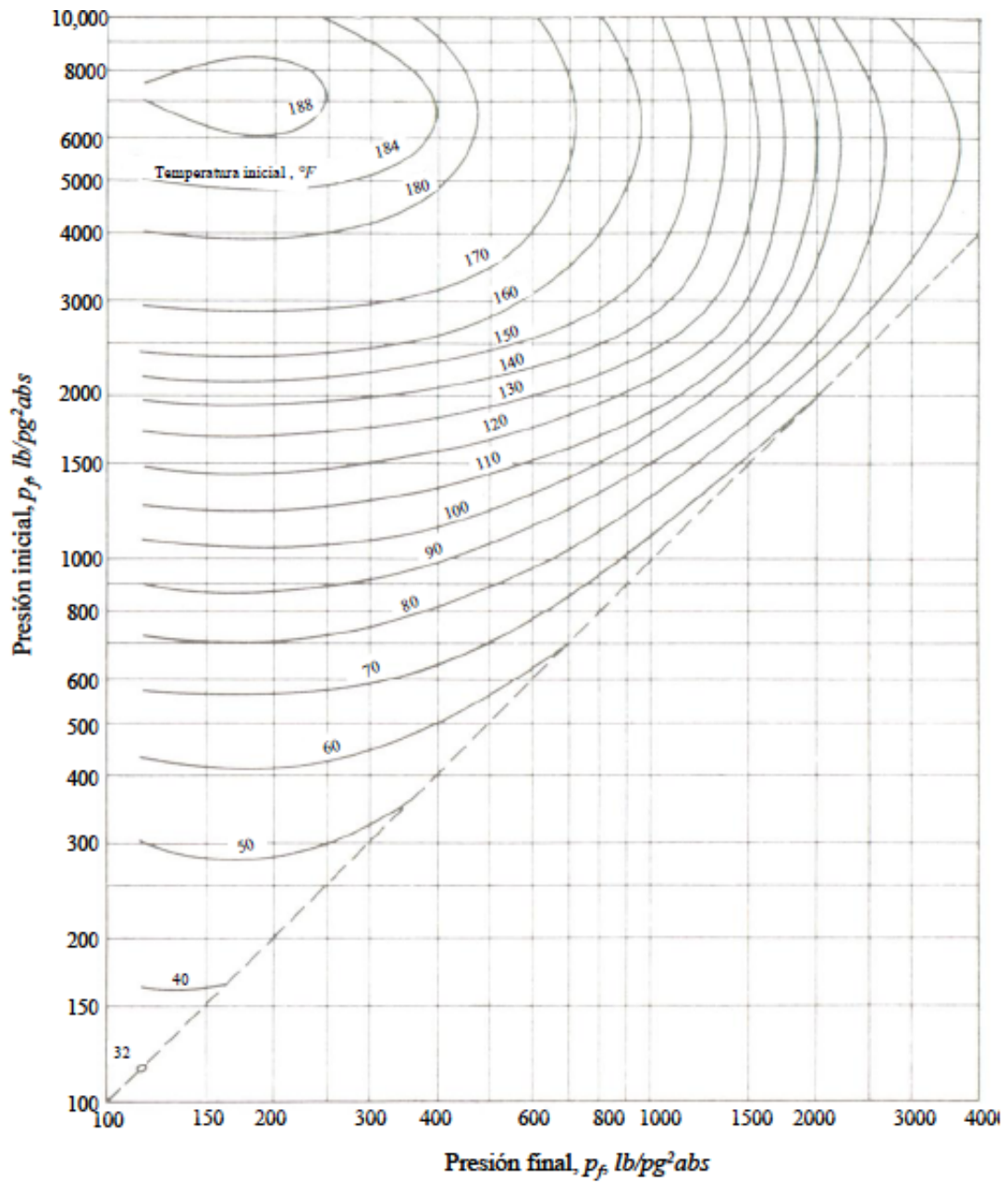


Figura 3.5: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.7 sin que se formen hidratos.

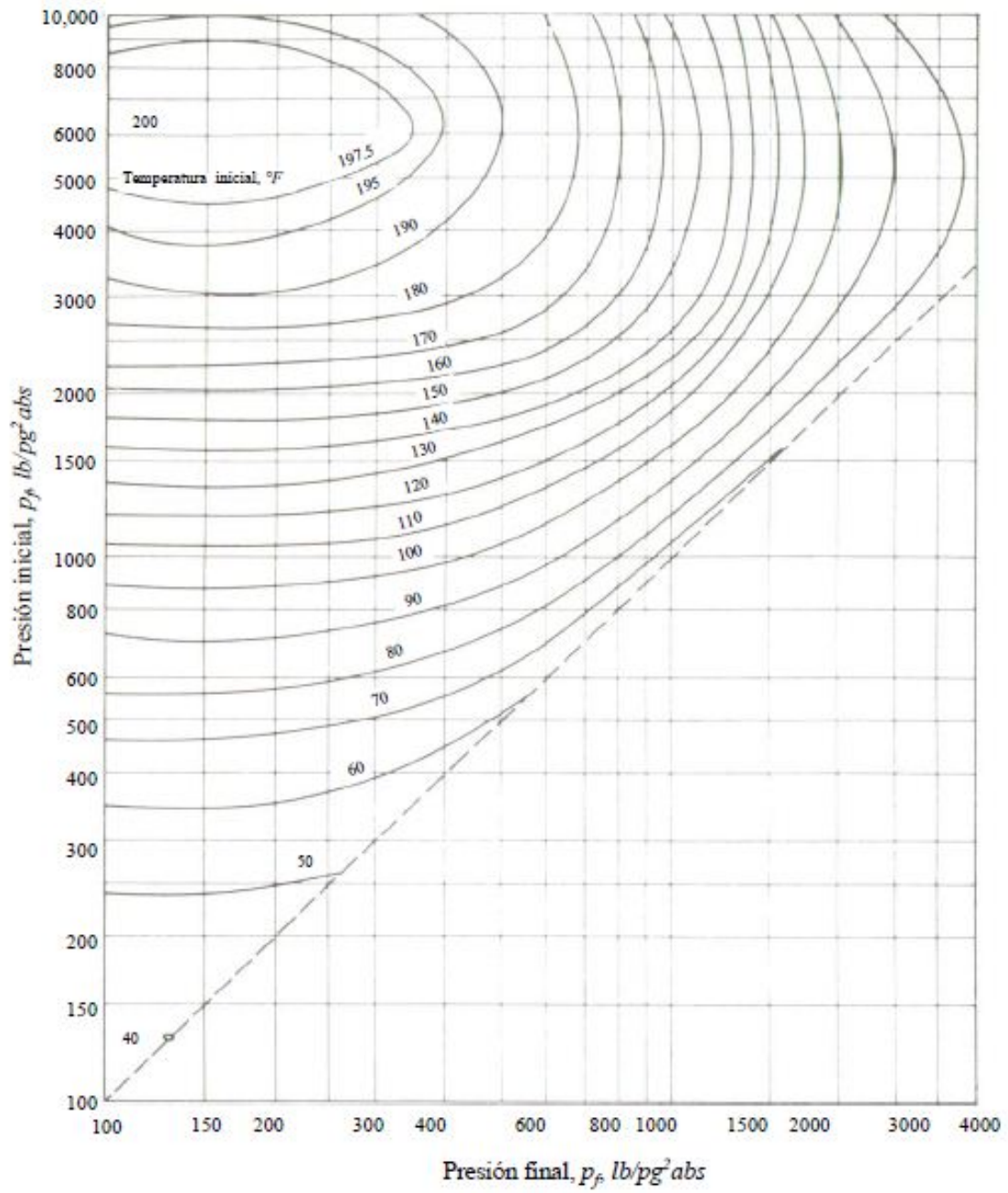


Figura 3.6: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.

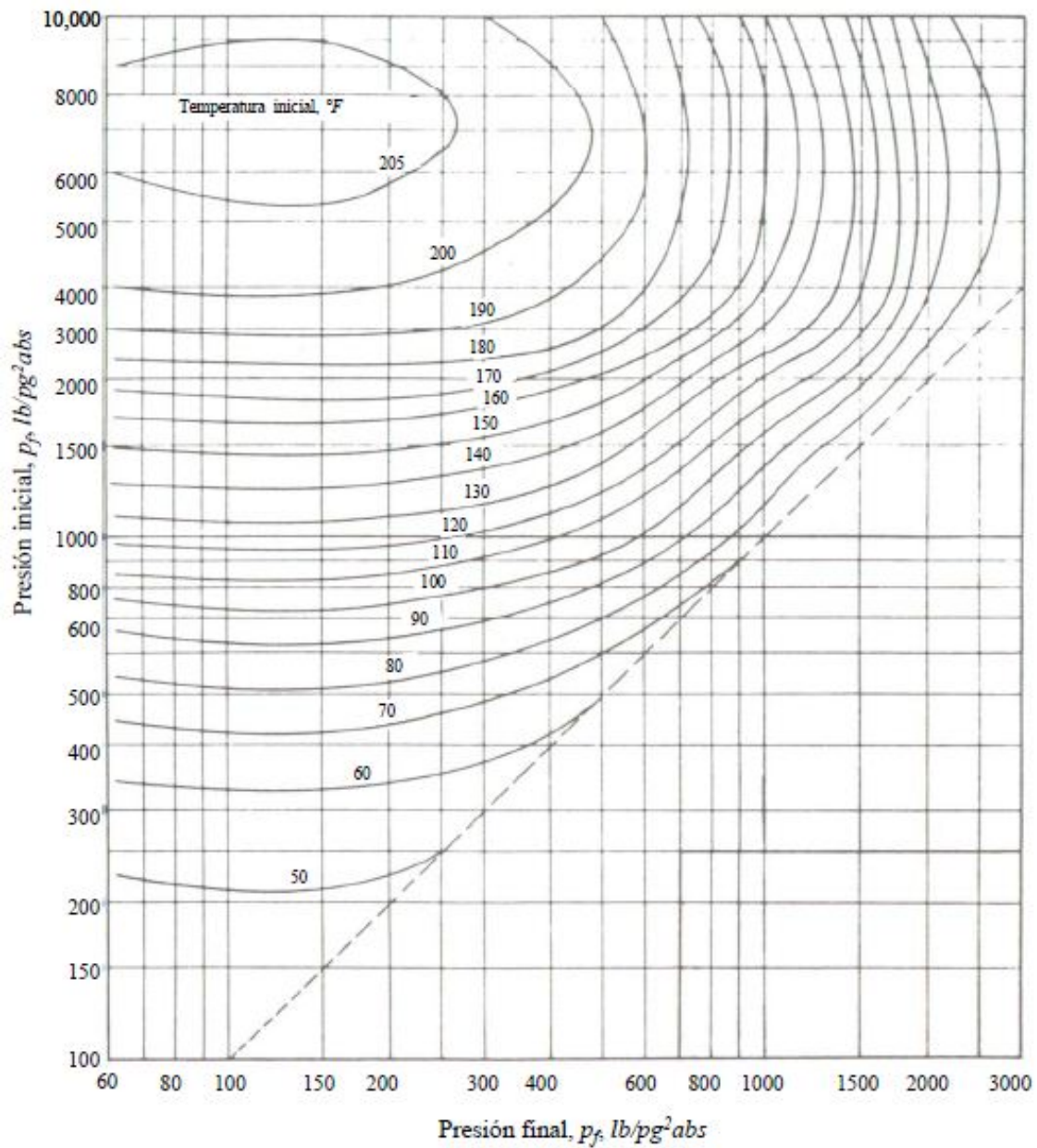


Figura 3.7: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.9 sin que se formen hidratos.

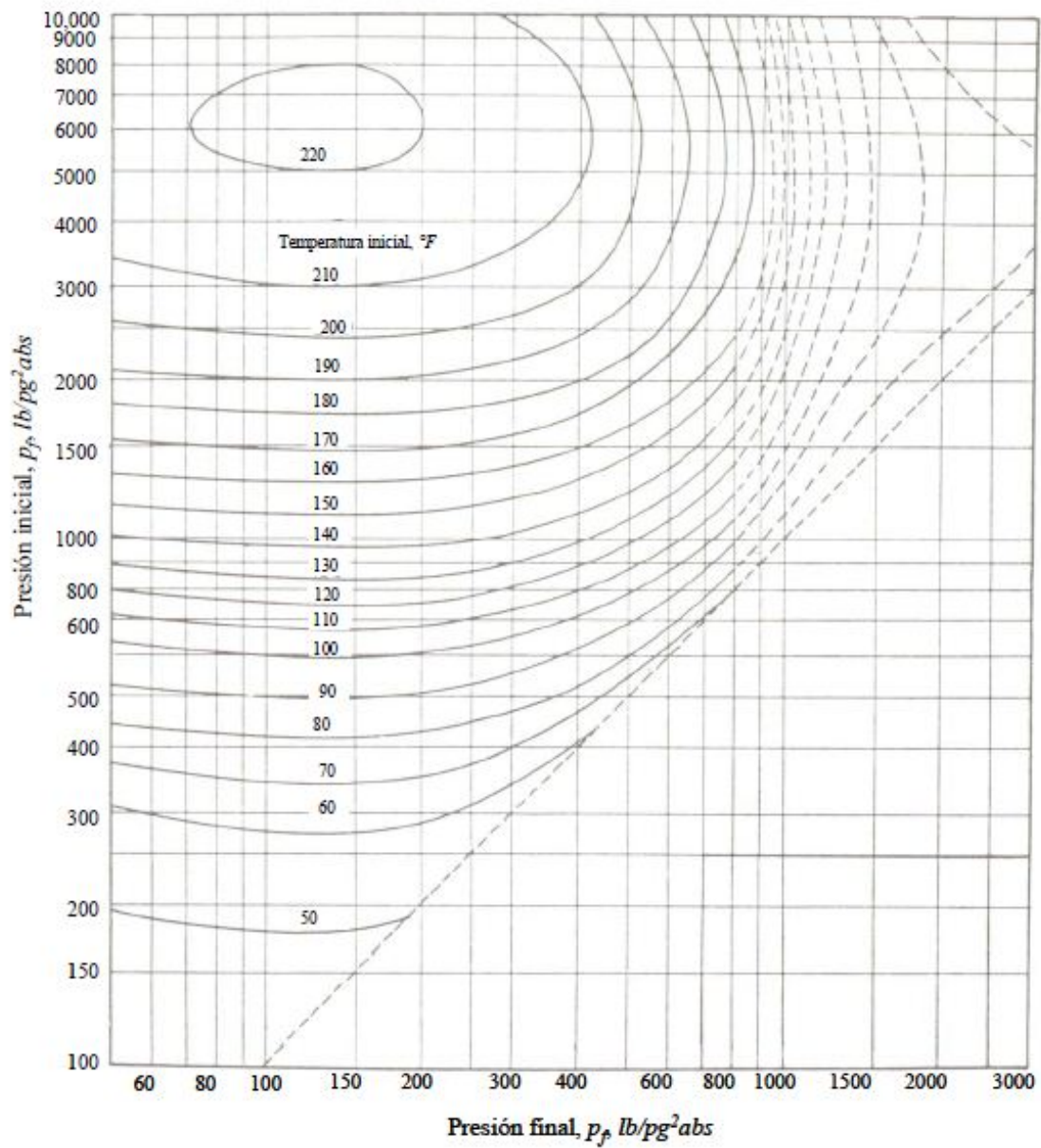


Figura 3.8: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 1 sin que se formen hidratos.

3.2.2. Ejemplos del uso de gráficos

Formación de hidratos de metano por una repentina caída de temperatura

Ejemplo

Un gas de densidad relativa de 0.8 se encuentra a una presión de 1000 psia el cual sufre una caída repentina de la temperatura en las líneas de flujo.

Determinar la mínima temperatura que puede sufrir el gas, sin que haya formación de hidratos.

Solución

Usando la figura que tiene la densidad deseada, para este caso se usará la figura 3.10 entrar con la presión de trabajo 1000 psia, como la presión inicial y final estas presiones se intersectan y se lee la temperatura de formación de los hidratos siendo de 66°F.

Por tanto, la formación de hidratos se dará por debajo de los 66 °F, para las condiciones de estabilización del gas.

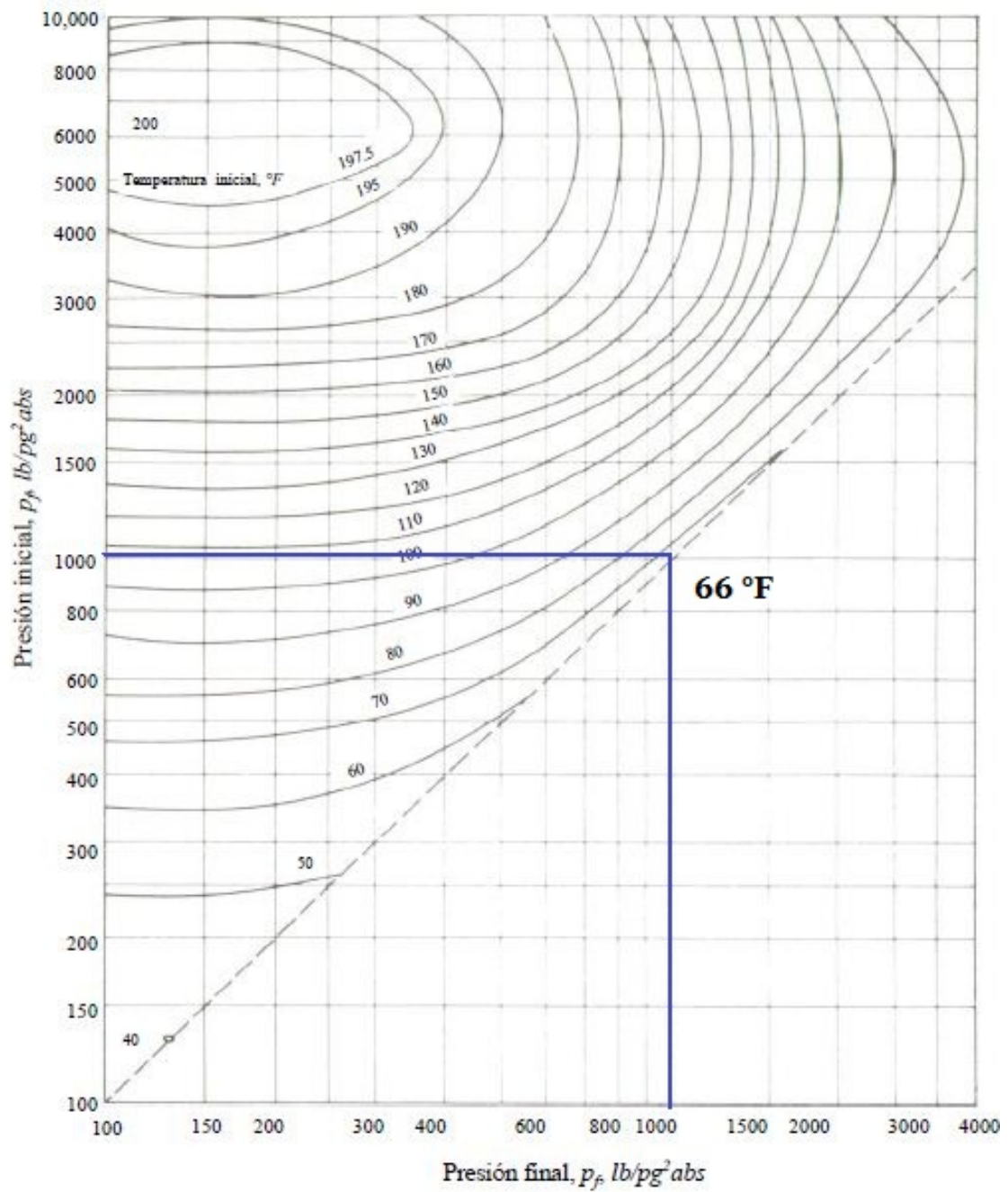


Figura 3.9: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.

Formación de hidratos debido a una expansión repentina por estrangulamiento*Ejemplo a*

Un gas con densidad relativa de 0.80 se encuentra a una presión de 1000 psia y 100 °F y sufre una expansión repentina en la línea superficial.

Determinar la mínima presión para que el gas pueda expandirse sin que se formen hidratos, asuma la presencia de agua libre.

Solución

Se usa la figura 3.10 que tiene la densidad requerida después se interseca la presión inicial de (1,000 psia) y la temperatura inicial (100 °F), este punto se proyecta hacia las abscisas para conocer la presión final, la cual es de 440 psia. (líneas verdes)

Ejemplo b

Determinar hasta que presión puede expandirse un gas con densidad relativa de 0.80 que tiene una presión inicial de 800 psia y una temperatura de 100°F, sin que exista formación de hidratos.

Solución

Con ayuda de la figura 3.10 se entra con la presión inicial de 800 psia y se interseca con la curva de la temperatura inicial (100 °F), sin embargo al no coincidir se concluye que el gas puede expandirse hasta la presión atmosférica sin que haya hidratos. (línea naranja)

Ejemplo c

Determinar la temperatura inicial mínima permisible para el cambio de presión de la corriente de gas de 1500 psia hasta 400 psia evitando que se formen hidratos.

Solución

Usando la misma figura 3.10, si hay una expansión de 1500 psia a 400 psia, se busca la intersección de la curva de la presión inicial de 1500 psia y la línea de la presión final a 400 psia, se lee que la temperatura mínima permisible es de 79 °F. (Líneas azules)

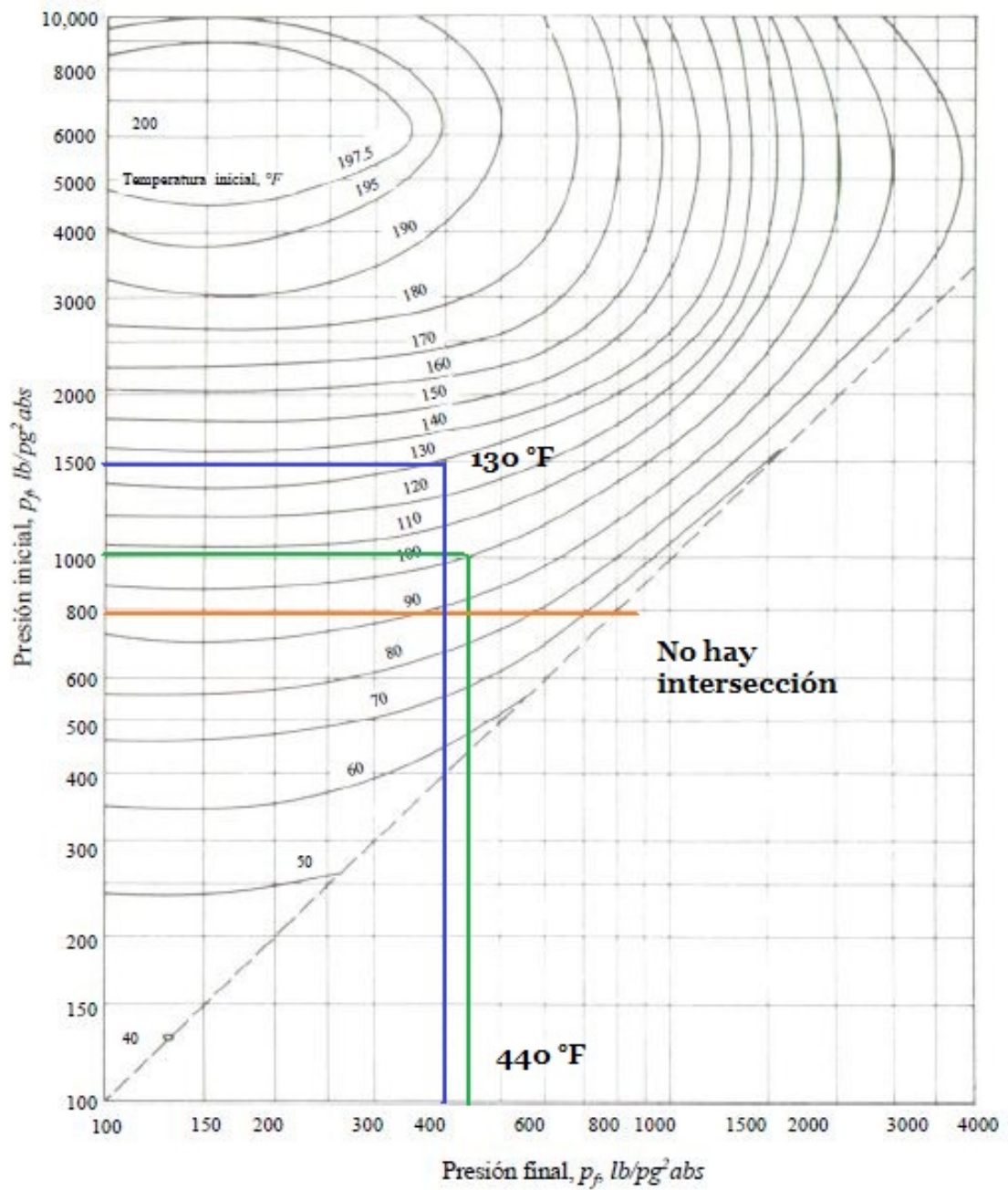


Figura 3.10: Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.

3.2.3. Control de los hidratos

. En la figura 3.11 se muestran algunas formas de control de hidratos, de las que sobresalen la deshidratación y la inyección de inhibidores.

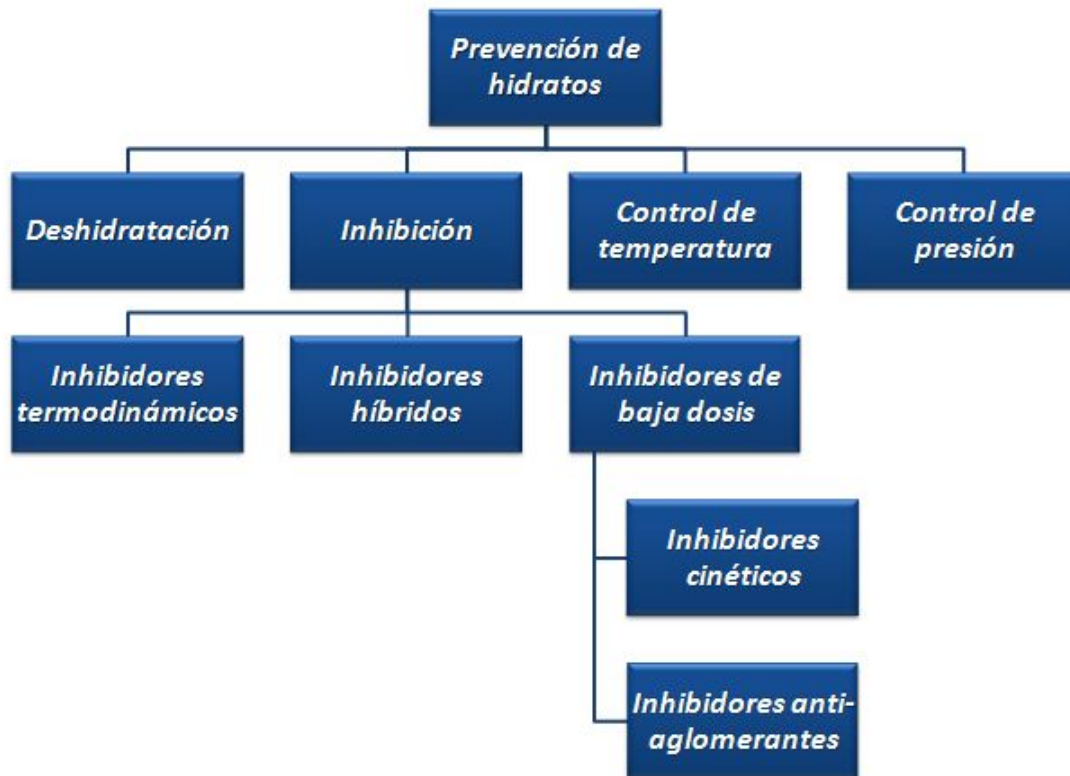


Figura 3.11: Métodos para la prevención de hidratos de gas

Deshidratación En la medida de lo posible se debe optar por la deshidratación antes de que ocurra una reducción de temperatura, (plantas de recuperación de líquidos), con el fin de evitar la formación de hidratos.

Inhibidores

Termodinámicos Reducen la temperatura de formación de hidratos, la implementación de inhibidores (puede ser metanol o glicol) son inyectados aguas arriba del punto donde ocurrirá la formación de los hidratos, después dichos inhibidores pueden ser recuperados, regenerados y reinyectados, aunque estos inhibidores consiguen cierta deshidratación. Es importante resaltar que su función primordial es actuar como anticongelante.

El uso de los glicoles es más ventajoso desde el punto de vista económico, ya que la inyección es continua sin embargo no se recomienda su uso a temperaturas

inferiores a los -40°F (condiciones criogénicas) ya que los glicoles se vuelven viscosos dificultando entonces su recuperación.

Cuando las condiciones de trabajo son criogénicas el metanol es la opción más viable, ya que el inhibidor debe estar presente en el punto preciso donde el gas húmedo es enfriado (tiene la capacidad de convertirse en hidrato), por lo tanto se requiere que el inhibidor se rocíe en la cara del haz de tubos del enfriador. Sin embargo, la inyección debe permitir una buena distribución en cada tubo de los enfriadores .

La cantidad de inhibidor que se inyecta debe ser suficiente para evitar la congelación de la fase inhibidor-agua, que es soluble en cualquier hidrocarburo.

En la tabla 3.1 se mencionan algunas de las propiedades más sobresalientes de los inhibidores termodinámicos

Tabla 3.1: Inhibidores termodinámicos

Propiedades	Metanol	Glicol (MEG)
Costo	Barato	Caro
Toxicidad	Alta	Baja
Flamabilidad @ T ambiental	Alta	Baja
Punto de fusión	12°C	119°F
Punto de vapor	4.63 psia	0.02 psia
Peso molecular	32.1	62.1
Densidad relativa	0.796	1.11

Baja dosis El objetivo primordial de estos inhibidores es afectar la rapidez de la cristalización del hidrato y su aglomeración.

Cinéticos (KHI) Disminuye la cristalización del hidrato, teniendo en cuenta los siguientes aspectos de control:

1. Salinidad menores a 17 %
2. Temperatura debajo del 0°C
3. Saturación de agua 50 %
4. Temperatura de degradación menor a 480°F

Antiaglomerantes (AA) Limitan el tamaño de los cristales de hidrato. Los antiaglomerantes pueden ser combinados con otros inhibidores, considerando:

1. Alta salinidad
2. Emulsificación

3. Saturación de agua 50 %
4. Afectación en la tubería

A continuación se muestra una tabla 3.2 de las ventajas y las desventajas de los inhibidores de baja dosis:

Tabla 3.2: Inhibidores de baja dosis

Ventajas	Desventajas
Reducción de las concentraciones	Incremento en el gasto de producción
Menores pérdidas del inhibidor	Baja toxicidad
Reducción en gastos de operación	Caros
Concentraciones bajas	

3.3. Métodos para la deshidratación

Hay varias opciones de proceso que pueden ser utilizadas para llevar a cabo la deshidratación. En general se consideran tres opciones para la deshidratación, todos ellos tratan de la reducción de la presión de rocío sin embargo las restricciones económicas juegan un papel preponderante en la selección del método

- Absorción. Usando líquidos higroscópicos -como los glicoles- que absorben el vapor de agua y que después son regenerados para ser usados nuevamente en el ciclo, sin embargo cuando el punto de rocío de por debajo de 0 °F a 100 psia este método no es el adecuado.
- Adsorción. Con la ayuda de tamices moleculares, gel de sílice y aluminatos se adsorbe el agua, ya que estos tienen una estructura porosa muy afín al agua, pueden lograr hasta 0.1 ppm de vapor de agua.
- Expansión-Refrigeración. Mediante el efecto Joule-Thompson el gas es enfriado por una caída de presión utilizando diversos dispositivos, logrando entonces la separación de la fase líquida, sin embargo se requiere de una gran caída de presión por lo que el método es restringido a la recuperación de condensables (Mientras más alta sea la presión, menor será el contenido de vapor de agua saturado en lb/MMpcsd a una temperatura dada. Enfriamiento debajo del punto de condensación inicial)

Los métodos ofrecidos en la industria pueden ser observados en la figura 3.12 y dependen principalmente del contenido de agua.

- Compresión a una presión superior con enfriamiento subsecuente y separación de las fases (Criogenia)

- Absorción con desecantes líquidos (glicol)
- Absorción con desecantes sólidos (alúmina)
- Adsorción con desecantes sólidos (tamices moleculares y membranas)

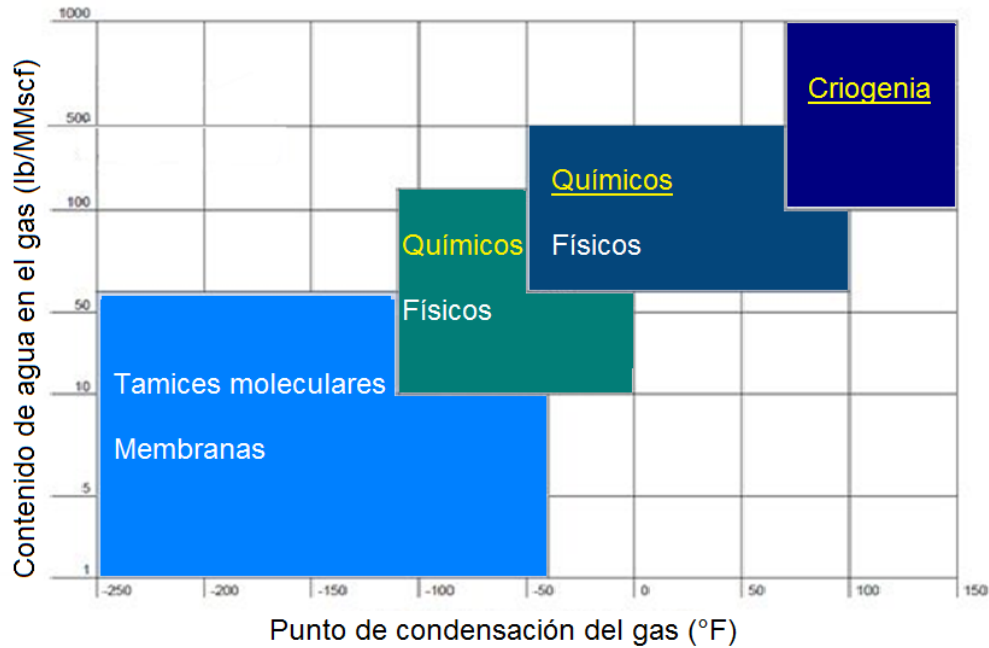


Figura 3.12: Métodos de deshidratación

Para la elección de la tecnología adecuada se deben considerar todas las combinaciones de los procesos de tecnología disponibles, las restricciones y las condiciones a las que se encuentra el gas son:

- Especificación del contenido de agua máxima
- Contenido de agua inicial
- Características del proceso
- Disposición de la operación
- Factores económicos

3.3.1. Absorción

El vapor de agua se retira por contacto entre un desecante líquido higroscópico y la corriente del gas.

El método de absorción se basa principalmente en la acción de los glicoles, ya que tienen una afinidad alta con el agua a causa de las interacciones moleculares fuertes, propiedades solventes y alta reactividad a compuestos orgánicos, cuando el gas húmedo es tratada con una corriente de glicol líquido el agua será absorbida. Primeramente, es necesario seleccionar el glicol adecuado, los principales glicoles que se usan son el dietilenglicol (DEG) y el trietilenglicol (TEG) aunque este último es el que domina la industria, se elige bajo los criterios de temperatura, eficiencia de absorción, no corrosivo, no debe haber reacción química con el gas. Se muestra las propiedades de los glicoles que pueden ser usados en los procesos de deshidratación en la tabla 3.3.

Tabla 3.3: Propiedades físicas de los glicoles

Propiedad	Etilenoglicol	Dietilglicol	Trietilglicol	Tetraetilglicol
Formula	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_4$	$C_8H_{18}O_5$
Peso molecular	62.1	106.1	150.2	194.2
Punto de ebullición (°F) @ 1 atm	387.1	472.6	545.9	597.2
Punto de congelación (°F)	8	17	19	22
Densidad (gr/cm ³) @ 25°C	1.110	1.113	1.119	1.120
Presión de vapor (mmHg) @25 °C	0.12	<0.01	<0.01	<0.01
Densidad (lb/gal) @ 25 °C	9.26	9.29	9.34	9.34
Viscosidad (cP) @25 °C	16.5	28.2	37.3	44.6
Calor específico Btu/(lb°F) @ 77 °F	0.58	0.55	0.53	0.52

Las temperaturas aproximadas de descomposición del glicol son:

- Etilenglicol 329 ° F, usado como inhibidor de hidratos de metano
- Trietilenglicol 404 ° F, usado como deshidratador

Los glicoles usados para deshidratar el gas son etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG), trietilenglicol (TEG) y tetraetilenglicol (T4EG), normalmente se utiliza solo uno dentro del deshidratador, pero en algunos casos se lleva a cabo una mezcla de glicol. TEG ha ganado aceptación casi universal como el más rentable.

La deshidratación por absorción con glicol es por lo general económicamente más efectiva que la deshidratación desecante sólido (adsorción) a pesar de que ambos procesos son capaces de llevar al gas el punto de rocío requerido.

Descripción del proceso usando TEG

Esencialmente se compone por dos sistemas:

- Glicol pobre, es el glicol con una gran pureza (96-98 %) proviene de fabrica, o es el que se obtuvo de la regeneración, y se encuentra en el tanque de almacenamiento. Es importante que esté controlada su temperatura y gasto, para pasar a la torre contactora.
- Glicol rico, es el glicol que ya realizó la absorción del agua y tiene una pureza del 91-93 % que sale de la torre contactora.

El proceso de deshidratación usando TEG comienza con un rectificador para que las partículas y líquidos queden atrapados en él.

Después esta corriente de gas entra por el fondo de la torre contactora, mientras que por el domo entra el glicol concentrado (normalmente contiene de 0.5 a 2 % de agua), mientras que el glicol pobre fluye hacia abajo a través de la columna que va absorbiendo el agua del gas.

La solución de glicol rico (cuando la solución ya tiene agua) contiene aproximadamente de 3 a 7 % del agua que sale del fondo de la torre, después se reduce la presión para que pueda ser precalentada y se lleva a un separador que opera de 40-105 psia.

El glicol rico posteriormente pasa a unos filtros de cartucho y de carbón activado, esto con el fin de remover componentes indeseables -resultado de la corrosión, degradación del glicol, para después pasar por un intercambiador de calor con el glicol pobre.

El glicol rico precalentado entra a la torre de destilación, para llevar a cabo la separación entre el glicol y el agua, debido a la diferencia en los puntos de ebullición de glicol y el agua la columna de la torre es pequeña por lo que es necesario que en

la parte superior de la columna haya una rectificación de los vapores con el fin de minimizar las pérdidas de glicol.

El glicol pobre que sale de la torre destiladora maneja una temperatura de 40 °F y una presión cercana a la atmosférica, el glicol sale de dicho equipo y fluye a un tanque de compensación (que a menudo contiene serpentines de enfriamiento) y se bombea a través de los intercambiadores de calor glicol/glicol y de vuelta al contactor, donde el proceso vuelve a comenzar.

Dentro del diseño y equipamiento se busca el mínimo de problemas de operación para ello es necesario un plan de mantenimiento e inspección.

En la figura 3.13 se muestra el proceso típico de deshidratación usando glicol.

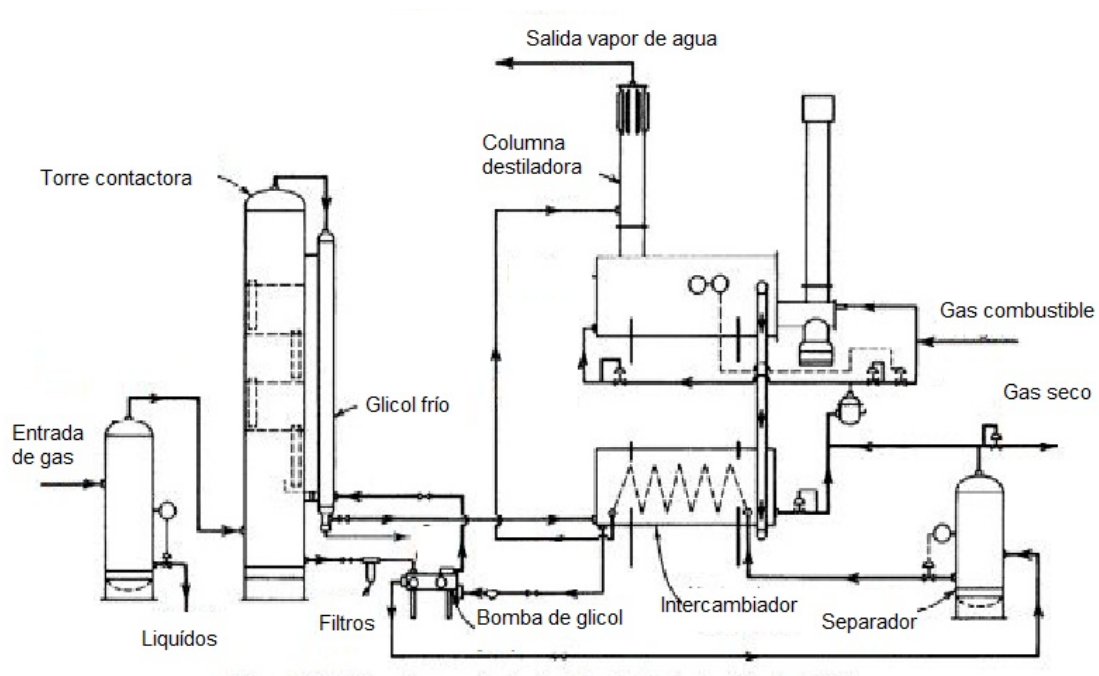


Figura 3.13: Planta de glicol

Extracción mejorada

El grado de deshidratación depende de la cantidad de agua a retirar y con ello la solución de glicol, el funcionamiento de las unidades de destilación es a presión atmosférica, pero la eliminación de agua está limitada por la máxima temperatura que puede ser tolerada sin la descomposición excesiva del glicol, y puede alcanzar una concentración de 98.5-99.0 %, cuando se necesitan concentraciones mayores para

cumplir con especificaciones estrictas de deshidratación es necesario el uso de una técnica de extracción mejorada. Se usa una columna de gas de arrastre opcional que opera en el glicol puro caliente que fluye desde el intercambiador de calor de la torre, una pequeña corriente de gas seco se alimenta en la parte inferior de la columna de gas de arrastre para reducir la presión parcial de vapor de agua en la fase de gas, logrando desprender el agua del glicol para finalmente abandonar la columna de desecado primaria con el vapor de agua con ventilación.

También se puede inyectar el gas inerte directamente en el glicol en el rehervidor, logrando una concentración de 99.5 % se puede conseguir mediante la inyección de gas de arrastre en el hervidor, pero una concentración tan alta como 99.9 % se puede obtener con una columna de gas de arrastre por separado entre el intercambiador de calor, permitiendo además que haya sobrecalentamiento de glicol en contacto con la superficie caliente.

Equipo básico de una unidad deshidratadora que usa TEG

El sistema básico de deshidratación con glicol está integrado por los siguientes equipos:

Rectificador de entrada Estos recipientes son utilizados cuando se requiere que el flujo de gas no arrastre líquidos en forma de neblina, generalmente tienen internos que mejoran la eficiencia y permite reducir el tamaño del mismo, disminuyendo así muchos problemas que surgen en la torre contactora que pueden causar pérdidas excesivas de glicol debido a la formación de espuma, reducción en la eficiencia e incremento en el mantenimiento.

Son recomendables en donde el gas es enfriado -antes de la torre contactora- ya que el agua sobresatura el gas, los líquidos drenados son recolectados.

Torre contactora Se trata de una torre con platos (o empacada) en donde el gas es puesto a contracorriente con el glicol que entra por el domo, mientras que el glicol se va al fondo se enriquece con el agua, la torre cuenta generalmente con 8 platos de 2.5 etapas teóricas de contacto. Sin embargo, si hay menos platos es necesario reducir la recirculación de glicol con el objetivo de reducir las pérdidas del mismo.

Dado que el TEG forma espumas se recomienda una separación de 24 pulgadas, aunque en la actualidad los empaques estructurados reducen el tamaño de la torre, la temperatura óptima oscila entre 80 y 120 °F, debido a que a temperaturas más bajas el glicol se hace viscoso. Otra característica es que el glicol entra con una temperatura diferencial (con respecto al gas) de 10 a 15 °F para evitar la condensación de hidrocarburos en la torre.

En el domo de la torre se debe instalar un separador de niebla donde las partículas líquidas más pequeñas presentes en el gas son removidas, para evitar las pérdidas de glicol por el arrastre con el gas seco.

Dado que glicol rico sale a la presión del gas es necesario reducirla hasta la presión requerida por el separador, para tal efecto se usa una válvula de expansión, adicionalmente dicha válvula controla el nivel de glicol en el fondo de la torre.

Separador glicol-hidrocarburos El separador recibe al glicol rico separando el gas, condensados e hidrocarburos pesados absorbidos por el glicol, opera por medio de una diferencia de densidades para la separación del glicol y los hidrocarburos líquidos, mientras el gas sale por el domo, el gas es usado como combustible y los hidrocarburos son drenados a un sistema de recolección, opera a una temperatura superior a la torre, la presión de operación debe ser baja para separar del gas, pero lo suficientemente alta para que pueda entrar al sistema de gas combustible.

El separador puede reducir las emisiones del sistema de regeneración de glicol en:

- Metano hasta un 90 %
- Compuestos orgánicos hasta un 40 %
- Compuestos Orgánicos Volátiles BTEX, (Benceno, Tolueno, Etilbenceno y Xilenos) hasta un 5 %

Filtros Retiran las impurezas arrastradas como los productos de degradación del glicol o de la corrosión. En el caso de hidrocarburos pesados, se usan generalmente dos filtros uno de cartuchos y otro de carbón activado.

- Cartucho: retienen los sólidos suspendidos reduciendo problemas posteriores en la bomba, intercambiadores de calor, columnas de absorción, de contacto y en el rehervidor. También ayudan a la reducción de la formación de espumas, se recomienda la instalación de registradores de presión diferencial para asegurar su funcionamiento.
- Carbón activado: remueve surfactantes, lubricantes, previene la formación de espumas, gomas y obstrucciones.

Intercambiadores de calor Los intercambiadores son un tubo y una carcaza, y tienen como función transferir calor entre dos medios que pueden estar separados o en contacto, las unidades de deshidratación cuentan con:

- Intercambiador glicol rico/glicol pobre, el glicol rico -que viene del separador- es precalentado con el glicol pobre -del tanque de almacenamiento- esto

con el fin de ahorrar energía en el rehervidor este es llamado de alta temperatura, en muchas ocasiones se tiene un segundo intercambiador que precalienta el glicol rico antes de introducirlo al separador utilizando el calor del glicol pobre que sale del primer intercambiador; sin embargo, el glicol pobre sale de aquí está muy caliente para meterlo en la torre de absorción, este es conocido como de baja temperatura.

- Intercambiador de gas/glicol, el glicol pobre que sale del intercambiador de baja temperatura, que se enfría con el gas deshidratado que sale de la torre.

Es importante mencionar que si el glicol se enfría por debajo de 80 °F puede absorber componentes excesivos y aumentar su viscosidad.

Rehervidor de glicol El rehervidor suministra el calor adecuado para elevar la temperatura del glicol rico al nivel requerido para su regeneración, este proceso se realiza aprovechando que hay una gran diferencia de temperatura de ebullición entre el TEG y el agua, sin embargo una restricción importante que la temperatura de descomposición del glicol, y la presión es cercana a la atmosférica esto para asegurar que la pureza sea por lo menos de 98.7%.

Columna de destilación El vapor que es generado en el rehervidor es rectificado en este equipo, se instala en el domo del rehervidor entrando por el fondo, el diseño del mismo depende del gasto de gas (vapor de agua y gas despojador) y del líquido (glicol rico y reflujo). Para evitar las pérdidas se debe mantener una temperatura cercana a la ebullición del agua, se puede controlar con un serpentín, una válvula "by-pass".

Tanque de acumulador de glicol pobre El glicol que sale del sistema de regeneración es venteado para que no haya acumulación de gases, sin embargo no debe ser abierto a la atmósfera ya que el TEG se oxida con el aire, por lo que se incrementa la presión interna con gas inerte.

Bomba de glicol pobre Hace circular el glicol a través de los equipos (torre contactora y el sistema de regeneración), opera con un motor eléctrico o con gas a alta presión, se considera como la única parte móvil de la planta, por seguridad cuenta con un sistema de respaldo en caso de que la bomba que está operando falle. Se debe seleccionar una bomba en la que el lubricante no tenga contacto con el glicol, se acostumbra usar ambos de desplazamiento positivo, aunque también puede usarse una centrífuga. Si se bombea glicol en exceso, no se alcanzara la temperatura requerida de regeneración en el rehervidor.

Unidad de Recuperación de Aromáticos (URA) Enfría a corriente de salida del domo de la columna con el propósito de recuperar agua y aromáticos, que después son bombeados al recolector, los que no son condensables se envían al recuperador de vapor donde se emplean como gas combustible.

Variables de control

Temperatura del gas de entrada. Cuando se tiene presión constante el vapor de agua del gas aumenta directamente proporcional al aumento de temperatura, en otras palabras a mayor temperatura el glicol tendrá que remover mayor cantidad de agua, es común instalar un enfriador del gas para que se esté por encima de la temperatura de la formación de hidratos de metano, además de que con ello la torre contactora tiene un diámetro menor, regularmente las plantas de TEG operan entre $27 - 43^{\circ}C$.

Presión de entrada. A temperatura constante el contenido de agua en la corriente de gas aumenta cuando la presión baja, además de que a mayor presión, se requieren diámetros de torres más pequeños, sin embargo a presiones bajas el espesor de las paredes son menores, reduciendo el costo del equipo, por lo que la presión de operación oscila entre 500-1200 psia.

Numero de etapas en el contactor. Generalmente se tiene de 6-12 etapas, pero se acostumbra diseñar de 6-8 platos perforados, la eficiencia total de cada plato real es de 25 %.

Temperatura en el rehervidor. La máxima temperatura del rehervidor esta restringida por la degradación térmica del TEG ($400^{\circ}F$) pero cuando la temperatura se encuentra en un rango de $350-375^{\circ}F$ la cantidad de agua presente en el glicol aumenta, por lo que el rango apropiado de operación es de $375-400^{\circ}F$ ya que la eficiencia es máxima. Es importante mencionar que si la temperatura incrementa, el glicol puede formar espuma en la torre contactora, además de que la solución de glicol se hace viscosa, dando productos resultantes de la degradación del TEG altamente corrosivos y taponamientos en los empaques de las torres y filtros.

Temperatura del vapor sobrecalentado. La temperatura esta relacionada con el agua que debe ser absorbida, sin embargo debe estar cercana a la temperatura de condensación del agua, ya que a altas temperaturas se traducen en pérdidas de glicol por vaporización, y a bajas temperaturas hay una condensación excesiva de agua en la columna haciendo entonces que el rehervidor sea sobrecargado, resultando en una baja concentración de TEG.

Gasto de glicol. Es dependiente de la temperatura y la presión del gas que se deshidrata, este gasto es determina cuanto vapor de agua es removido, por regla operativa el flujo mínimo es de 2 gal/lb, si la circulación es menor entonces la cantidad de agua en el gas es mayor, sin embargo si el gasto es alto al recomendado no necesariamente existe una mayor cantidad de agua removida.

Gasto del gas de despojamiento. Se requiere una reducción del contenido de agua ya que la concentración del TEG es de por lo menos 99.8% de peso, por lo que el gasto de gas de despojamiento ayuda a incrementar la temperatura del rehervidor siendo el óptimo de 3 pie/gal.

pH del glicol. El glicol que no ha sido usado tiene un pH neutro (7) después de que es puesto en circulación el pH se reduce haciéndose ácido, por lo que es necesario controlar el pH para evitar la corrosión. El pH debe ser mantenido entre 6.5-8, sin embargo si es elevado a más de 8.5 el glicol formara espuma y tenderá a hacer emulsiones, los neutralizantes son mezclado de forma lenta para lograr una buena homogeneización.

Temperatura del condensador en la torre de destilación. Se debe minimizar la cantidad de hidrocarburos liberados a la atmósfera, cuando hay altas temperaturas en el condensador toda vez, que hay una mayor emisión de hidrocarburos debido a que éstos no pueden ser condensados, caso contrario, cuando la temperatura es baja hay una mayor demanda de potencia y se condensa casi toda la corriente.

Consideraciones generales para el diseño de una planta de TEG

A continuación se mencionan algunas consideraciones que se deberán tomar en cuenta en el diseño:

- Cuando se utiliza glicol en el proceso de deshidratación, en el proceso de regeneración se debe obtener una pureza de por lo menos 99.5% peso.
- Si en un ciclo de deshidratación se utiliza glicol para los procesos de inhibición de hidratos de metano y deshidratación, es indispensable tener dos sistemas independientes de regeneración.
- Las condiciones de trabajo serán aproximadas a las calculadas en el diseño, esto es porque para el diseño se calcula a condiciones de equilibrio, pero siempre se tienen condiciones dinámicas.

Inhibidores

- Cuando es necesario el uso de inhibidores, el gasto que deberá ser aplicado a la corriente debe ser aproximadamente el doble del flujo que fue calculado teóricamente.
- Si se utiliza glicol para prevenir formación de hidratos de metano, la regeneración de dicho glicol debe ser de 60-80% peso.

Torre absorbedora

- El glicol pobre tiene que tener una diferencia entre 5 y 10 °F por encima de la temperatura de entrada del gas húmedo en el fondo.
- Los gastos de circulación varían entre 2 y 5 gal TEG/lb H_2O .
- Los platos teóricos suelen ser de 1 a 3, sin embargo se considera que la eficiencia de cada plato es de 25 % (platos de burbujeo) y 33 % (platos de válvulas) por lo que los platos reales oscilan entre 4 y 12. Cuando la torre es empacada, la relación de altura equivalente de empaque a plato teórico (HETP) depende de los gastos de circulación del glicol, la densidad del gas de entrada sin embargo un rango adecuado esta entre 36 y 60 pulgadas.
- La temperatura de entrada del gas húmedo estará entre 60 y 120 °F, si la temperatura es menor a 60°F la viscosidad del TEG aumenta por lo que se reduce la eficiencia.
- El espaciamiento entre platos son 24 pulgadas, la altura de la torre estará definida por la cantidad de platos (o la altura requerida), la entrada del gas y su distribución, la recolección del glicol, y un espacio para retirar el vapor (en el domo).
- Los platos de burbujeo permiten bajos gastos de glicol contra el el flujo de gas mientras que el empaque estructurado ofrece reducciones del diámetro y la altura de la torre absorbedora.
- El diámetro de la absorbedora se basa en la velocidad del gas "v" o "G", dependiendo de las unidades usadas los valores recomendados para las constante "K" y "C" se muestran en la tabla 3.4

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad [pie/s] \quad (3.1)$$

$$G = C \sqrt{\rho_g(\rho_L - \rho_g)} \quad [lb/h - pie^2] \quad (3.2)$$

Para los platos se usa

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * Q * z * T}{Pv}} \quad [pg] \quad (3.3)$$

Cuando se trata de empaque estructurado

$$D = \sqrt{\frac{C_{platoburbuja}}{C_{empaqueestructurado}}} * D_{platoburbuja} \quad (3.4)$$

Tabla 3.4: Velocidad de vapor

Tamaño del plato de burbujero [pg]	Factores de K [pie/s]	Factores de C [pie/h]
20	0.14	504
24	0.16	576
30	0.17	612

- Los proveedores del empaque estructurado utilizan la variable F que es definida como:

$$F_S = v\sqrt{\rho_v} \quad (3.5)$$

Los valores de F_S varían entre 2.5 y 3

Separador Tambor flash

- Para que la desgasificación se lleve a cabo el tiempo de retención va de 3 a 5 minutos, pero la remoción de hidrocarburos líquidos requiere de 20 a 30 minutos.
- La presión de operación recomendada es de 60 psia.
- Si el intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre se encuentra después del separador se debe tener un intervalo de temperatura de operación va de 140 a 160 °F.

Intercambiador de calor glicol rico/glicol pobre

- El glicol rico que tiene temperatura ambiente enfría el glicol pobre que viene del rehervidor.
- La temperatura de la corriente de glicol rico puede ser calentado hasta 300 °F.
- La temperatura del glicol pobre puede ser enfriado hasta 200°F.

Regenerador

- Trabaja a presión atmosférica.
- La temperatura a la que se debe encontrar el TEG esta entre 400 y 340 °F, pero es recomendado que la temperatura oscile entre 380 y 320 °F, para lograr una mayor eficiencia.
- La temperatura de cima para minimizar pérdidas de glicol es de 210 °F.
- El reflujo para minimizar pérdidas aproximadamente el 30 % del flujo de la absorbadora.

- La cantidad de calor en el condensador para minimizar pérdidas debe ser del 25 % de calor de vaporización del agua absorbida.
- Los platos teóricos varían entre 3 y 4 (rehervidor, 1 a 2 platos teóricos y condensador).
- La cantidad de calor que maneja el rehervidor es de 1500 BTU/gal de glicol recirculado.

Enfriador

- Debe haber una diferencial de temperatura entre el glicol pobre y el gas húmedo de 5 a 10 °F.

Guía para el diseño de una torre absorbadora de TEG

1. Hallar la cantidad de agua presente en el gas (puede usarse el método de McKetta).
2. Determinar la cantidad de agua removida

$$W_{H_2O} = W_{entrada} - W_{salida} \quad (3.6)$$

3. Hallar el punto de rocío del gas (T_r)
4. Definir el punto de rocío por aproximación, con la siguiente ecuación:

$$T_{ra} = T_r - A_p \quad (3.7)$$

5. Hallar la pureza del TEG mediante la figura 3.15.
6. Hallar el porcentaje de agua que será removido con la expresión 3.8

$$\%H_2O = \frac{W_{entrada} - W_{salida}}{W_{entrada}} \times 100 \% \quad (3.8)$$

7. Determinar el número de platos teóricos de la torre absorbadora, con la ecuación 3.9.

$$N = N_R * EF \quad (3.9)$$

Donde EF = 0.25 (eficiencia real de los platos)

8. Hallar el gasto de TEG con la figura 3.16.

9. Calcular el gasto de TEG con la ecuación 3.10

$$Q_{TEG} = \frac{(Q)MMpcsd * (\Delta H_2O)lb/MMpcsd * (TEG)gal/lbH_2O}{24h/d * 60min/h} \quad (3.10)$$

10. Calcular la densidad del TEG auxiliándose en la figura 3.17 y calcular ρ_{TEG} , para obtener la densidad en $[lb/pe^3]$ nos auxiliamos de la ecuación 3.11.

$$\rho_{TEG} = \gamma_{TEG} * 62.4[lb/pe^3] \quad (3.11)$$

11. Calcular la densidad del gas con la ecuación 3.12

$$\rho_{gas} = (2.7 * P * \gamma_{gas}) / (z * T) \quad (3.12)$$

12. Hallar la velocidad del gas con la ecuación 3.13.

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (3.13)$$

K se obtiene de la tabla 3.4.

13. Calcular el diámetro de la torre con la expresión matemática 3.14.

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * Q * z * T}{P * v}} \quad (3.14)$$

14. Hallar la altura de la torre en función de la ecuación 3.15.

$$H = espaciamiento(20 - 60) * N_R \quad (3.15)$$

15. Para empaque estructurado se obtiene con la ecuación 3.16.

$$D = \sqrt{\frac{C_{platoburbuja}}{C_{empaqueestructurado}}} * D_{platoburbuja} \quad (3.16)$$

16. Finalmente, calculando el altura del empaque con la ecuación 3.17

$$Altura\ de\ empaque = N * 60[pg\ plato\ teorico] \quad (3.17)$$

Ejemplo de aplicación para el diseño de la planta de TEG**Problema**

Una torre contactora con TEG recibe un gasto de 51.4 MMpcsd de gas húmedo a 950 psia y 100 °F, el gas tiene una gravedad específica de 0.6564 y un factor de compresibilidad de 0.8629 si la especificación de humedad para el gas de salida es 7 lb de H_2O /MMpcsd, y la torre cuenta con 8 platos reales y su temperatura de rocío es de 10 °F.

Calcular:

1. El diámetro y la altura para platos de burbujeo y empaque estructurado
2. calcular la cantidad de calor del rehervidor, si la carga a la despojadora entra a 280 °F y la temperatura del rehervidor es 370 °F.

Usar una temperatura de aproximación de 10 °F para el punto de rocío. Para la torre despojadora de agua o regeneradora.

Datos:

- $Q_g=51.4$ MMpcsd
- $P=950$ psia
- $T=100$ °F
- $z=0.8629$
- $\gamma_g=0.6564$ (aire=1)
- $W_{H_2O}=7$ lb de H_2O /MMpcsd
- $N_R= 8$
- $T_{rocío}=10^\circ F$
- $T_{contactora} = 100^\circ F$

Solución

1. Determinar el contenido de agua en el gas de entrada.

De la figura 3.14 se entra con la temperatura (100 °F) se intersecta con la línea de la presión (950 psia) y se lee el dato del contenido de agua en lb H_2O /MMpcsd (flechas azules).

Para este caso el agua contenida en la corriente del gas es de:

$$W_{entrada} = 64 \text{ [lb } H_2O/\text{MMpcsd]}$$

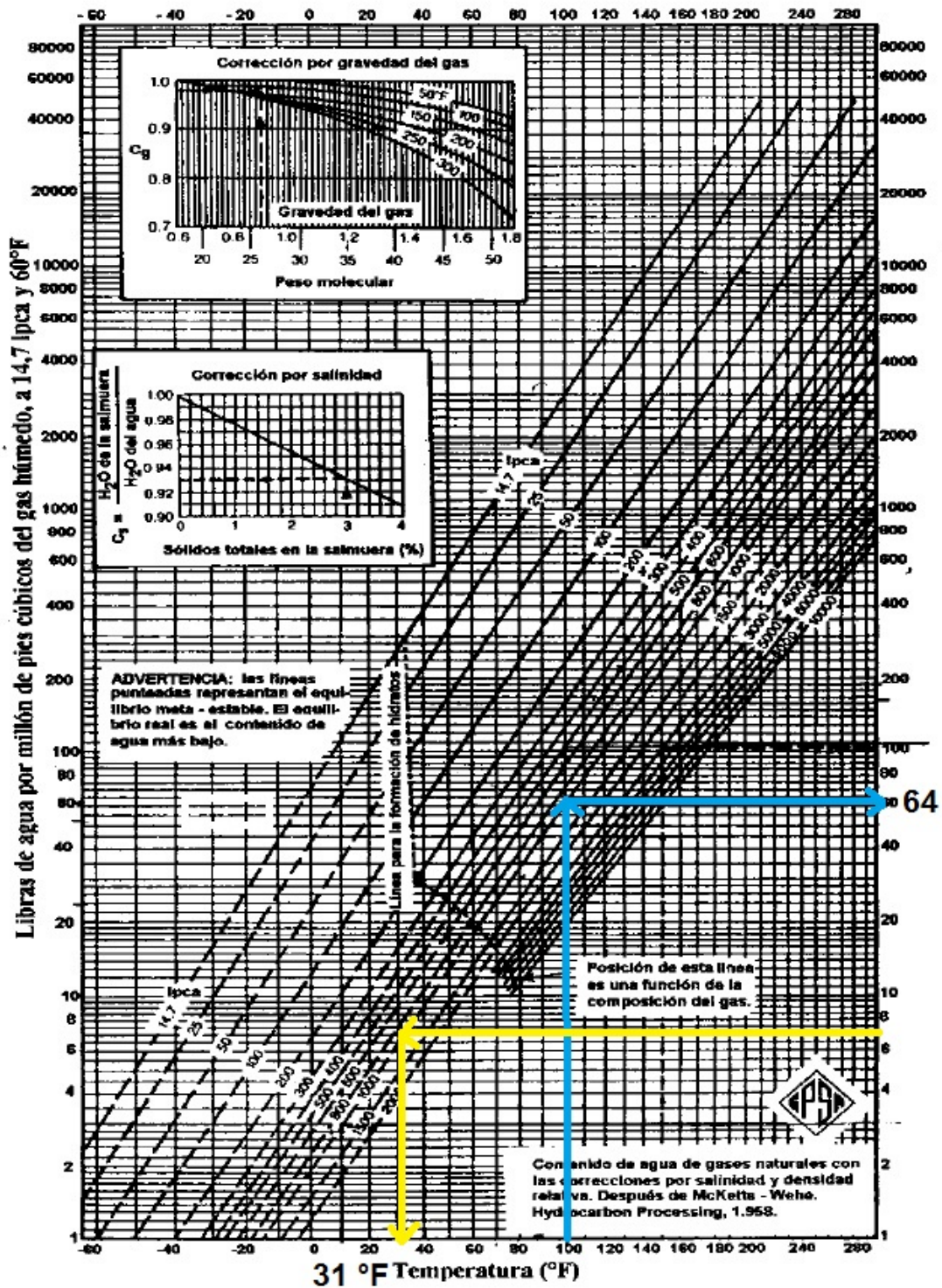


Figura 3.14: Contenido de agua

- Calcular el contenido de agua que debe ser removida.

Dado que la especificación requerida es de 7 lb H_2O /MMpcsd@ 950 psia entonces

$$\Delta H_2O = W_{entrada} - W_{salida} = 64 - 7 = 57[lb H_2O/MMpcsd]$$

- Determinar el punto de rocío por agua del gas deshidratado

De la figura 3.14, se lee la temperatura de 7 lb H_2O /MMpcsd y 950 psia (líneas amarillas)

$$T_r = 31^\circ F$$

- Descontar la temperatura del punto de rocío por el agua, entonces

$$T_{ra} = 31 - 10 = 21^\circ F$$

- Determinar la concentración de TEG para la temperatura de equilibrio desde el punto de rocío con aproximación

De la figura 3.15 se lee usando $T_{puntoderocio} = 21^\circ F$ y la $T_{contactora} = 100^\circ F$)

La concentración de TEG es de 98.5% peso.

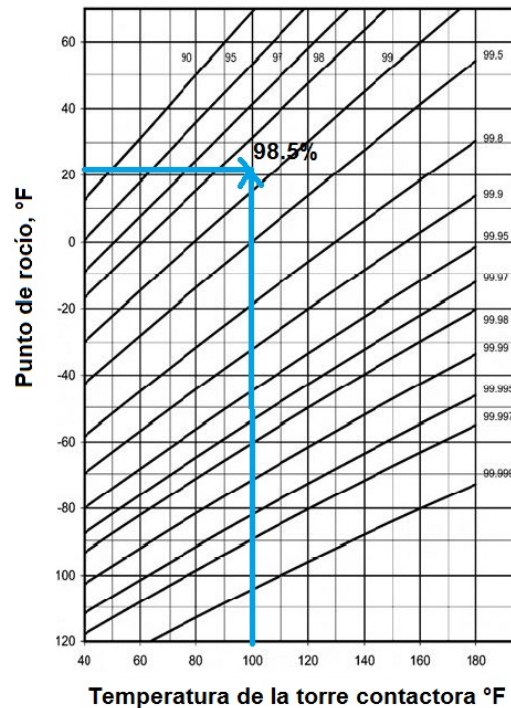


Figura 3.15: Pureza necesaria

6. Determinar el porcentaje de agua que tendrá que ser retirado usando la ecuación (3.8), entonces

$$\%H_2O = \frac{(W_{entrada} - W_{salida})}{W_{entrada}} \times 100 \%$$

$$\%H_2O = \frac{(64 - 7)}{64} \times 100 \%$$

$$\%H_2O = 89 \%$$

7. Determinar el número de platos teóricos:

Para platos de burbujeo se toma una eficiencia de 25 % Por lo que

$$N = N_R * 0.25 = 8 * 0,25 = 2$$

8. Determinar el flujo de circulación del TEG en gal de TEG/lb H₂O Con ayuda de la figura 3.16, considerando que se tiene

Porcentaje de agua que debe ser retirada 0.89

Concentración de TEG = 98.5 % peso.

El gasto de circulación del TEG es de 2.54 TEG/lb H₂O

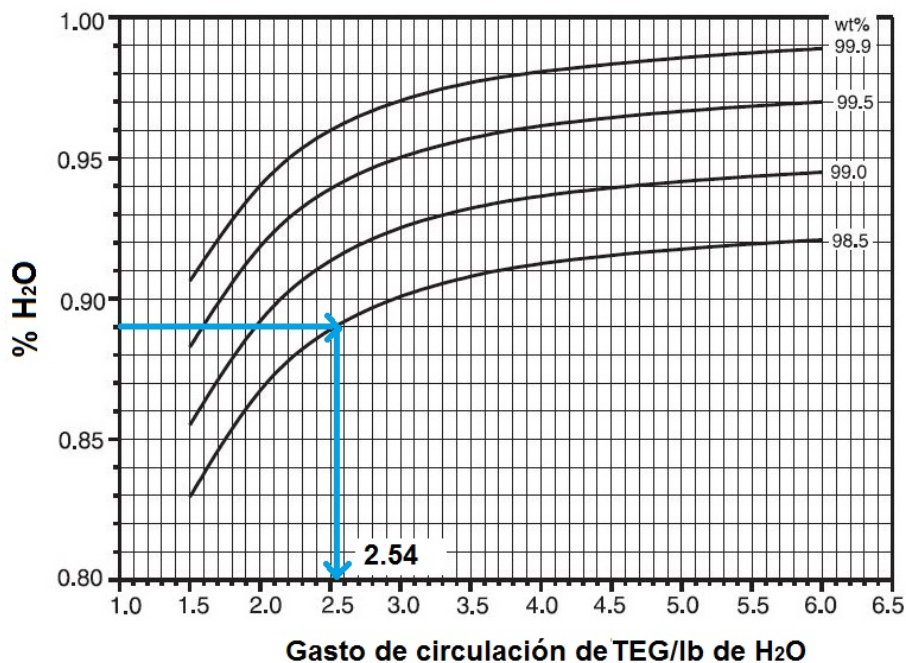


Figura 3.16: Gasto de circulación de TEG

9. Determinar el flujo mínimo de circulación de TEG:

$$Q_{minTEG} = \frac{(Q)MMpcsd * (\Delta H_2O)lb/MMpcsd * (TEG)gal/lbH_2O}{24h/d * 60min/h}$$

$$Q_{minTEG} = \frac{(51.4)MMpcsd/d * 57(H_2O)lb/MMpcsd * (2.54)gal/lbH_2O}{24h/d * 60min/h}$$

$$Q_{minTEG} = 5.17gpm$$

10. Determinar la densidad de TEG usando la Figura 3.17 usando las condiciones de torre contactora y la concentración del TEG

T contactora = 100 °F

Concentración de TEG = 98.5% peso Se lee entonces de las flechas azules se lee que la densidad relativa es de 1.109

$$\rho_{TEG} = 1.109 * 62.4lb/pe^3$$

$$\rho_{TEG} = 69.2lb/pe^3$$

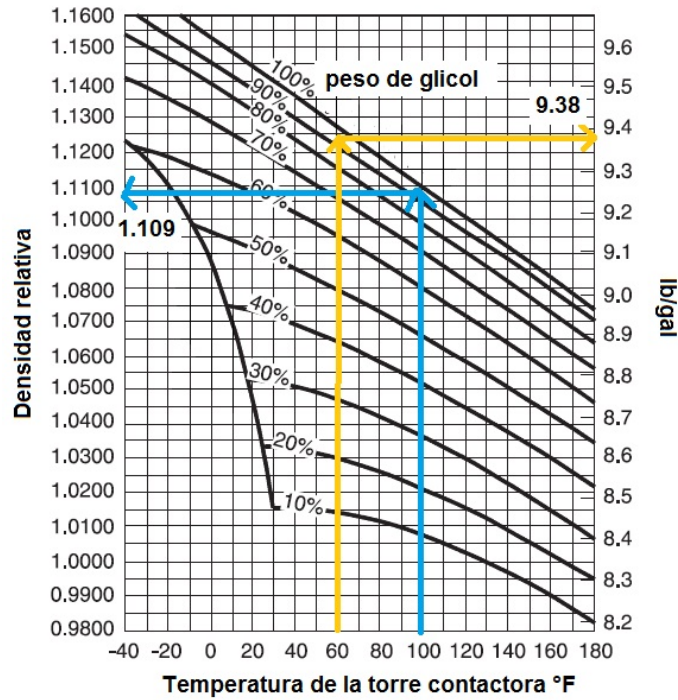


Figura 3.17: Gasto de circulación

11. Determinar la densidad del gas

$$\rho_{gas} = (2.7 * P * \gamma_{gas}) / (z * T)$$

$$\rho_{gas} = (2.7 * 950 * 0.6564) / (0.8629 * 560) = 3.48 \text{ lb/pe}^3$$

12. Determinar la velocidad permisible del gas

Usando la tabla 3.4 se encuentra que el espaciamiento de platos de burbujeo son 24"

Entonces se calcula la velocidad permisible del gas con (3.1)

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_{TEG} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}}$$

$$v = .16 \sqrt{\frac{69.2 - 3.48}{3.48}} = 0.659 \text{ pie/s}$$

13. Determinar el diámetro de la torre contactora y la altura de los platos y el empaque: Para platos de burbujeo se usa la ecuación (3.7)

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * Q_g * z * T}{P * v}} (pg)$$

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * 51.4 * 0.8629 * 560}{950 * 0.659}} = 47.27pg$$

$$D \approx 47pg = 4.0 pie$$

$$\text{Altura para platos } N_R * \text{espaciamento} = 8 * 24pg / (12pg/pie) = 16pie$$

Ventajas y limitaciones de una planta de TEG

La deshidratación que se hace con glicol tiene varias ventajas, como:

1. Bajo costo inicial del equipo.
2. Tiene poca caída de presión a través de torres de absorción.
3. La planta es de operación continua.
4. Las técnicas de mejora son añadidas fácilmente.
5. La recarga de las torres no presenta problemas.
6. El proceso puede complementarse sin problemas con los adsorbentes sólidos.

Sin embargo, el tratamiento con glicol también puede presentar varios problemas operativos por lo que es necesario controlar los siguientes factores:

- Los materiales sólidos (polvo y óxido de hierro) deben ser minimizados.
- El control de la temperatura de la solución es importante ya que pueden derivarse productos de descomposición del TEG.
- El lodo resultante debe ser recolectado para evitar la pérdida de eficiencia.
- Controla la cantidad de oxígeno y el H_2S para evitar la corrosión del equipo.
- Los líquidos (por ejemplo, agua, hidrocarburos ligeros, o lubricación de aceites) deben ser extraídos con un separador por delante de la torre absorbidora.
- Debe controlarse la formación de espuma de la solución, para solucionar este problema se puede adicionar antiespumante.
- Vigilar la concentración del glicol ya que si es viscoso a bajas temperaturas se hace difícil de bombear.

- Al arranque de la planta, todas las bandejas de absorción deben llenarse con glicol para asegurar un buen contacto de gas y líquido, para evitar problemas de baja circulación.
- Evitar el reinicio o cierre de la planta para evitar pérdidas grandes.

3.3.2. Procesos criogénicos

Los procesos criogénicos para la separación de los gases son esencialmente fenómenos de intercambio de calor, expansión y separación de fases.

Consiste en alcanzar niveles altos de enfriamiento por medio de refrigeración auxiliar y expansiones sucesivas (reducir la presión) para llevar a la corriente de gas a dos fases (líquido y gas) y separar los componentes a través de la destilación.

El enfriamiento puede llevarse a cabo con cualquiera de los siguientes métodos físicos:

- Enfriamiento a presión constante (Enfriadores)
- Enfriamiento por expansión (Expansores)
- Enfriamiento por válvula de expansión o estrangulación mostrado en la figura 3.18

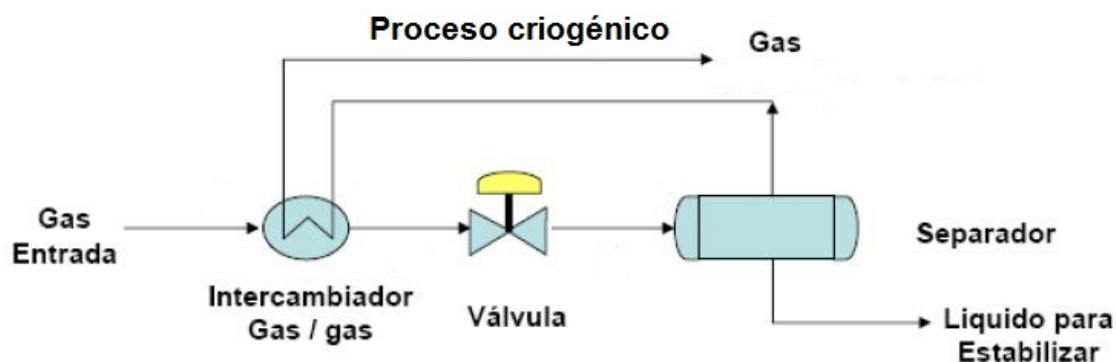


Figura 3.18: Válvula de efecto Joule-Thompson

La planta Criogénica utiliza de alimentación gas dulce y tiene por objetivo el recuperar etano y propano de dicha corriente, el proceso consta de los siguientes sistemas:

- Deshidratación
- Enfriamiento
- Fraccionamiento
- Recuperación del gas residual

Del proceso criogénico se obtiene gas residual a alta presión, gas residual a baja presión, LPG y gasolinas, la cual ilustra en la figura 3.19



Figura 3.19: Complejo deshidratador con proceso criogénico

Efecto Joule Thompson

Una expansión adiabática es el cambio neto de energía expresado por la ecuación:

$$\Delta E = -\Delta(PV) \quad (3.18)$$

expandingo expresión:

$$E_b - E_a = P_a V_a - P_b V_b \quad (3.19)$$

reordenando ecuación, se tiene:

$$H_a = E_a + P_a V_a = E_b + P_b V_b = H_b \quad (3.20)$$

donde: E_b , es la expansión en b

E_a , es la expansión en a

P_a , es la presión en a

V_a , es el volumen molar en a

P_b , es la presión en b

V_b , es el volumen molar en b

H_a , es la entalpía en a

H_b , es la entalpía en b

La relación $\left(\frac{\delta H}{\delta P}\right)_T$ es el **coeficiente de Joule Thompson** y se representa generalmente con μ_{JT} siendo cero cuando se trata de gases ideales, pero no ocurre así en los gases reales.

Los coeficientes de Joule Thompson son negativos si la temperatura aumenta cuando el gas se expande y son positivos cuando la temperatura disminuye si el gas se expande.

La temperatura particular a la que μ_{JT} cambia de signo se denomina temperatura de inversión, y depende de la presión del gas.

Éste es el efecto aprovechado en los sistemas de enfriamiento criogénicos al haber una expansión adiabática de un gas con coeficiente de Joule Thompson positivo, es decir que si se produce la expansión del gas desde una presión alta a una presión más baja, éste se enfriará y el efecto se puede apreciar en la figura 3.20.



Figura 3.20: Efecto Joule-Thompson

Equipos necesarios para realizar el proceso criogénico

El proceso criogénico se divide en dos en dos secciones y cada uno de ellos requiere equipo especial. A continuación se enlistará los equipos esenciales de cada una de éstas.

Sección criogénica

- Torres
 - Torre de adsorción
 - Torre desetanizadora
 - Torre desbutinizadora
- Intercambiadores de calor
- Recipientes
 - Filtros del separador
 - Separador
 - Acumulador y reflujo
 - Separador del gas de refrigeración
 - Acumulador de refrigeración
 - Separadores del refrigerante
 - Lavador de gas combustible
- Bombas
- Compresores
- Expandores (Válvula de efecto Joule Thompson)

Sección de refrigeración

- Intercambiadores de calor
- Recipientes
 - Acumulador de refrigeración
 - Separadores de refrigerante
- Bombas
- Compresoras

Descripción del proceso

El proceso criogénico se muestra en la figura A.1, esta conformado por una sección criogénica y una de refrigeración, a continuación se explica cada una de las secciones que conforman dicho proceso.

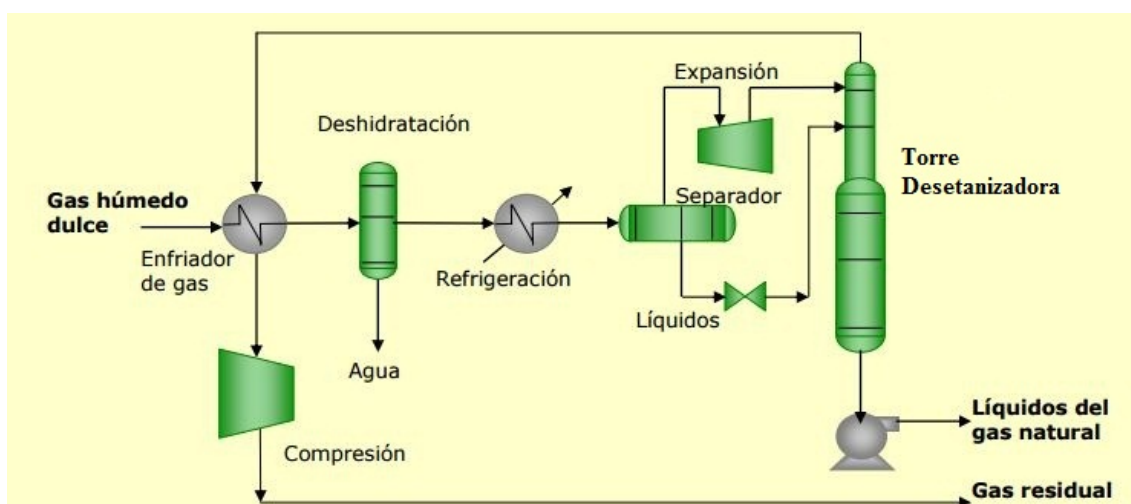


Figura 3.21: Proceso criogénico

Sección criogénica

Sistema de enfriamiento

La planta recibe al gas ya endulzado y lo pasa a través de la coraza del enfriador de gas de alimentación con agua, después entra a un tanque lavador de gas de alimentación o separador de líquidos, aquí se separan todos los líquidos que pudieron ser arrastrados por la corriente (agua, hidrocarburos ligeros) y estos son drenados.

El gas húmedo que sale del separador pasa por unos filtros con el fin de separar posibles sólidos (sedimentos o parafinas), después la corriente de gas que ya no tiene condensados se envían a los deshidratadores para poder ser pasados a la etapa de adsorción.

Sistema de deshidratación

El sistema de deshidratación se compone de torres empacadas (con mallas de alúmina activada, las cuales funcionan como adsorbente), este proceso permite reducir la cantidad de agua hasta en 0.1 ppm de agua, todo a esto a condiciones criogénicas.

La corriente de gas (gas dulce) entra por el domo de la torre donde la malla molecular adsorberá el agua, finalmente el flujo de gas que sale por el fondo, pasa por un filtro para prevenir el arrastre de polvo proveniente de la malla.

El proceso de deshidratación es la forma más efectiva para prevenir la formación de hidratos de metano, siendo un método adecuado si el nivel de refrigeración no es muy bajo.

Sistema de enfriamiento y expansión

El gas deshidratado se envía al tren de enfriamiento, la corriente de entrada se pone en contracorriente con el gas residual, usando un *primer intercambiador de gas de carga/gas residual*, esta solución pre-enfriada es enviada a un *primer enfriador de gas de carga/refrigerante*, aquí es enfriada a contracorriente con propano donde la temperatura es bajada aún más, después pasa al *segundo intercambiador de gas de carga/gas residual* una vez que la temperatura bajo, pasa por el *segundo enfriador de gas de carga/refrigerante* usando tubos en contracorriente con propano. Finalmente, ingresa al tercer intercambiador de gas de carga frío/gas residual.

Una vez que el gas abandona el proceso anteriormente descrito, pasa a un proceso de separación simple donde por efecto de gravedad hay una separación de líquidos esta corriente alimenta a la torre desetanizadora, mientras que la corriente de gas dulce frío se expande instantáneamente por el efecto de una válvula de efecto **Joule Thompson** perdiendo entonces presión y bajando aún más la temperatura; esta corriente entra a un separador de dos fases, donde el líquido drenado es enviado a la torre desetanizadora y el gas que sale por el domo del tanque separador se conoce como gas residual de baja presión, pasa por válvula donde intercambia calor con el tercer intercambiador de *gas de carga frío/gas residual*, aumentando la temperatura del gas. Esta corriente se une a la corriente de gas residual remanente del separador y esta mezcla pasa al *segundo intercambiador de gas de carga frío/gas residual* saliendo a una temperatura mayor, para finalmente entrar en contracorriente con el *primer intercambiador de gas de carga/gas residual* para salir a temperatura ambiente.

De la torre desetanizadora se obtiene un gas residual de composición 90 % mol, que se conoce como gas residual de alta presión, dado que esta corriente sale a muy baja temperatura y se aprovecha para enfriar el gas deshidratado de carga.

Del separador simple también se obtiene una corriente de gas adicional la cual tiene una composición de 97 % mol, a esta corriente se le llama gas residual de baja presión, dado que tiene una gran capacidad de enfriamiento se aprovecha para enfriar al gas deshidratado de carga.

Sistema de re-compresión del gas residual

El gas residual de baja presión, se divide en dos corrientes, una se convierte en gas combustible de alto consumo, mientras que la otra que es rica en metano y etano es comprimida en turbocompresores, para aumentar su presión esta es la alimentación del proceso de regeneración de los deshidratadores.

Sección refrigeración

Sistema de refrigeración

El sistema de refrigeración suministra el enfriamiento a las corrientes de gas deshidratado de carga, para lograr tal enfriamiento se elige el propano de alta pureza que es comprimido usando un turbocompresor e impulsado por dos turbinas, este sistema de refrigeración es cíclico por lo cual el sistema debe operar en forma permanente, pero debe vigilarse las pérdidas del refrigerante ocasionadas por fugas.

El ciclo de refrigeración se inicia en el acumulador de refrigerante, desde aquí se divide la corriente en dos, una se envía al enfriador de aceite del compresor de refrigeración y la segunda proporciona refrigeración al *primer enfriador de gas de carga/refrigerante*.

El vapor que se libera en el *primer enfriador de gas de carga/refrigerante* se une con la corriente que sale del enfriador de aceite del compresor, estas corrientes alimentan al tanque de succión.

El líquido del *primer enfriador de gas de carga/refrigerante* se divide en dos corrientes, las cuales se expanden. Una de estas corrientes alimenta al condensador del domo de la torre desetanizadora, mientras que la segunda corriente entra al enfriador de gas, después los vapores que salen de ambos equipos se vuelven a unir, para alimentar a los compresores de refrigeración.

La descarga de los compresores se une a los vapores provenientes del tanque y entran a la segunda etapa del compresor, la descarga del mismo se condensa en el enfriador con agua, para finalmente ser devuelto al acumulador de refrigerante, terminando así el ciclo.

Sistema de regeneración

El gas utilizado en la regeneración es enfriado y antes de unirse a la corriente de gas residual pasa por un filtro separador con la finalidad de retener los líquidos que pudiesen ser arrastrados por efecto de la regeneración.

La regeneración de los deshidratadores se lleva a cabo por un "timer", con tiempo de regeneración de 6:10 horas que son distribuidas de la siguiente manera:

- 4 horas de regeneración.
- 10 minutos de enfriamiento del horno.
- 2 horas de enfriamiento en el separador.

Es importante mencionar que cuando es regenerado cualquiera de los deshidratadores, las válvulas de entrada y salida de gas húmedo dulce serán cerradas, para dar paso inverso al gas de regeneración.

El gas residual para la regeneración es obtenido de la descarga de la los compresores, pasa al *enfriador de gas residual* para entrar a un horno de calentamiento de gas para su regeneración, controlando el flujo de gas caliente; esta corriente entra por la parte inferior del regenerador, por lo que el agua que fue retenida es liberada; después sale del deshidratador por el domo, donde es enfriada para después pasar a un separador donde son drenados los líquidos, mientras que el gas purificado se envía a través de un gasoducto.

Requerimientos químicos y criterios de diseño

Los requerimientos químicos mínimos para el funcionamiento de la planta son:

- Agua de enfriamiento.
- Gas combustible.
- Metanol.

Los criterios de diseño que deben ser considerados son:

Capacidad , es necesario conocer la capacidad de la planta ya que de ello depende el tamaño de los equipos y la cantidad de gas tratado que puede manejar.

Interrelación con otras plantas , conocer los procesos con los que estará relacionada la planta criogénica, para poder conocer las características de entrada del gas húmedo y las especificaciones de salida del gas residual.

Deshidratantes o adsorbentes , se eligen los absorbentes más adecuados para el sistema, además de sus características más importantes como la *capacidad de adsorción, punto de rocío, los tiempos de adsorción-regeneración*.

Inhibidores , para evitar la formación de hidratos de metano se inyectara los aditivos que se ajusten a las necesidades de la planta.

Calentamiento y enfriamiento , se usará agua para enfriar en los *enfriadores*, mientras que el gas residual enfriará a las otras corrientes de gas a través de los *intercambiadores de calor*, considerando además que puede haber una corriente alterna de propano que suministra un enfriamiento adicional.

Compresores , de los compresores que son necesarios, se implementa uno adicional el cual queda como relevo.

Variables de operación

Las variables de operación y control de la planta criogénica son:

Flujo , Se establecen los flujos normal y mínimo operacional. Si el flujo es diferente al original las condiciones varían proporcionalmente al aumento o la reducción en función del gasto manejado.

Se requiere vigilar el flujo que se tienen en los puntos de control en las diferentes líneas de enfriamiento en los *enfriadores carga/gas residual de alta presión, línea de entrada en los enfriadores carga/refrigerante*.

Presión , la *presión alta* mejora la operación de los deshidratadores y mejora el enfriamiento de la primera expansión, por lo que es necesario mantener siempre una alta presión.

La presión se vigila con un controlador de presión y actúa sobre los compresores.

Temperatura , la temperatura es regulada usando como control a la presión, sin embargo en la entrada de los deshidratadores se recomienda que la temperatura permanece por debajo de 95°F (35°C), para evitar un contenido mayor de agua.

Humedad del gas de carga , la humedad del gas a la salida de los deshidratadores deberá ser menor a 0.1 ppm

Sistema de deshidratación , los lechos están diseñados para trabajar 8 horas en adsorción, después se calienta y pasa al enfriador.

El deshidratado se realiza en varios lechos, dos lechos se usan en el secado, uno se encuentra en calentamiento, y uno en enfriamiento.

Sistema de inyección de inhibidores , la inyección de los inhibidores en diferentes puntos del proceso de operación normal, con la finalidad de prevenir los hidratos de metano , la inyección se realiza en la entrada de los *intercambidores de calor* a la succión de los compresores y en la succión de la bomba.

Capítulo 4

Compresión

La presión juega un papel indispensable en el procesamiento de gas, ya que permite el transporte del gas desde el campo, en la planta de gas, y en el gasoducto de transporte.

Las corrientes de gas que se someten a compresión pueden incluir lo siguiente:

- Gas que sale de los pozos, la presión que tiene este gas es de 850 a psia con la finalidad de maximizar la recuperación de líquidos.
- Gas obtenido de la estabilización de los hidrocarburos líquidos.
- Gas de otras instalaciones de recuperación de vapores que se acumulan gas de baja presión.
- Gas proveniente de la recuperación de los vapores de gas a baja presión (este gas de baja presión no se utiliza como gas combustible sino que es comprimido para ser inyectado a los pozos para una recuperación adicional).
- El gas que sale después de ser usado en la recuperación de hidrocarburos.

4.1. Tipos de compresores

Un compresor es una máquina que admite gas, lo comprime y lo descarga a una mayor presión. Esta fuente de energía es instantánea, segura y flexible puede ser usada para operar todo tipo de herramientas neumáticas, operar maquinaria y controlar procesos de manejo de gas.

Hay dos métodos mecánicos básicos para aumentar la presión de gas y son:

- Reduciendo el volumen del gas

- Aumentar la velocidad del gas de modo que la energía de velocidad se pueda convertir en presión

Los compresores pueden ser clasificados dentro de dos tipos básicos en dos grandes grupos:

- Desplazamiento positivo
- Dinámico

En la figura 4.1 se muestra los tipos de compresores dentro de los grupos anteriormente mencionados.

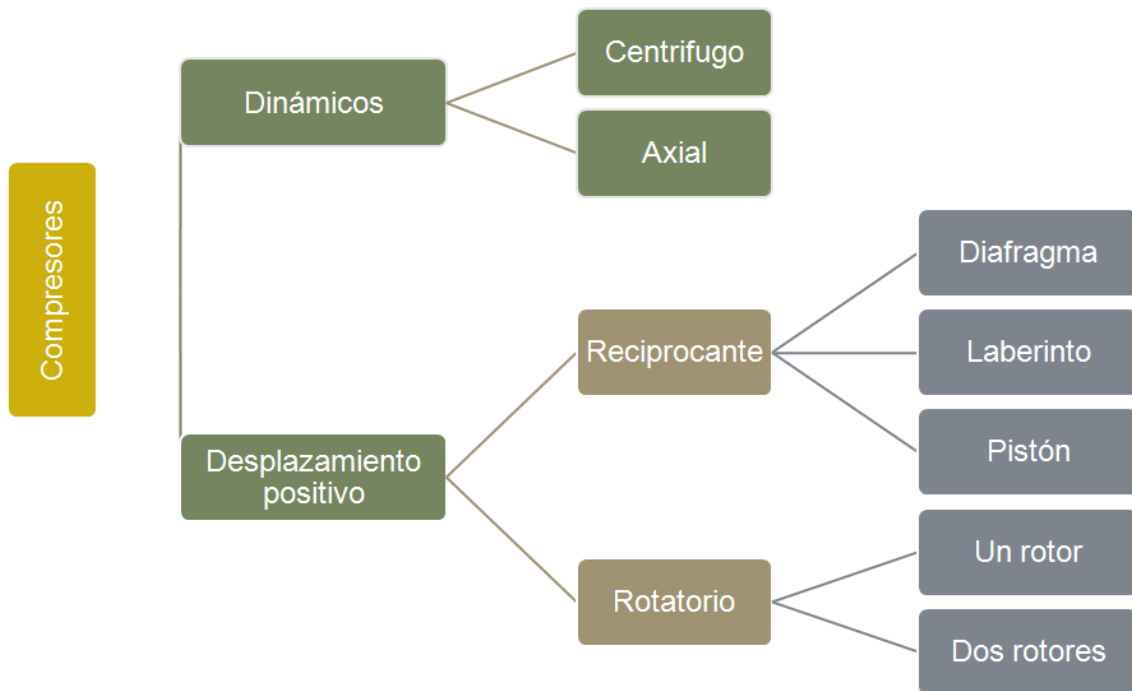


Figura 4.1: Tipos de compresores

El compresor positivo de desplazamiento es un dispositivo donde el gas aumenta su presión, reduce el volumen, mientras que el compresor dinámico acelera el gas e incrementa la energía cinética la cual es transformada en presión (estos compresores son muy útiles por que trabajan con grandes flujos $20\ 000\ m^3/min$).

En los compresores de desplazamiento positivo el rendimiento es independiente del gas que se está comprimiendo, mientras los compresores dinámicos se limitan a gases con pesos moleculares de aproximadamente $10\ lbm/lbmol$ o superior.

4.1.1. Compresor centrífugo

El compresor centrífugo es accionado por un motor eléctrico o una turbina y es controlado por la velocidad de entrada del gas. El compresor usa el gas que entra al ojo del impulsor y la fuerza de rotación mueve al gas hacia el borde de cada etapa, los difusores convierten la carga de velocidad en presión al empujar el gas a la orilla el gas se difunde es decir, aumenta su volumen al bajar su velocidad, después se utilizan conductos de retorno para llevar el gas a la descarga del compresor o a la siguiente etapa de compresión. En la figura 4.2, se aprecia las partes de un compresor centrífugo.

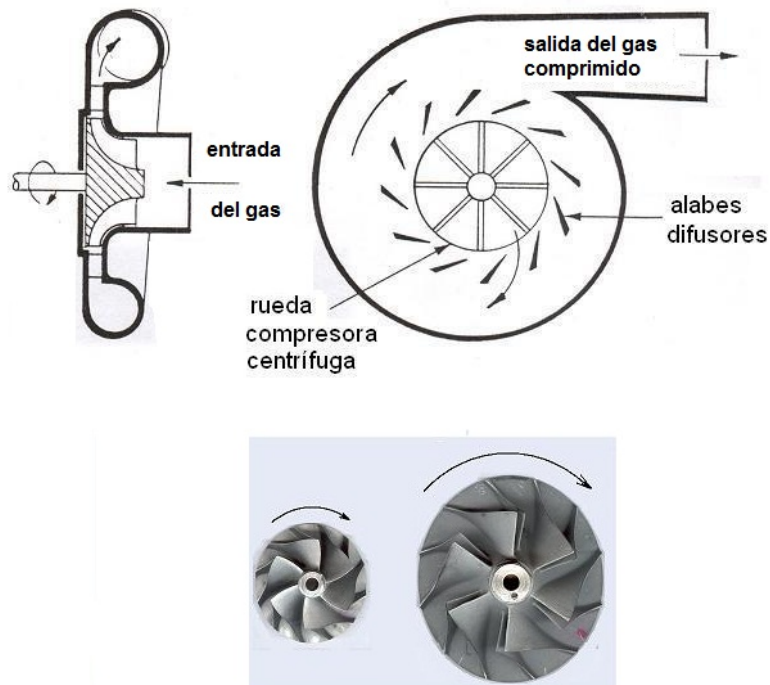


Figura 4.2: Compresor centrífugo

Como el impulsor es rotatorio se requiere de más energía para manejarlo, el aumento en la presión que el impulsor del compresor puede desarrollar está en función de la velocidad de entrada y del diámetro, por lo que se hace necesario el aumento de la velocidad y del diámetro si la presión de salida es alta.

Dado que el impulsor metálico tendrá la misma fuerza centrífuga que el gas, la presión que se desarrolla dentro del impulsor se limita por el estrecho del impulsor, por lo que se hace necesario la implementación de un impulsor adicional, el cual aumenta la velocidad de entrada al segundo impulsor aumentando entonces la presión.

4.1.2. Compresor reciprocante

Los compresores reciprocantes comprimen el gas con un pistón que se mueve dentro de un cilindro, el pistón es empujado, por una biela conectora y un cigüeñal movido por algún tipo de motor. El flujo de gas que entra y sale de la cámara es normalmente controlado por válvulas actuadoras que abren y cierran por diferencia de presión en ambos lados de ellas.

El grado de compresión del gas o sea la relación entre los volúmenes en el cilindro cuando el pistón está en la parte baja del recorrido y cuando está en la parte alta del recorrido, es conocida como relación de compresión.

Una relación de compresión próxima a 10:1, es la más alta que se puede alcanzar en una sola etapa. Este límite es una consecuencia del incremento en la temperatura que sufre un gas, cuando se comprime haciéndose necesario controlar la temperatura del cilindro.

Esto equipados de manera simple o multietapas, dependiendo de la presión requerida, cuando las máquinas que comprimen todo el gas en una etapa, se denominan compresores de una etapa, en la práctica las máquinas de una etapa se usan para presiones máximas de 71 psi.

Cuando se requieren mayores presiones, la compresión se lleva a cabo en dos o más etapas, enfriando el gas en cada una de ellas mediante un refrigerador intermedio. La refrigeración puede ser con aire, pero en máquinas más grandes se hace usualmente con agua.

Los enfriadores reducen el volumen inicial del gas, aumentando la presión del fluido en los cilindros y por tanto la potencia requerida mantiene la temperatura dentro de los rangos de operación.

La ilustración 4.3 se muestra un compresor de doble acción, de dos etapas refrigerado con agua, el cual entrega gas a una presión de 100 psi.

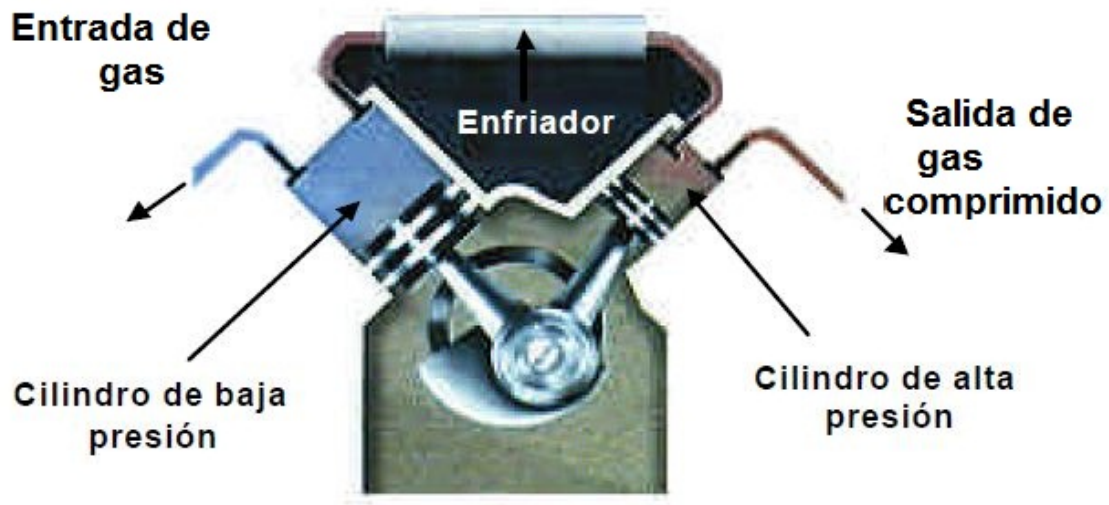


Figura 4.3: Compresor de dos etapas

Los compresores multietapas tienen varios cilindros y refrigeradores en un solo conjunto, un cilindro alimenta al siguiente. Estos se encuentran disponibles en una variedad de configuraciones, que incluyen arreglos verticales, horizontales, tipo V y tipo L.

Cuando los enfriadores (aire o agua) no proporcionan la eficiencia deseada se instalan intercambiadores de calor con el objeto de que el calor removido sea reducido, para alcanzar una temperatura aproximada al compresor inicial; dichos compresores se instalan cuando la temperatura inicial del gas y la relación de compresión requerida en relación a la temperatura de descarga exceda los 150°C .

En la compresión multietapa puede haber condensación de algunos componentes del gas, esto resultado de los efectos de compresión- enfriamiento, por lo que este líquido debe ser removido por golpeteo en una caldera después del intercambiador de calor, para prevenir el daño en el compresor, dicho proceso se puede observar en la figura 4.4.

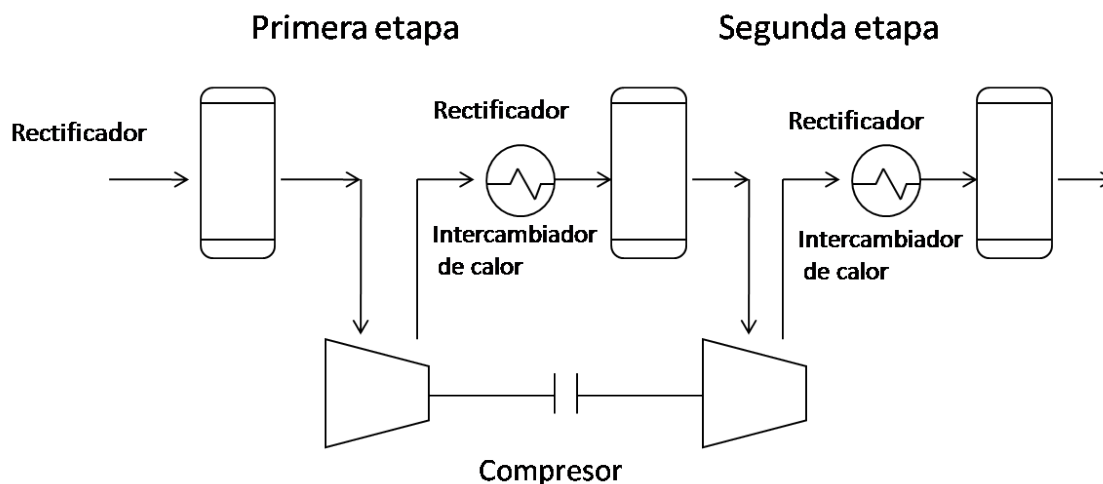


Figura 4.4: Compresión multietapa con intercambiador de calor

4.2. Selección de los compresores de procesos

La selección correcta para un compresor de acuerdo a su tamaño requiere conocer su forma de operación, usando para ello modelos matemáticos avanzados para tener un compresor adiabático, politrópico o de descarga.

Los diferentes tipos de compresores pueden ser adaptados a las condiciones, aplicaciones, espacio disponible y peso, estas resultan ser los parámetros más importantes para la selección de el compresor adecuado.

Antes de seleccionar un tipo de compresor se debe decidir cuantos compresores serán necesarios para manejar la carga requerida. Durante los primeros años de explotación de gas se utilizaron compresores reciprocantes arreglados de tal manera que se necesitaban una batería de los mismos en plantas grandes; pero conforme se mejoraron las capacidades y la confiabilidad, la tendencia fue instalar 2 compresores cada uno con un 55 % o 60 % de capacidad, usando además un tercer compresor de relevo.

El compresor de relevo asegura el funcionamiento del sistema de compresión, pero representa un costo adicional del 50 % aproximadamente, si no existiera este compresor de relevo se asegura que los otros dos compresores trabajaran a la mitad de su capacidad, habiendo una seguridad razonable de funcionamiento continuo. Actualmente se aprovecha la mayor capacidad de los compresores al alimentar varios servicios auxiliares desde cada uno de ellos.

No siempre es fácil elegir entre un compresor reciprocante y uno centrífugo, si es que se requieren cargas elevadas o de mediana capacidad, sin embargo debe de

considerarse los siguientes criterios:

- Se debe tener en cuenta que la reparación o reacondicionamiento de un compresor centrífugo lleva mucho más tiempo que en un compresor recíprocante, a menos que se tenga un rotor competa de repuesto.
- Al utilizar un compresor recíprocante de la mitad de tamaño del previsto, el costo también se reducirá a la mitad, sin embargo al reducir a la mitad un compresor centrífugo pequeño el costo podrá reducirse un 20%, mientras que en un compresor centrífugo grande el costo se reduce hasta un 30%.
- Si se utilizan varios compresores recíprocantes pueden arreglarse en forma de multitareas para alcanzar la presión requerida, si un compresor deja de funcionar solo se reducirá la capacidad de la planta; sin embargo al utilizarse compresores centrífugos en serie la falla detendría todas las demás.
- La eficiencia de los compresores centrífugos es menor que la de los recíprocantes.
- Un cambio de densidad del fluido que se transporta tendrá poco efecto en el volumen del gas, o sobre la presión de entrega del compresor recíprocante; aunque debe vigilarse que ningunos de los componentes internos sufra daños mecánicos excesivos.
- Mientras que en compresor centrífugo el cambio de densidad del gas se reflejará en forma directa con un cambio proporcionado en la presión de descarga, sin embargo con una densidad dada, al permitir un ligero cambio de presión de descarga, se puede lograr grandes variaciones del gasto de entrada.
- En compresor centrífugo permite que un pequeño cambio de relación de compresión produzca un marcado efecto en la salida del compresor, cuando se aumenta la presión de descarga se reduce el flujo, reduciendo entonces las oscilaciones.

4.3. Ecuaciones de compresión politrópica

Hay dos maneras de llevar a cabo los cálculos termodinámicos para la compresión, asumiendo.

- Una trayectoria adiabática (isoentropica) reversible, es un proceso por el cual no se agrega calor ni sale calor del sistema, además la entropía es constante. Se define de la siguiente manera:

$$PV^k = \text{constante} \quad (4.1)$$

- Una trayectoria politrópica reversible, es el proceso en el cual el gas cambia sus características físicas durante la compresión, se define con el siguiente modelo:

$$PV^n = constante \tag{4.2}$$

El coeficiente **n** define el tipo de proceso al que puede ser sometido el compresor y se establece en la tabla 4.1.

Tabla 4.1: "n" de acuerdo al tipo de proceso

Tipos de proceso	n
Proceso isotérmico	1
Proceso isobárico	0
Proceso isocórico	infinito

Los procesos pueden ser observados en la figura 4.5

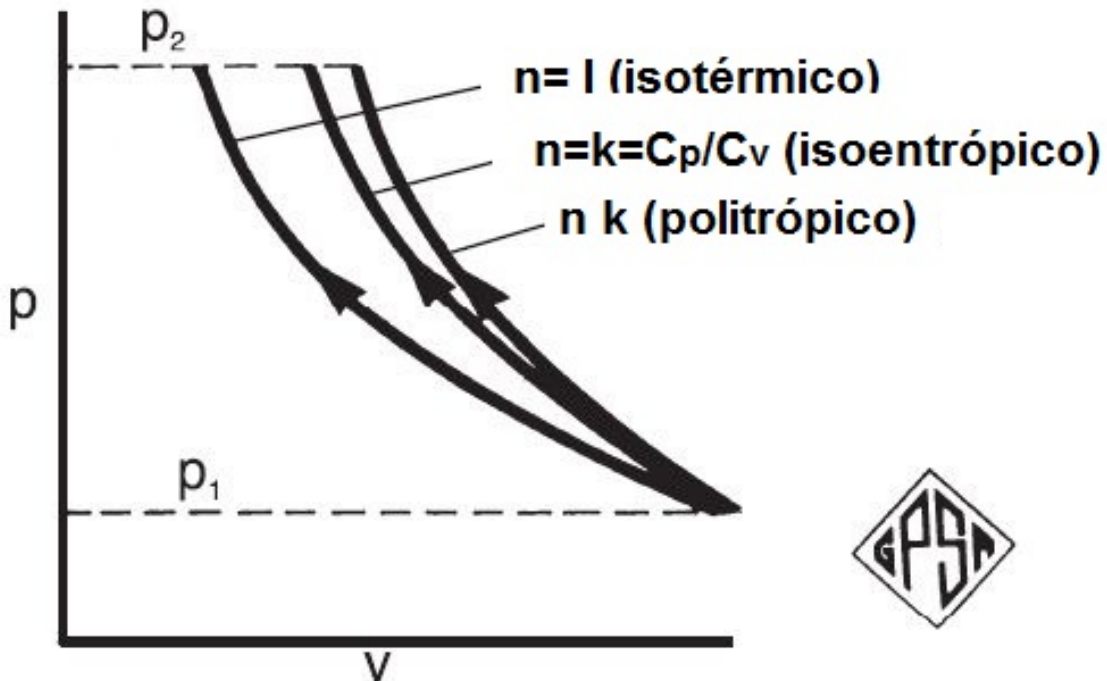


Figura 4.5: Curvas de compresión

Dado que las estructuras transmiten calor a los equipos la mayoría de los procesos son politropicos aproximándose a una trayectoria adiabática, los cálculos de compresión

están basados en la curva adiabática, desarrollando la relación entre la temperatura, presión y el volumen para un proceso politrópico entre dos estados.

4.3.1. Análisis de los procesos politrópicos

La ecuación de los gases ideales está definida por:

$$PV = nRT \quad (4.3)$$

Despejando la presión de la ecuación 4.3

$$P = \frac{nRT}{V} \quad (4.4)$$

De la ecuación 4.4 se establece las condiciones para cada estado:

Para el estado 1

$$P_1 = \frac{nRT_1}{V_1} \quad (4.5)$$

Para el estado 2

$$P_2 = \frac{nRT_2}{V_2} \quad (4.6)$$

Dividiendo las ecuaciones 4.5 y 4.6 se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{\frac{nRT_1}{V_1}}{\frac{nRT_2}{V_2}} \quad (4.7)$$

Reduciendo los términos semejantes y reorganizando la ecuación anterior se obtiene:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{T_1}{T_2} \times \frac{V_2}{V_1} \quad (4.8)$$

Al considerar un proceso politrópico se tiene la ecuación 4.2 y para cada uno de los estados se tiene:

Para el estado 1

$$P_1V_1^n = \text{constante} \quad (4.9)$$

Para el estado 2

$$P_2V_2^n = \text{constante} \quad (4.10)$$

Dado que ambos estados están igualados a la misma constante se puede escribir:

$$P_1 V_1^n = P_2 V_2^n \quad (4.11)$$

Arreglando la ecuación 4.11 y dejándola en términos de la relación de presiones se tiene:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{V_2^n}{V_1^n} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^n \quad (4.12)$$

Igualando las ecuaciones 4.8 y 4.12 se obtiene la ecuación:

$$\frac{T_1}{T_2} \times \frac{V_2}{V_1} = \frac{V_2^n}{V_1^n} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^n \quad (4.13)$$

Al agrupar términos semejantes se obtiene: En función de las temperaturas

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{n-1} \quad (4.14)$$

En función del volumen

$$\frac{V_2}{V_1} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{1/n-1} \quad (4.15)$$

Sin embargo, es necesario tener la ecuación en relación de las presiones por lo que se sustituye la ecuación 4.15 en la ecuación 4.12 se encuentra la ecuación:

$$\frac{P_1}{P_2} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{n/n-1} \quad (4.16)$$

Las ecuaciones 4.14, 4.15, 4.16 pueden caracterizar al proceso de compresión al conocer las características de presión, temperatura y volumen de cada uno de los estados, siendo necesario tener como datos de entrada la relación de temperaturas, la relación de volúmenes o la relación de presiones así como el tipo de proceso que ha de utilizarse de acuerdo a la tabla 4.1.

El trabajo es definido, de la siguiente manera:

$$W = \int_1^2 P dV \quad (4.17)$$

Para un proceso politrópico, se sustituye la ecuación 4.2 en la ecuación 4.17 se obtiene la siguiente ecuación:

$$W = \int_1^2 C \frac{dV}{V^n} \quad (4.18)$$

Integrando la ecuación 4.18

$$W = \int_1^2 V^{-n} dV = \frac{CV_2^{1-n} - CV_1^{1-n}}{1-n} \quad (4.19)$$

Al sustituir las ecuaciones 4.9 y 4.10 en la ecuación 4.19 se encuentra la siguiente relación:

$$W = \frac{P_2V_2 - P_1V_1}{1-n} \quad (4.20)$$

4.4. Análisis de los procesos adiabáticos

Cuando la compresión se hace por una trayectoria adiabática se utiliza el coeficiente "k", este coeficiente se utiliza en relación con la capacidad molar del gas.

En la ecuación 4.21 muestra la relación que define entre la capacidad de presión molar de calor (MC_P) y la constante capacidad de volumen molar de calor (MC_V)

$$MC_P - MC_V = 1.9686 \text{ BTU/lbmol}^\circ F \quad (4.21)$$

El coeficiente k se define como

$$k = \frac{MC_P}{MC_V} \quad (4.22)$$

Al combinar las ecuaciones 4.21 y 4.22 se obtiene la ecuación que permite conocer el valor de k

$$k = \frac{MC_P}{MC_P - 1.986} \quad (4.23)$$

Donde: M, peso molecular promedio C_P , capacidad calorífica del gas @presión constante,

Se pueden consultar en la tabla 4.2 para encontrar el valor de C_P , dado que este coeficiente varía considerablemente con la temperatura y esta a su vez se incrementa entre la descarga y la succión, el valor de k se obtiene a la temperatura promedio de descarga y de succión.

Tabla 4.2: Capacidad calorífica molar

Gas	Fórmula	PM	Temperatura						
			0°F	50°F	60°F	100°F	150°F	200°F	250°F
Metano	CH_4	16.043	8.23	8.42	8.46	8.65	8.95	9.28	9.64
Etano	C_2H_6	30.070	11.44	12.17	12.32	12.95	13.78	14.63	15.49
Propano	C_3H_8	44.097	15.65	16.88	17.13	18.17	19.52	20.89	22.25
i-Butano	iC_4H_{10}	58.123	20.40	22.15	22.51	23.95	25.77	27.59	29.39
n-Butano	nC_4H_{10}	58.123	20.80	22.38	22.72	24.08	25.81	27.55	29.23
i-Pentano	iC_5H_{12}	72.150	24.94	27.17	27.61	29.42	31.66	33.87	36.03
n-Pentano	iC_5H_{12}	72.150	25.64	27.61	28.02	29.71	31.86	33.99	36.08
n-Hexano	iC_6H_{14}	86.177	30.17	32.78	33.30	35.37	37.93	40.45	42.94
Aire	-	28.962	6.94	6.95	6.95	6.96	6.97	6.99	7.01
Water	H ₂ O	18.015	7.98	8.00	8.01	8.03	8.07	8.12	8.17
Oxígeno	O ₂	31.998	6.97	6.99	7.00	7.03	7.07	7.12	7.17
Nitrógeno	N ₂	28.013	6.95	6.95	6.95	6.96	6.96	6.97	6.98
Ácido sulfhídrico	H ₂ S	34.08	8.00	8.09	8.11	8.18	8.27	8.36	8.46
Monóxido de carbono	CO	28.010	6.95	6.96	6.96	6.96	6.97	6.99	7.01
Dióxido de carbono	CO ₂	44.010	8.38	8.70	8.76	9.00	9.29	9.56	9.81

El valor de k se puede calcular de las siguientes formas:

- Con la ecuación 4.22

$$k = \frac{MC_P}{MC_V}$$

- Con la ecuación 4.23

$$k = \frac{MC_P}{MC_P - 1.986}$$

- Con la gráfica 4.6

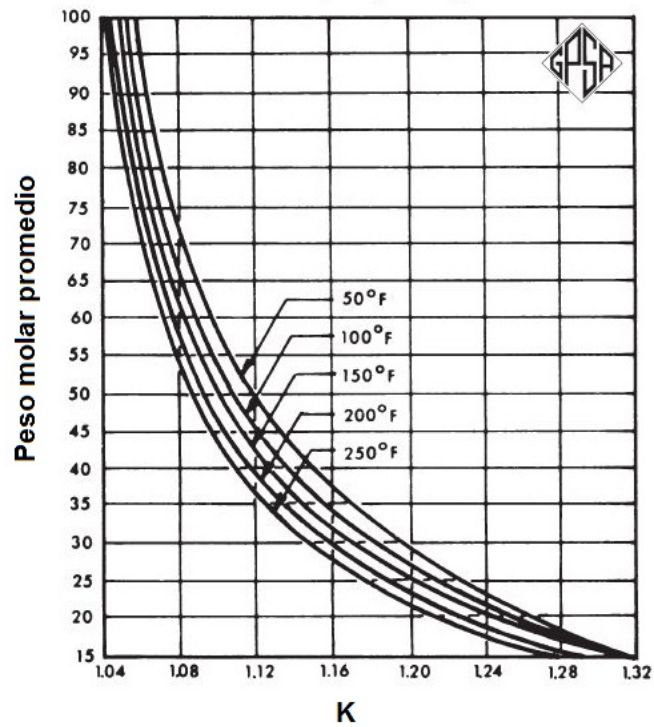


Figura 4.6: Aproximación del factor k

4.4.1. Ejemplo

Calcular k de la mezcla dada por la tabla 4.3, considerando que la temperatura promedio es de 150°F

Tabla 4.3: Mezcla de gas

Componente	Formula	Fracción mol
Metano	CH_4	.9216
Etano	C_2H_6	.0488
Propano	C_3H_8	.0185
i-Butano	iC_4H_{10}	.0039
n-Butano	nC_4H_{10}	.0055
i-Pentano	iC_5H_{12}	.0017

Consultando los valores para la mezcla C_p y M en la tabla 4.2 se ordena la tabla 4.4 obteniéndose:

Tabla 4.4: Mezcla de gas

Formula	Fracción mol	PM	$y_i M_i$	C_{P_i}	$y_i C_{P_i}$
CH_4	0.9216	16	14.782	8.95	8.248
C_2H_6	0.0488	30	1.467	13.77	0.627
C_3H_8	0.0185	44	0.816	19.52	0.361
iC_4H_{10}	0.0039	58	0.227	25.77	0.100
nC_4H_{10}	0.0055	58	0.320	25.81	0.142
iC_5H_{12}	0.0017	72	0.123	31.66	0.054
Total	1.0000		17.735		9.577

De la ecuación 4.23

$$k = \frac{MC_P}{MC_P - 1.986}$$

Sustituyendo el valor MC_p , se obtiene

$$k = \frac{9.577}{9.577 - 1.986}$$

$$k = 1.2625$$

Utilizando la gráfica 4.6, con datos de entrada:

- Peso molecular de la mezcla = 17.355 lbm/lbmol
- Temperatura promedio = 150°F

En la figura 4.7 se lee el valor de 1.27, un valor cercano al calculado con la fórmula.

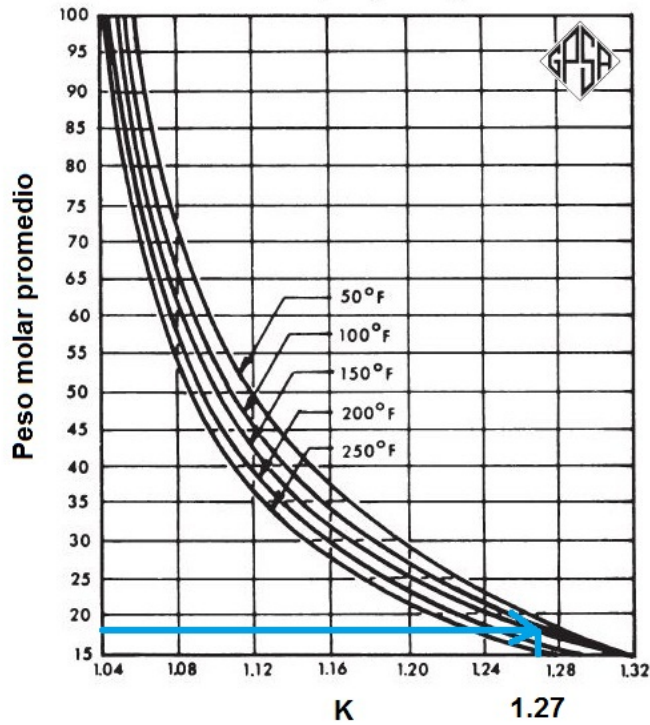


Figura 4.7: Aproximación del factor k, con condiciones conocidas

4.4.2. Estimación de la potencia del freno

La ecuación 4.24 proporciona un estimado de la potencia requerida:

$$BHP = 22 \times R_s^{1/etapas} \times etapas \times MMpcsd \times F \quad (4.24)$$

Donde BHP: la potencia requerida para el freno; R_s : relación de compresión; F: factor permisible de caída de presión en las inter-etapas; k: relación de calores específicos

Para la aplicación de la ecuación anterior se debe tener en cuenta:

- La ecuación es aplicable cuando la densidad del gas este 0.6 - 0.7, cuando la densidad esta entre 0.8 - 1.0 el coeficiente debe de ser 20.
- La relación de compresión es 2.5 por etapa, si la relación de compresión está entre 1.5 y 2.0 por etapa el valor debe estar entre 16 - 18.
- Se debe considerar ambos parámetros, la densidad y la relación de compresión.
- F=1.00 para simple etapa.
- F=1.08 para dos etapas.

- $F=1.10$ para tres etapas.

Otra manera de determinar la potencia del freno es aplicando la gráfica 4.8.

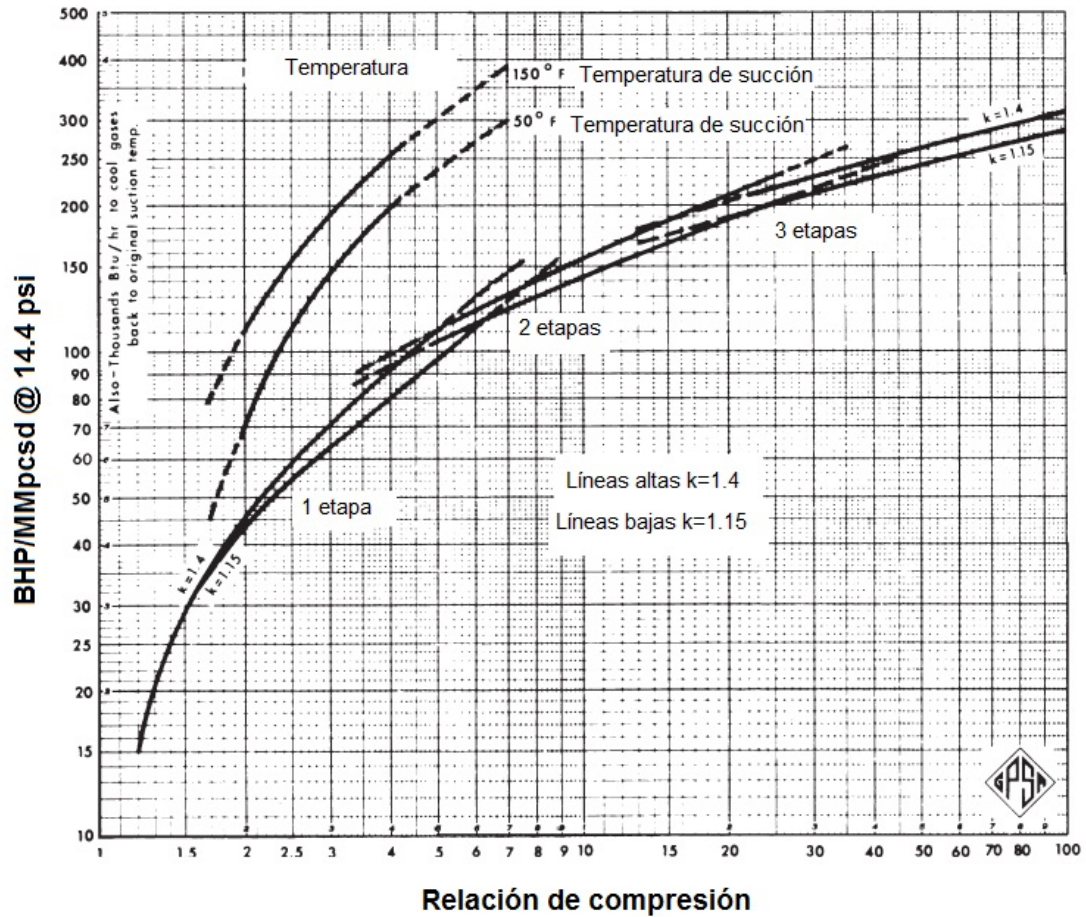


Figura 4.8: Potencia requerida por el freno por unidad de volumen HP/MMpcsd

Ejemplo

a) Calcular la potencia necesaria para comprimir 2 MMpcsd de gas a 14.4 psi y a una temperatura de entrada de 100°F, considerando que se tiene una relación de compresión de 9 y es un compresor de 2 etapas, con un k de 1.15.

Aplicando la ecuación 4.24 se tiene:

$$BHP = 22 \times R_s^{1/etapas} \times etapas \times MMpcsd \times F$$

$$BHP = 22 \times 9^{1/2} \times 2 \times 2 \times 1.08$$

$$BHP = 285.12HP$$

b) Con la gráfica 4.24, se considera los siguientes datos de entrada:

- Relación de compresión
- Número de etapas
- k

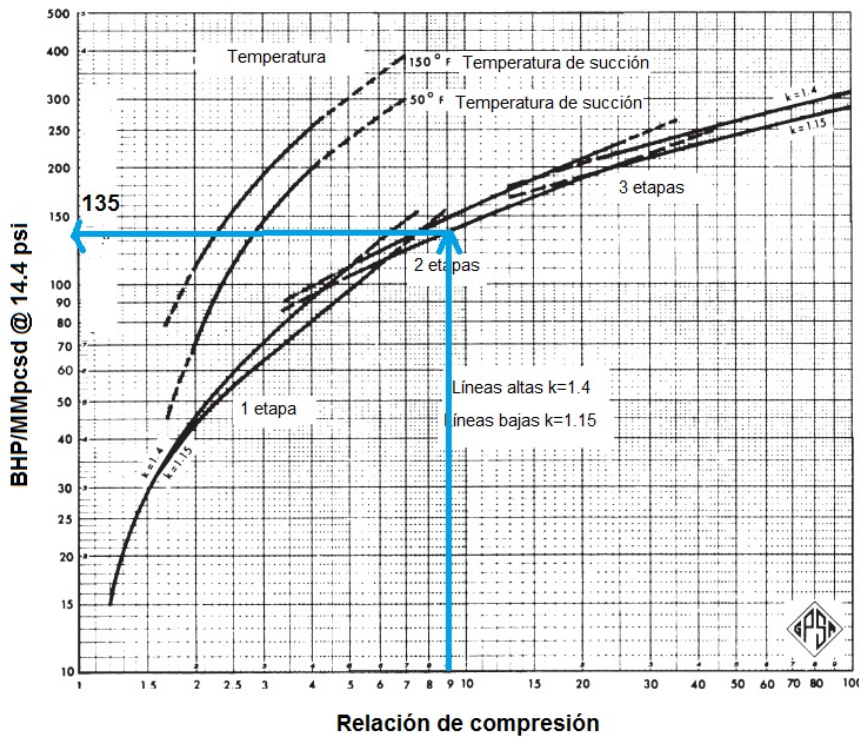


Figura 4.9: Potencia requerida por el freno por unidad de volumen HP/MMpcsd

De la gráfica 4.9 se obtiene el valor de 135 BHP/MMpcsd, pero a la entrada se tiene 2 MMpcsd por lo que:

$$\begin{aligned} BHP &= BHP \times MMpcsd \\ BHP &= 135 \times 2 \\ BHP &= 270HP \end{aligned}$$

Un valor similar al obtenido de ecuaciones.

4.4.3. Temperatura de descarga

La temperatura del gas de descarga que proviene del cilindro puede ser calculado a partir de la ecuación 4.25.

$$T_D = T_S \times R_s^{(k-1)/k} \quad (4.25)$$

Donde T_D , temperatura de descarga ($^{\circ}R$) T_S , temperatura de succión ($^{\circ}R$) R_s , relación de compresión

La temperatura obtenida de esta manera debe considerarse como valor teórico, ya que el calor producido por la fricción y los efectos irreversibles son despreciables, sin embargo la ecuación permite obtener valores aceptables.

Las temperaturas de descarga reales pueden ser estimadas con mayor precisión si se consulta el manual de usuario proporcionado por los fabricantes.

4.4.4. Potencia requerida por cada una de las etapas

Un cálculo más detallado de la potencia de un compresor reciprocante se pueden realizar utilizando la siguiente ecuación:

$$BHP = 3.03 \times z_{etapa} \times \frac{Q_g T_S}{E} \times \frac{k}{k-1} \times \frac{P_O}{T_O} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (4.26)$$

Donde

BHP , Potencia necesaria en cada etapa, HP

z_{etapa} , factor de compresibilidad en cada etapa

Q_g , gasto de gas que será comprimido, MMpcsd

T_S , temperatura de succión, R

E, eficiencia

- Alta velocidad $E=.82$
- Baja velocidad $E=.85$

k, relación de calores específicos

P_O , presión de operación, psi

T_O , temperatura de operación, R

P_2 , presión de descarga, psi

P_1 , presión de succión, psi

Ejemplo

Se dispone de 2 MMpcsd medido a 14.65 psi y 60°F, el gas tiene un gravedad específica de 0.8 y un peso molecular (PM) de 24, se pretende comprimirlo en 2 etapas, la presión de descarga es de 100 psi con una temperatura de entrada de 100 °F. La presión de descarga es de 900 psi. Considerar que la primera etapa tiene un factor de compresibilidad de 0.975 y la segunda etapa tiene un factor de compresibilidad de 0.94.

Calcular la potencia requerida por el sistema de compresión que cumpla con las especificaciones requeridas.

Datos:

- $Q_g=2\text{MMpcsd}$
- $P_O=14.65\text{ psi}$
- $T_O=60\text{ °F}=520\text{ R}$
- $\text{PM}=24\text{ lb/lbmol}$
- $\text{Etapas}=2$
- $P_1=100\text{ psi}$
- $P_2=900\text{ psi}$
- $z_1=0.975$
- $z_2=0.94$

Solución

$P_1=100$ psi $P_2= 900$ psi

Por lo que la relación de compresión es:

$$R_s = \frac{P_2}{P_1} = 900/100 = 9$$

Calcular la relación de compresión por etapa:

$$R_{SE} = R_{SE}^{1/etapas} = 9^{1/2} = 3$$

Relación de descarga en la primera etapa, considerando un 3% de pérdidas

$$R_{SE1} = R_{SE} \times P_1 \times 97\%$$

$$R_{SE1} = 3 \times 100 \times .97$$

$$R_{SE1} = 291psi$$

Relación por compresión en la segunda etapa

$$R_{SE2} = \frac{P_2}{R_{SE1}}$$

$$R_{SE2} = \frac{900}{291}$$

$$R_{SE2} = 3.09$$

Para calcular k se utiliza la gráfica 4.10, tomando en cuenta una temperatura supuesta de 150 °F, el valor leído es de $k=1.21$.

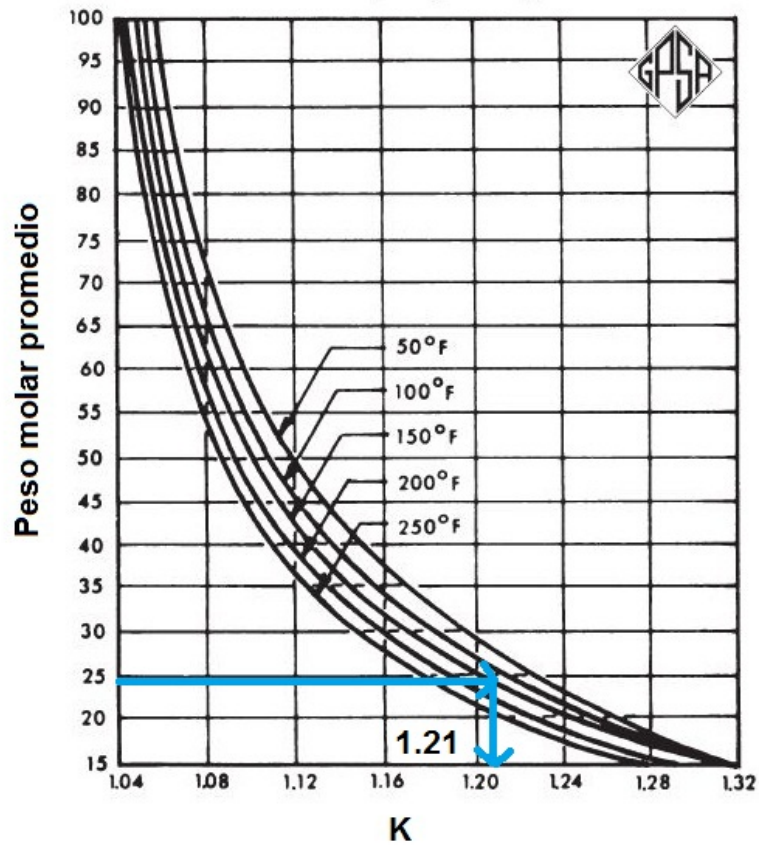


Figura 4.10: Calculo de k

Cálculo de la T_D de la primera y segunda etapa se obtiene con la fórmula 4.25 de la siguiente manera:

Primera etapa:

$$k=1.21$$

$$T_S = 100 \text{ }^\circ\text{F} = 560 \text{ R}$$

$$r=3$$

$$T_D = T_S \times r^{(k-1)/k}$$

$$T_{D1} = 560 \times 3^{(1.21-1)/1.21}$$

$$T_{D1} = 678 \text{ R} = 218 \text{ }^\circ\text{F}$$

Segunda etapa:

$$k=1.21$$

$$T_S = 120 \text{ }^\circ\text{F} = 580 \text{ R}$$

$$r=3.09$$

$$T_D = T_S \times r^{(k-1)/k}$$

$$T_{D1} = 580 \times 3.09^{(1.21-1)/1.21}$$

$$T_{D1} = 705 \text{ R} = 245 \text{ }^\circ\text{F}$$

Calcular la potencia requerida en cada una de las etapas usando la ecuación 4.26

$$BHP = 3.03 \times z_{etapa} \times \frac{Q_g T_S}{E} \times \frac{k}{k-1} \times \frac{P_O}{T_O} \times \left[\left(\frac{P_2^{(k-1)/k}}{P_1} - 1 \right) \right]$$

Para la etapa 1

$$BHP_1 = 3.03 \times 0.975 \times \frac{2 \times 560}{0.82} \times \frac{1.21}{1.21-1} \times \frac{14.65}{520} \times \left[\left(\frac{300^{(1.21-1)/1.21}}{100} - 1 \right) \right]$$

$$BHP_1 = 137.6$$

Para la etapa 2

$$BHP_2 = 3.03 \times 0.93 \times \frac{2 \times 580}{0.82} \times \frac{1.21}{1.21-1} \times \frac{14.65}{520} \times \left[\left(\frac{900^{(1.21-1)/1.21}}{295} - 1 \right) \right]$$

$$BHP_2 = 138.2$$

El total de potencia requerida es la suma de ambas secciones de compresión:

$$BHP_1 + BHP_2 = 137.6 + 138.2$$

$$BHP_1 + BHP_2 = 275.8 \text{ HHP}$$

4.5. Módulos de compresión en mar abierto

Los módulos de compresión de gas instalados constituyen unas plantas de procesamiento muy compactas. Sin embargo, tienen un gran número de equipos y sistemas, como turbina de gas, tren de compresores, sistema de gas combustible, sistema de aceite lubricante, sistema de aceite y sistema de contraincendios, sistema de detección de gas, rectificadores de gas, válvulas automáticas, y todos ellos son manipulados por un sistema electrónico de control, el cual es totalmente automatizado y tiene la capacidad de controlar el arranque, operación, paro del módulo de compresión, monitoreo permanente de las variables de temperatura, presión, flujo, vibración, velocidad y el sistema de alarma en caso de funcionamiento anormal.

Este módulo tiene la función de comprimir y acondicionar el gas amargo procedente de la plataforma de producción, para poder ser enviado a tierra.

Esta plataforma está constituida por las siguientes secciones:

- Sección de compresión.
- Sección de endulzamiento de gas.
- Sección de deshidratación de gas.
- Sección de tratamiento de agua aceitosa.
- Servicios auxiliares.

La sección de compresión tiene la función de aumentar la presión del gas amargo producido en la plataforma de producción, el cual es transportado a tierra.

Esta sección está compuesta por cuatro módulos de compresión, sin embargo solo tres se encuentran operando continuamente ya que el cuarto módulo funciona en caso de que haya una emergencia.

Cada uno de los módulos está constituido por dos compresores centrífugos montados en un sólo eje y accionados por una turbina de gas. Los dos compresores tienen un arreglo para formar tres etapas de compresión.

Como se ve en la figura 4.11 el módulo consta de tres etapas, con enfriamiento y separación en cada una de ellas. La primera etapa tiene la función de comprimir el gas del separador de baja presión, el gas que sale (que tiene más presión); la segunda etapa de compresión tiene como entrada el gas descargado de la primera etapa y el gas proveniente de los separadores de alta presión, finalmente la última etapa aumenta aún más la presión de la corriente de gas.

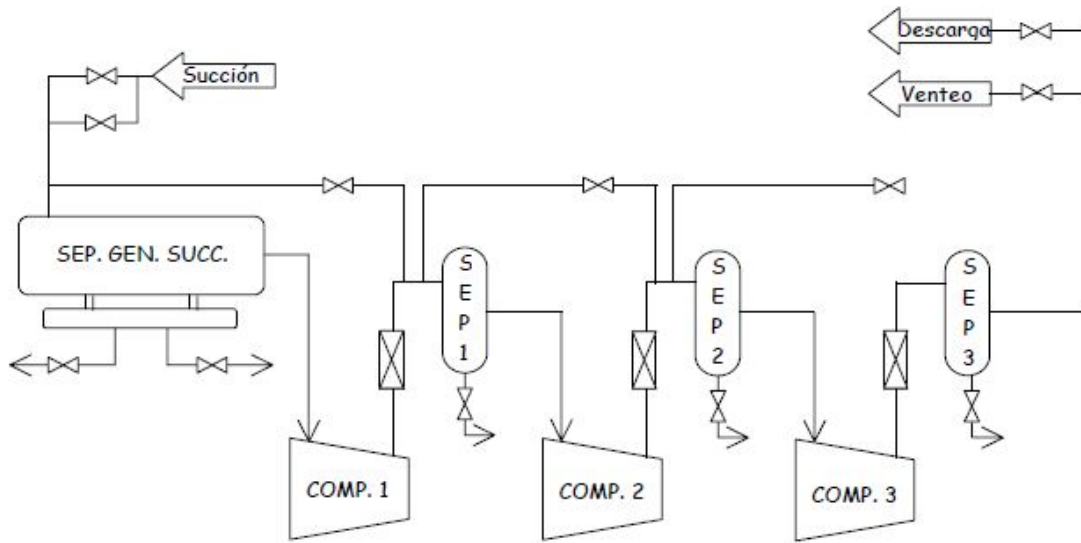


Figura 4.11: Sistema de compresión

4.6. Seguridad y ambiente

Uno de los principales peligros inherentes en los equipos de alta presión es el ruido y es el principal problema de seguridad relacionado con el uso de compresores debido a que pueden alcanzar de 85 a 95 decibeles, por lo que es necesario usar protección para los oídos.

Las emisiones de escape de los conductores de potencia del compresor son la mayor preocupación para el medio ambiente, por lo que se han implementado motores de combustión interna más nuevos que impulsan los compresores alternativos con el fin de cumplir con las limitaciones de emisión de 2 g NOX y CO por caballo de fuerza por uso de unidades.

Sin embargo, se ha impuesto el uso de convertidores catalíticos, que permiten reducir la emisión de NOX a N_2 y oxidar el CO a CO_2 .

Ésta normativa se aplica a compresores de estaciones de re-bombeo, así como a unidades de grandes plantas. De tal forma, que las estaciones de bombeo pequeñas utilizan compresores accionados por motor eléctrico donde la energía confiable está disponible.

Los altos volúmenes de aire-combustible combinado con buenos diseños de cámaras de combustión minimizan el CO_2 emitidos en las turbinas de gas. Los óxidos de nitrógeno son el contaminante de escape más significativo y sistema de alta eficiencia mejoran la producción de NOX. El agua a menudo se añade para reducir la produc-

ción de NOX. Esta adición ayuda a reducir el NOX formado a partir de N_2 pero que no se forma a partir de nitrógeno proveniente del aire sino del combustible. El agua puede en realidad mejorar la producción de NOX a partir del nitrógeno del aire, así como la producción aumento CO. La modificación de la relación estequiométrica aire-combustible y del diseño de la cámara de combustión ayuda a mantener el nivel de concentración de salida de NOX en el intervalo de 10 a 15 ppm.

Conclusiones

En la inyección del gas de bombeo neumático se pueden presentar diversos problemas, debido a que no cumple los parámetros de calidad del gas residual, esto como resultado de un ineficiente tratamiento del gas amargo.

- Solo se puede alcanzar la calidad requerida cumpliendo con las restricciones impuestas por los parámetros de contenido de gases no hidrocarburos (H_2S , CO_2 , N_2), cantidad de agua, volumen de licuables.
- Los procesos criogénicos permiten una recuperación de productos como el LPG y gasolinas ligeras presentes en la corriente de gas dulce húmedo, aprovechando las bajas temperaturas de operación.
- El trietilenglicol (TEG) es el glicol más adecuado para eliminar el contenido de agua presente en la corriente de gas amargo húmedo ya que dicho glicol tiene gran capacidad de remoción, no es corrosivo, funciona en un gran rango de temperaturas y es el más rentable.
- Tener un estricto control de las condiciones de presión y temperatura en las corrientes de gas húmedo debido al contenido de agua libre para evitar la formación de los hidratos de metano.
- Para la inhibición de hidratos se utiliza metanol a condiciones criogénicas (inferiores a $-40^\circ F$) debido a su afinidad de sus propiedades termodinámicas a dichas condiciones.
- El proceso de recuperación de azufre por el método Super Claus permite reducir el H_2S presente en la corriente de gas transformándolo en azufre elemental para su aprovechamiento comercial logrando una eficiencia de 99.98 % en comparación con el Claus que tiene una eficiencia de 96 %.
- La calidad de la corriente del gas dulce húmedo está en función del contenido máximo de 4 ppm de H_2S y 2500 ppm CO_2 , para evitar problemas en los procesos subsecuentes.
- La calidad de la corriente del gas dulce seco esta controlado por el contenido de agua que es de 7 lb de H_2O / MMpcsd.

Recomendaciones

- En la sección de endulzamiento de gas para auto-abastecimiento en los módulos de compresión marítimos se recomienda el uso de la amina MDEA en vez de DEA debido a que dicha amina es más selectiva al H_2S , menores pérdidas por evaporación, bajos costos de operación y es menos corrosiva.
- Instalar en las plantas desulfurizadoras el método de Super Claus, con el objetivo de cumplir con las especificaciones de venteo a la atmósfera.
- Usar glicoles para la deshidratación preferentemente trietilglicol (TEG) cuando el contenido de agua en la corriente de gas de salida no sea tan estricto.
- Inyectar el inhibidor (metanol o glicol) en un punto cercano donde se tiene la posible formación de hidratos de metano, para evitar el taponamiento de la tubería.
- Contar con un mayor número de módulos de compresión para abastecer la demanda de producción, con el fin de reducir la quema de gas en los centros de proceso marítimos.
- Monitorear las variables de temperatura, presión, flujo, vibración, velocidad, a través de los sistemas de alarma.
- Cumplir con la normatividad en la regulación de emisiones de contaminantes a la atmósfera en el proceso y manejo de gas.

Apéndice A

Planta criogénica

A.1. Introducción

A.1.1. Función de la planta

La planta de proceso criogénico a partir de una corriente de gas dulce húmedo produce:

- Gas residual de alta presión
- Gas residual de baja presión
- Gas Licuado a Presión (LPG)
- Gasolinas ligeras (naftas)

A.1.2. Proceso

El gas se somete a un enfriamiento con el cual se logra una condensación parcial del mismo para poder separar por fraccionamiento los productos anteriores.

El gas residual se comprimirá hasta una presión de 77 Kg/cm² para enviar la corriente al gasoducto, mientras que la corriente de LPG se envía a los recipientes TH-100, TH-101 y TH-102 al área de almacenamiento y las gasolinas se envían a TH-104.

A.2. Capacidad, rendimiento y flexibilidad

A.2.1. Factor de efectividad

La planta funciona con una efectividad de servicio del 90 %.

A.2.2. Capacidad y rendimiento

La planta está diseñada para una carga de 150 MMpcsd y la capacidad mínima es de 70 MMpcsd, logrando recuperar hasta un 85 % de etano.

A.2.3. Flexibilidad

La planta puede operar con la torre DA-31-101 como desmetanizadora obteniéndose 82 % de etano y la torre DA-31-102 como desbutnizadora con una recuperación de propano de 98 %.

La planta no operará si hay una falla de electricidad, agua de enfriamiento o aire en los instrumentos.

A.3. Servicios auxiliares

A.3.1. Agua de enfriamiento

El enfriamiento del agua se realizará por medio de una torre de enfriamiento (CT-1) de tres celdas de 1590 m³/hr, cada uno de capacidad tipo doble flujo cruzado.

El requerimiento de agua de enfriamiento para la planta criogénica es de 2998 m³/hr.

Las condiciones de diseño del agua en límites de batería se muestran en la tabla A.1

Tabla A.1: Condiciones del agua de enfriamiento en los límites de la batería

Condición	Presión (psia)	Temperatura (°F)
Entrada	60	78
Retorno	28.5	115

A.3.2. Agua para servicios y usos sanitarios

Se dispone de agua para servicios y usos sanitarios que se recibe a 3.5 Kg/cm^2 y 32°F en límites de batería.

A.3.3. Agua potable

El agua potable se suministra en garrafones para su consumo.

A.3.4. Agua contra incendio

El agua para el servicio de contra incendio se recibe a una presión de 12 Kg/cm^2 y temperatura ambiente en límites de batería.

A.3.5. Aire de instrumentos y planta

El aire de instrumentos se genera mediante un compresor para aire de compresores y plantas (BT-1/2), tipo rotatorio con una capacidad de $255 \text{ m}^3 / \text{hr}$.

La red de aire del sistema general de servicios auxiliares en límites de batería en la tabla A.2 las condiciones del aire utilizado.

Tabla A.2: Condiciones de la red de aire en la planta

Parámetro	Diseño	Operación
Presión del sistema [psia]	125	100
Temperatura[°F]	110	100
Punto de rocío[°F]	-40	-40
Impurezas	–	–

A.3.6. Gas combustible

La demanda del gas combustible se cubre con gas residual de baja presión obtenido de la misma planta, y tiene las características mostradas en la tabla A.3.

Tabla A.3: Características del gas combustible

Componente	Formula	%mol
Metano	CH_4	97.65
Etano	C_2H_6	2.22
Propano	C_3H_8	0.03
Dióxido de carbono	CO_2	0.10
Total		1.00
Peso molecular		16.39
Densidad relativa		0.567
Poder calorífico (C_p) BTU/pie ³		926
Presión psia		220
Temperatura °F		85

A.3.7. Refrigeración

Se utiliza propano como refrigerante el cual se recibe del área de movimiento de productos en límites de batería y es almacenado en FB-2502 a 5 Kg/cm² y 30 °C, la composición se muestra en la tabla A.4.

Tabla A.4: Características del gas refrigerante

Componente	Formula	%mol
Metano	CH_4	95.28
Etano	C_2H_6	1.05
Propano	C_3H_8	3.67
Total		1.00

A.3.8. Almacenamiento

Se contará en el área de almacenamiento los recipientes TH-100, TH-101 y TH-102 para el LPG y el TH-104 para las gasolinas ligeras.

A.4. Especificaciones del gas de entrada

El gasto de gas de entrada es 150 MMpcsd con la composición mostrada en la tabla A.5

Tabla A.5: Composición del gas de entrada

Componente	Fórmula	%mol	%mol*
Metano	CH_4	84.297	86.55
Etano	C_2H_6	7.869	6.38
Propano	C_3H_8	3.275	2.89
i-Butano	iC_4H_{10}	0.495	0.49
n-Butano	nC_4H_{10}	1.199	1.03
i-Pentano	iC_5H_{12}	0.178	0.34
n-Pentano	nC_5H_{12}	0.427	0.36
Hexano	C_6H_{14}	0.339	0.27
Nitrógeno	N_2	1.921	1.05
Dióxido de carbono	CO_2	1.707	0.64
Ácido sulfhídrico	H_2S	0.892	5.25
Agua	H_2O	0.000	0.000

A.5. Especificaciones de los productos

En la tabla A.6 se enlistan las cantidades de los productos que produce la planta por día.

Tabla A.6: Especificaciones de los productos de salida

Productos	MMpcsd @ c.e	BPD @ c.e
Gas residual de alta presión	132	-
Gas residual de baja presión	12	-
LPG	-	7880
C_{6+}	-	1575

Gas residual de alta presión

La composición de diseño del gas residual de alta presión se muestra en la tabla A.7

Tabla A.7: Composición del gas residual de alta presión

Componente	Fórmula	%mol	%mol*
Metano	CH_4	84.11	90.36
Etano	C_2H_6	15.30	6.79
Propano	C_3H_8	0.39	0.93
i-Butano	iC_4H_{10}	0.01	0.06
n-Butano	nC_4H_{10}	0.02	0.08
i-Pentano	iC_5H_{12}	0.00	0.00
n-Pentano	nC_5H_{12}	0.00	0.00
Hexano	C_6H_{14}	0.00	0.00
Nitrógeno	N_2	0.00	1.10
Dióxido de carbono	CO_2	0.17	0.68
Ácido sulfhídrico	H_2S	4 ppm	1.87 ppm
Agua	H_2O	0.00	0.00

Gas residual de baja presión

La composición de diseño del gas residual de baja presión se muestra en la tabla A.8

Tabla A.8: Composición del gas residual de baja presión

Componente	Fórmula	%mol	%mol*
Metano	CH_4	84.11	90.36
Etano	C_2H_6	15.30	6.79
Propano	C_3H_8	0.39	0.93
i-Butano	iC_4H_{10}	0.01	0.06
n-Butano	nC_4H_{10}	0.02	0.08
i-Pentano	iC_5H_{12}	0.00	0.00
n-Pentano	nC_5H_{12}	0.00	0.00
Hexano	C_6H_{14}	0.00	0.00
Nitrógeno	N_2	0.00	1.10
Dióxido de carbono	CO_2	0.17	0.68
Ácido sulfhídrico	H_2S	4 ppm	1.87 ppm
Agua	H_2O	0.00	0.00

L.P.G.

La composición de diseño del gas residual de alta presión se muestra en la tabla A.9

Tabla A.9: Composición del L.P.G.

Componente	Fórmula	%mol	%mol*
Metano	CH_4	0.00	0.00
Etano	C_2H_6	0.23	0.01
Propano	C_3H_8	68.60	52.45
i-Butano	iC_4H_{10}	10.12	15.09
n-Butano	nC_4H_{10}	19.95	31.29
i-Pentano	iC_5H_{12}	0.76	0.82
n-Pentano	nC_5H_{12}	0.34	0.34
Hexano	C_6H_{14}	0.00	0.00
Nitrógeno	N_2	0.00	0.00
Dióxido de carbono	CO_2	0.00	0.00
Ácido sulfhídrico	H_2S	0.00	0.00
Agua	H_2O	0.00	0.00

Gasolinas (C_{5+})

La composición de diseño del gas residual de alta presión se muestra en la tabla A.10

Tabla A.10: Composición de gasolinas C_{5+}

Componente	Fórmula	%mol	%mol*
Metano	CH_4	0.00	0.00
Etano	C_2H_6	0.00	0.00
Propano	C_3H_8	0.00	0.00
i-Butano	iC_4H_{10}	0.01	0.03
n-Butano	nC_4H_{10}	0.29	0.84
i-Pentano	iC_5H_{12}	25.46	24.91
n-Pentano	nC_5H_{12}	30.43	33.66
Hexano	C_6H_{14}	43.81	40.55
Nitrógeno	N_2	0.00	0.00
Dióxido de carbono	CO_2	0.00	0.00
Ácido sulfhídrico	H_2S	0.00	0.00
Agua	H_2O	0.00	0.00

* Datos cromatográficos

A.6. Condiciones de alimentación en límites de batería

El gas se recibe por medio de un gasoducto, en la tabla A.11 se muestran las características de las baterías.

Tabla A.11: Condiciones de alimentación en los límites de la batería

Producto	Estado físico	Presión (psia)			Temperatura (°F)		
		Máx	Nor	Min	Máx	Nor	Min
Gas dulce húmedo	Gaseoso	995	960	950	104	95	86

A.7. Condiciones de productos en límites de batería

El gas se recibe por medio de un gasoducto, en la tabla A.12 se muestran las características de las baterías.

Tabla A.12: Condiciones de los productos en los límites de la batería

Producto	Estado físico	Presión (psia)			Temperatura (°F)		
		Máx	Nor	Min	Máx	Nor	Min
Gas Residual A.P.	Gaseoso	1115	1100	1100	104	100	95
Gas Residual B.P.	Gaseoso	375			85		
L.P.G.	Líquido	205			125		
Gasolinas ligeras	Líquido	205			100		

A.8. Lista de equipo

A.8.1. Sección criogénica

Calentador a fuego directo

Tabla A.13: TAG del calentador a fuego directo

TAG	Descripción
BA-23-101	Calentador de gas de regeneración

Torres

Tabla A.14: TAG de las torres

TAG	Descripción
DA-31-101	Torre desetanizadora
DA-31-102	Torre desbutanizadora
FA-32-110 A/B/C	Torre de absorción

Intercambiadores de calor

Tabla A.15: TAG de los intercambiadores de calor

TAG	Descripción
EA-21-101	Primer enfriador carga/gas residual alta presión
EA-21-102	Primer enfriador carga/refrigerante
EA-21-103	Segundo enfriador carga/gas residual alta presión
EA-21-104	Segundo enfriador carga/refrigerante
EA-21-105	Tercer enfriador carga/gas residual alta presión
EA-21-106	Condensador del domo de la torre desetanizadora
EA-21-107	Rehervidor de hidrocarburos / aceite de calentamiento de la torre desetanizadora
EA-21-108	Rehervidor de hidrocarburos / aceite de calentamiento de la torre desetanizadora
EA-21-109	Rehervidor de hidrocarburos / aceite de calentamiento de la torre desbutanizadora
EA-21-110	Condensador del domo de la torre desbutanizadora
EA-21-111	Enfriador de gasolina de la torre desbutanizadora
EA-21-113 A/B	Enfriador de gas residual
EA-21-118	Enfriador de gas de alimentación

Recipientes

Tabla A.16: TAG de los recipientes

TAG	Descripción
FA-32-101	Filtro separador de gas de carga
FA-32-103	Tanque separador de dos fases vapor-líquido
FA-32-104	Acumulador y reflujo de DA-31-101
FA-32-105	Acumulador y reflujo de DA-31-102
FA-32-106	Separador de gas de regeneración
FA-32-107	Acumulador de refrigeración
FA-32-108	Separador refrigerante 1 ^{ra} . etapa
FA-32-109	Separador refrigerante 2 ^{da} . etapa
FA-32-113	Lavador del gas combustible
FA-32-114	Tanque lavador de gas de alimentación o separador de líquidos
FD-26-101	Filtro separador de sólidos salida deshidratadores

Bombas

Tabla A.17: TAG de las bombas

TAG	Descripción
GA-41-102 A/B	Bomba de reflujo de la torre desbutanizadora
GA-41-103 A/B	Bomba de reflujo de la torre desbutanizadora
GA-41-104 A/B	Bomba de producto LPG al ducto
GA-41-105 A/B	Bomba de producto gasolina al ducto
GA-41-107 A/B	Bomba de aceite de calentamiento

Compresores

Tabla A.18: TAG de los compresores

TAG	Descripción
GB-42-101 A/B/C	Compresor del gas residual

Expansores

Tabla A.19: TAG de los expansores

TAG	Descripción
PV-101	Válvula de efecto Joule Thompson

A.8.2. Sección de refrigeración**Intercambiadores de calor**

Tabla A.20: TAG de los intercambiadores de calor

TAG	Descripción
EA-21-102	Primer enfriador carga/ refrigerante
EA-21-104	Segundo enfriador carga/ refrigerante
EA-21-106	Condensador del domo de la torre desetanizadora

Recipientes

Tabla A.21: TAG de los recipientes

TAG	Descripción
FA-32-107	Acumulador de refrigeración
FA-32-108	Separador refrigerante 1 ^{ra} etapa
FA-32-109	Separador refrigerante 2 ^{da} etapa

Bombas

Tabla A.22: TAG de las bombas

TAG	Descripción
	Bomba de vaciado de refrigerante
	Bomba de alimentación de propano

Compresores

Tabla A.23: TAG de los compresores

TAG	Descripción
GB-42-102 A/B	Compresor de refrigeración

A.8.3. Equipo auxiliar**Recipientes**

Tabla A.24: TAG de los recipientes

TAG	Descripción
FA-32-111	Tanque de sello de quemador
FA-32-112	Tanque de aceite de calentamiento
SV2601	Tanque de metanol
TH-03 A/B	Tanque acumulador de aire de los instrumentos

Bombas

Tabla A.25: TAG de las bombas

TAG	Descripción
	Bomba dosificada de metanol
	Bomba de carga de metanol

Compresores

Tabla A.26: TAG de los compresores

TAG	Descripción
BT-1/2	Compresor de aire de instrumentos y plantas

Paquetes

Tabla A.27: TAG de los paquetes

TAG	Descripción
	Paquete de secado de aire de instrumentos
	Condensador de superficie de la turbina GB-42-101
	Condensador de superficie de la turbina GB-42-102
	Enfriador de aire de instrumentos y plantas
	Acumulador de aire de instrumentos y plantas

A.9. Descripción del proceso

A.9.1. Introducción

Una planta criogénica al sureste de México, procesa 150 MMpcsd de gas dulce medidos a 20°C (68°F) y 1.0 Kg/cm² (14.22 psia) y recuperar el 82 % de etano y 98 % de propano presente en la corriente de gas húmedo.

El proceso consta de los siguientes sistemas:

- Deshidratación
- Enfriamiento
- Fraccionamiento
- Recuperación de gas residual

Cuenta además con una sección de refrigeración para el enfriamiento y una de regeneración de deshidratadores.

Los productos principales son:

- Gas residual
- Gas LPG
- Gasolina

La planta se puede apreciar en la A.1 y recibe la carga de gas húmedo dulce de las plantas endulzadoras de gas I II a una presión de 965 psia y una temperatura de 95 °F, en un promedio de 150 MMpcsd.

El proceso criogénico pasa la carga de gas dulce húmedo en dos torres deshidratadoras (FA-32-110 A/B/C) para retirar la mayor cantidad de agua. La corriente de salida de estos equipos es gas dulce seco, a una presión de 840 psia y una temperatura de 120 °F.

La corriente de gas deshidratado inicia su etapa de enfriamiento, a través del tren de intercambiadores, mientras que el sistema de refrigeración como una aplicación del ciclo Carnot, cuenta con un compresor (GB-42-102 A A/B). El refrigerante usado es propano.

A cada proceso de enfriamiento e sigue un proceso de separación simple esta constituye la alimentación de la torre desetanizadora (DA-31-101) y aquí se separan por destilación.

El gas producto del domo de la torre desetanizadora (DA-31-101) cuya composición es 90 % mol de metano a esta corriente se le conoce como gas residual de alta presión

(130 MMpcsd), por su alta capacidad de enfriamiento (-75°C) esta corriente se usa para enfriar el gas deshidratado de carga.

Como producto de la segunda expansión se obtiene una corriente líquido-vapor que va a un separador simple; la fase vapor se llama gas residual de baja presión (12 MMpcsd) dado que su temperatura es de 17°C también sirve para enfriar el gas deshidratado de carga, la composición de dicha corriente es de 97% mol.

La torre desbutanizadora (DA-31-102) se obtiene 7880 Bl/día de propano-butano (LPG) a 51.7°C y 205 psia y gasolinas ligeras (C_{5+}) a 37.8°C y 205 psia.



Figura A.1: Planta criogénica

A.9.2. Descripción del proceso

Sección criogénica

Sistema de enfriamiento

La planta criogénica recibe el gas húmedo dulce de las plantas endulzadoras en el límite de las plantas baterías de este complejo a una presión de 66.8 Kg/cm^2 y una

temperatura de 38°C con un flujo de 150 MMpcsd, que cuenta con una válvula de corte rápido (NV-101) en caso de que allá una emergencia.

La corriente de entrada va al enfriador de gas de alimentación con agua (EA-21-118) a contracorriente con el gas preenfriado a 35 °C y 66.11 Kg/cm² que entra a un tanque lavador de gas de alimentación o separador de líquidos (FA-32-114) ,aquí se separan los hidrocarburos líquidos y agua que pudieron ser arrastrados por la corriente. El agua es enviada a drenaje cerrado y los hidrocarburos al quemador (LCV-130).

El gas dulce húmedo que sale del separador pasa por unos filtros de gas de entrada (FA-32-101) con el fin de separar posibles sólidos (sedimentos o parafinas), después la corriente de gas que ya no tiene condensados se envían a los deshidratadores (FA-32-110 A/B/C) para poder ser pasados a la etapa de adsorción, manteniendo a uno de ellos en etapa de regeneración o enfriamiento.

Sistema de deshidratación

El sistema de deshidratación se compone de torres empacadas (con mallas de alúmina activada, las cuales funcionan como adsorbente), este proceso permite reducir la cantidad de agua hasta en 0.1 ppm de agua, todo a esto a condiciones criogénicas. La deshidratación se lleva a cabo hasta lograr un punto de rocío de -101°C.

La corriente de gas (gas dulce) entra por el domo de la torre deshidratadora (FA-32-110 A/B/C) donde la malla molecular adsorberá el agua contenida (1000 a 1500 ppm), finalmente el flujo de gas que sale por el fondo, pasa por un filtro (FD-26-101) para prevenir el arrastre de polvo proveniente de la malla.

La corriente de salida del equipo anterior se le conoce como gas dulce seco que se encuentra a 59 Kg/cm² y una temperatura de 49°C.

Sistema de enfriamiento y expansión

El gas deshidratado se envía a enfriamiento progresivo, la corriente de entrada se pone en contracorriente con el gas residual, usando un *primer intercambiador de gas de carga/gas residual* (EA-21-101) de 65.8 Kg/cm² y 35 °C que fluye a contracorriente con el gas residual de salida.

Esta solución preenfriada es enviada a un *primer enfriador de gas de carga/refrigerante* (EA-21-102), aquí es enfriada a contracorriente con propano donde la temperatura es bajada a 4 °C y 65.1 Kg/cm², después pasa al *segundo intercambiador de gas de carga/gas residual* (EA-21-103) una vez que la temperatura baja a -18°C y 64.7 Kg/cm² la temperatura del gas baja.

Después pasa por el *segundo enfriador de gas de carga/refrigerante* (EA-21-104) usando tubos en contracorriente con propano hasta -34°C y 64 Kg/cm^2 , finalmente ingresa al *tercer intercambiador de gas de carga frío/gas residual* (EA-21-105) donde la corriente baja su temperatura a -45°C y 63.7Kg/cm^2 .

Una vez que el gas abandona el proceso anteriormente descrito, pasa a un proceso de separación simple donde por efecto de gravedad hay una separación de líquidos lo que constituye la alimentación a la torre desetanizadora (DA-31-101).

La corriente de gas dulce frío se expande instantáneamente por el efecto de una válvula de efecto **Joule Thompson** (PV-101) bajando la condiciones a 28.1 Kg/cm^2 y -68°C está corriente entra a un separador de dos fases (FA-32-103), el líquido resultante se envía a la torre desetanizadora (DA-31-101) mientras que la corriente de gas residual de baja presión abandona la parte superior del equipo a 27.8 Kg/cm^2

Una vez que la corriente pasa por válvula (LV-101-A) donde intercambia calor con el tercer intercambiador de *gas de carga frío/gas residual* (EA-21-105), por lo que este gas aumenta su temperatura a 40°C y 27.8 Kg/cm^2 , esta corriente se une a la corriente de gas residual remanente del separador (FA-32-104).

Esta mezcla pasa al *segundo intercambiador de gas de carga frío/gas residual* (EA-21-101) saliendo a una temperatura de 3°C , para finalmente entrar a contracorriente con al *primer intercambiador de gas de carga/gas residual* para finalmente salir a temperatura ambiente.

De la torre desetanizadora (DA-31-101) se obtiene un gas residual de composición 90 % mol, que se conoce como gas residual de alta presión a un flujo de 132 MMpcsd, dado que está corriente sale a -75°C se aprovecha para enfriar el gas deshidratado de carga.

Del separador simple también se obtiene una corriente de gas adicional la cual tiene una composición de 97 % mol, a esta corriente se le llama gas residual de baja presión con un gasto de 12 MMpcsd, dado que tiene una gran capacidad de enfriamiento al estar a 17°C se aprovecha para enfriar al gas deshidratado de carga.

Sistema de recompresión del gas residual

El gas residual de baja presión que sale del intercambiador (EA-21-102), se divide en dos corrientes, una se convierte en gas combustible de alto consumo con un flujo de 12 MMpcsd, mientras que la otra corriente de 132 MMpcsd que es rica en metano y etano que se encuentra a 30°C y 25.5 Kg/cm^2 es comprimida en turbocompresores (GB-42-101 A/B/C), para aumentar su presión a 70 Kg/cm^2 y 141°C .

Parte de la segunda corriente es tomada como alimentación del proceso de regeneración de los deshidratadores (FA-32-110 A/B/C) y la otra parte es enfriada a 30°C para entregar a 70 Kg/cm^2 en L.B.

La regeneración del deshidratador emplea como primera etapa a el gas residual de alta presión a 38°C y a la salida del calentador (BA-23-101) se detecta un aumento de temperatura de 200 °C se efectúa un cambio a gas caliente suministrando de la descarga de los compresores (GB-42-101 A/B/C) , ambas corrientes sujetas a un control de temperatura, cuando se alcanza una temperatura de 288 °F, saliendo entonces por el fondo del deshidratador, mientras que por el domo la corriente se enfría y pasa por un separador (FA-32-106).

Sistema de desetanización

La torre de desetanización (DA-31-101) que opera a 27.1 Kg/cm² está constituida por 32 platos del tipo de válvulas necesarios para efectuar el fraccionamiento. El calor es suministrado por los rehervidores (EA-21-107) y (EA-21-108) empleando aceite de calentamiento como fuente de calor.

Los vapores efluentes del domo de la torre se condensan parcialmente de -13 °C a -33°C a través del condensador (EA-21-106) el cual utiliza como medio de enfriamiento propano a temperatura de -37 °C, los gases no condensados y el líquido condensado proveniente del equipo (EA-21-106) que entra al acumulador de reflujo de la torre desetanizadora (FA-32-104) .

El gas residual que sale de este tanque para unirse a la corriente de gas residual que viene del intercambiador (EA-21-105) y el líquido condensado regresa a la torre desetanizadora (DA-31-101) por medio de la bomba (GA-41-102 A/B) con un control de flujo manteniendo una relación de reflujo de 1.6.

El equipo y sus condiciones de operación se muestran en las tablas: A.28, A.29, A.30, A.31, A.32, A.33.

Tabla A.28: Condiciones de operación del condensador del domo (EA-21-106)

Corriente	Dirección	°C
Gas Residual	entrada	-13
Gas Residual	salida	-33
Propano	entrada	-37
Propano	salida	-37

Tabla A.29: Acumulador de reflujo (FA-32-104)

Presión (Kg/cm²)	Temperatura (°C)
26.739	-33

Tabla A.30: Bomba de reflujo (GA-41-102 A/B)

Presión (Kg/cm ²)	Gasto (GPM)
2.46	325

Tabla A.31: Torre desetanizadora (DA-31-101)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Domo	27.1	-13
Fondo	27.3	93
Presión diferencial entre platos		0.0635 Kg/cm ²

Tabla A.32: Reboiler inferior (EA-21-107)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada superior	27.372	86
Entrada inferior	27.3	93

Tabla A.33: Reboiler superior (EA-21-108)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada superior	27.231	53
Entrada inferior	27.372	86

Sistema de desbutanización

El líquido que sale del fondo de la torre desetanizadora (DA-31-101) se manda a la torre desbutanizadora (DA-31-102) a una temperatura de 64°C y 14.5 Kg/cm², entrando por el plato 6.

Los vapores que salen del domo de la torre desbutanizadora (DA-31-102) se condensan de 63°C a 53 °C por medio de un condensador (EA-21-110) se reciben en un acumulador de la torre desbutanizadora (FA-32-105).

El líquido condensado regresa a control de flujo de la torre desbutnizadora (DA-31-102) por medio de la bomba (GA-41-103 A/B) manteniendo una relación de reflujo de 2.7, el líquido restante se envía como LPG (EA-21-112 A/B) usando agua de enfriamiento para alcanzar la temperatura de 38°C.

El líquido efluente del fondo de la torre desbutanizadora (DA-31-102) alcanza las condiciones de entrega a almacenamiento de 38°C y 4 Kg/cm² al pasar por el enfriador con agua (EA-21-111 A/B).

En las tablas A.34, A.35, A.37, A.38, A.39, A.40, A.41 se muestra el equipo correspondiente con sus respectivas condiciones de operación del sistema de desbutanización.

Tabla A.34: Torre desbutanizadora (DA-31-102)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Domo	13.73	62.8
Fondo	13.9	145

Tabla A.35: Reboiler (EA-21-109)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada superior	13.95	141
Entrada inferior	13.9	145

Tabla A.36: Condensador del domo (EA-21-110)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada	13.7	63
Salida	13.38	53

Tabla A.37: Bomba (GA-41-103 A/B)

Presión (Kg/cm ²)	Gasto (GPM)
2.8	550

Tabla A.38: Bomba (GA-41-104 A/B)

Presión (Kg/cm ²)	Gasto (GPM)
35.2	315

Tabla A.39: Bomba (GA-41-105 A/B)

Presión (Kg/cm ²)	Gasto (GPM)
41.8	50

Tabla A.40: Enfriador (EA-21-112 A/B)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada	15.82	53
Salida	15.11	38

Tabla A.41: Enfriador (EA-21-111 A/B)

Sección	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada	13.9	145
Salida	13.2	38

Sección de refrigeración

Sistema de refrigeración

El sistema de refrigeración se usa para suministrar enfriamiento a las corrientes de gas deshidratado en dos niveles de 2°C a 3.9 Kg/cm²*abs*, hasta -37 °C a 0.2 Kg/cm² man.

Para realizar dicho enfriamiento se utilizo propano de alta pureza en circuito cerrado, el sistema utilizado en está sección es del tipo de refrigeración mecánico, la compresión del refrigerante se lleva a cabo con dos turbocompresores impulsados por dos turbinas que operan en paralelo.

La refrigeración es un proceso cíclico, lo que permite al sistema operar continuamente, sin embargo es necesario vigilar si hay posibles pérdidas de refrigerante para poder sustituirlas.

El ciclo de regeneración se inicia en el acumulador de refrigerante (FA-32-107) que opera a 41°C y 12.85 Kg/cm², recibiendo propano de L.B.

El propano de refrigeración que sale de este recipiente se divide en dos corrientes, la primera se envía al enfriador de aceite del compresor de refrigeración (EA-21-119) y la segunda corriente requiere un nivel de 3.9 Kg/cm² y 2°C la cual proporciona refrigeración al enfriador de gas de alto nivel, es decir al primer enfriador de gas carga/refrigerante (EA-21-102).

El vapor producido en este equipo se une con la salida del enfriador de aceite del compresor de refrigeración (EA-21-119) y ambos alimentan al tanque de succión (FA-31-109).

El líquido remanente en el enfriador (EA-21-102), esta corriente se divide en dos corrientes que se expanden a 0.2 Kg/cm² man y -37°C una alimenta el condensador del domo de la torre desetanizadora (EA-21-106), mientras que la otra corriente entra al enfriador de gas de bajo nivel (EA-21-106).

Los vapores que salen de ambos equipos se unen y entran al tanque de succión de la primera etapa (FA-21-108) y de ahí se llevan a la primera etapa de los compresores de refrigeración (GB-42-102 A/B)

La descarga de los compresores se unen a los vapores provenientes del tanque (FA-32-109) y entran a la segunda etapa del compresor, finalmente la descarga del compresor que sale a 13.2 Kg/cm² man y 67 °C, que se condensa en el enfriador con agua (EA-21-115 A/B/C/D) a 12.85 Kg/cm² man y 41°C enviándose al acumulador (FA-32-107).

Sistema de regeneración

El gas utilizado en la regeneración es enfriado hasta 35°C en el enfriador EA-21-114 pasando por un filtro separador FA-32-106 donde son atrapados algunos líquidos arrastrados del proceso de regeneración.

La regeneración de los deshidratadores FA-32-110 A/B/C, se lleva a cabo por un "timer". Los deshidratadores tienen un tiempo de 6:10 hrs, este tiempo esta mostrado en la tabla A.42

Tabla A.42: Condiciones en los límites de la batería

Proceso	Tiempo
Regeneración	4 hr
Enfriamiento del horno	10 min
Enfriamiento del deshidratador	2 hr

El gas residual para regeneración se obtiene de las descargas de los compresores (GB-42-101 A/B/C) que pasa por el enfriador de gas residual (EA-21-113 A/B) a 70 Kg/cm² y 35 °C, para entrar al horno de calentamiento de gas (BA-23-101) para la regeneración.

El flujo aproximado debe de ser de 10 a 15 MMpcsd controlado por la válvula (PV-123), el gas se calienta a 288°C con 70 Kg/cm², pasando entonces por el regenerador por la parte inferior para liberar el agua que absorbió la malla molecular, abandonando el deshidratador por la parte superior, fluyendo por la coraza del enfriador de gas de regeneración (EA-21-114) en contracorriente con agua bajando la temperatura de 288 °C a 35 °C y 70 Kg/cm².

El gas enfriado es enviado la separador de gas de regeneración (FA-32-106) que arrastra el gas de regeneración, controlando el nivel con la válvula (LV-116) que drena el piso, si hay hidrocarburos se mandan a drenaje cerrado.

El gas se envía al separador por la parte superior, controlando el flujo de gas a regeneración entre 10 a 15 MMpcsd con la válvula (FV-118).

El agua entra al enfriador de gas de regeneración (EA-21-114) a 32 °C y sale a 45 °C, aquí puede haber un calentamiento en el equipo por falta de agua.

A.9.3. Requerimientos de servicios auxiliares

Gas combustible

El gas residual de la planta se encuentra a 15.5 Kg/cm² a 29 °C, en la tabla A.43 se muestra las condiciones de consumo.

Tabla A.43: Condiciones en los límites de la batería

TAG	Equipo	Presión (Kg/cm²)	Consumo normal (Mpcsd)	Consumo máximo (Mpcsd)
BA-23-101	Calentador de gas de regeneración	1.13	406.78	507.73

Metanol

El inhibidor de hidratos de metano utilizado en la planta es metanol, utilizando un gasto de 1500 lt/hr.

Agua de enfriamiento

En las tablas A.44 y A.45 se muestran las condiciones y los equipos que utilizan el agua de enfriamiento.

Tabla A.44: Condiciones del agua de enfriamiento

Condición	Presión (Kg/cm²)	Temperatura (°C)
Suministro	4.2	25
Retorno	2.0	115

Tabla A.45: Equipo utilizado para el agua de enfriamiento

TAG	Equipo
EA-21-115 A/B/C/D	Enfriador de gas residual de las turbinas GB-42-102
EA-21-118	Enfriador de gas de alimentación

A.9.4. Criterios generales de diseño del proceso

Capacidad

La capacidad de diseño de la planta es de 150 MMpcsd mientras que la capacidad mínima de operación de la planta es de 50 % de la capacidad de diseño (75 MMpcsd).

Integración

La planta es compatible con las plantas de endulzamiento por aminas ahí instaladas de las cuales se encargarán de recibir el gas de carga, además de tener la capacidad para enviar LPG y gasolinas ligeras al área de almacenamiento de productos.

Deshidratación

Se contará con un sistema de alúmina H-151 y mallas moleculares 4A para la deshidratación del gas de carga.

La capacidad global de adsorción para diseño es de 4.3 lb de agua /100 lb adsorbente, el punto de rocío requerido a la salida de los deshidratadores es de -150 °F.

El sistema de deshidratación consta de tres deshidratadores, dos de ellos estarán en adsorción y el otro en proceso de calentamiento/regeneración.

Los tiempos de adsorción / regeneración se muestran en la tabla A.46.

Tabla A.46: Tiempos de adsorción/ regeneración

Proceso	Tiempo (hr)
Adsorción	8.00
Depresionamiento	0.10
Calentamiento	4.00
Enfriamiento	2.00
Presionamiento	0.10

El sistema contará adicionalmente con la inyección de metanol para evitar la formación de hidratos, el cual será inyectado a razón de 1500 lts/día.

Criterios de diseño térmico

Se usará agua como medio de enfriamiento.

El aceite de calentamiento es utilizado para dar los requerimientos de energía a los rehervidores de la torre desetanizadora y la torre desbutanizadora.

Enfriamiento

El enfriamiento del gas de carga se llevará a cabo aprovechando al máximo las bajas temperaturas de las corrientes de gas residual que se obtienen en el proceso utilizando propano a dos niveles de temperatura como medio de refrigeración auxiliar.

Compresores

Se cuenta con tres compresores para la recompresión del gas residual de alta presión, dos están en paralelo y el otro queda como relevo.

El sistema de refrigeración se tiene un compresor operando y uno de relevo. Los compresores son del tipo centrífugo, accionados por turbinas de potencia.

A.10. Variables de control y operación

Las variables de operación y control más importantes son

- Flujo
- Presión
- Temperatura
- Humedad de gas de carga
- Inyección de metanol

Los valores y comentarios pueden ser modificados por el personal técnico o con el tiempo.

A.10.1. Flujo

La planta opera con un flujo de 150 MMpcsd, sin embargo puede operar con 75 MMpcsd que es el valor mínimo operacional.

Si el flujo es diferente al normal, los flujos en toda la planta variarían proporcionalmente a dicho gasto.

Hay diferentes controladores de relación de flujo entre ellos:

- Líneas de entrada al primer enfriador carga/gas residual de alta presión EA-21-101
- Líneas de entrada al primer enfriador carga/refrigerante EA-21-102 y segundo enfriador carga/refrigerante EA-21-104
- Líneas de entrada al cuarto enfriador carga/gas residual alta presión EA-21-105.

El flujo de carga a la planta se fija con los controladores PIC-101, localizado en la salida del tercer enfriador carga/gas residual alta presión (EA-21-105) y en la entrada del tanque separador de dos fases vapor/líquido (FA-32-103).

Las válvulas relacionadas con el flujo de los trenes de enfriamiento FV-102A y FV-102B, permanecerán abiertas ya que la relación de diámetros en las tuberías de entrada a los enfriadores correspondientes proporciona la relación de flujo requerida para obtener las condiciones de diseño.

A.10.2. Presión

La presión en el cabezal de gas dulce está en función directa de las cargas de gas amargo manejado en las plantas endulzadoras de gas.

La presión del gas de carga puede variar entre 67.5-70 Kg/cm², y la presión será controlada de la siguiente forma:

- La presión alta (65 Kg/cm²) favorece la operación de secado de los deshidratadores y mejora el enfriamiento producido en la primera expansión del gas.
- La presión del tren de enfriamiento será controlada por medio de un control de presión que toma la señal a la salida de los deshidratadores (FA-32-110 A/B/C) actuando sobre el primer compresor (GB-42-101).
- La presión entre la descarga del primer compresor GB-42-101 A y el segundo compresor GB-42-101 B se controla con el PCV-108 cuya señal está tomada del domo del lavador de gas FA-32-113.
- El controlador de presión PDV-120 actúa sobre el gobernador del segundo compresor GB-42-101 B, y sobre la válvula PCV-108 manteniendo un rango de 3 a 9 psia.

A.10.3. Temperatura

La temperatura en el proceso está controlada por medio de un buen control de la presión.

La temperatura a la entrada de los deshidratadores no deberá ser mayor de 35°C para evitar una entrada excesiva de agua.

La temperatura del fondo de la torre desetanizadora DA-31-101 será controlada por el rehervidor de balance EA-21-107.

A.10.4. Humedad del gas deshidratado

La humedad del gas requerida a la salida de los deshidratadores deberá ser tal que el analizador de humedad señale no más de 0.01 ppm.

A.10.5. Inyección de metanol

El metanol deberá de ser inyectado en diferentes puntos del proceso durante la operación normal para evitar la formación de hidratos. Los puntos de inyección serán:

- A la entrada de los intercambiadores del tren de enfriamiento
- A la succión de los compresores
- A la succión de la torre desetanizadora (GA-41-102 A/B)

Apéndice B

Operación de un módulo de compresión

B.1. Generalidades

B.1.1. Descripción de la plataforma

En la sonda de Campeche existen complejos de proceso, para la producción de gas uno de estos complejos se muestra en la figura B.1 está conformado por cinco plataformas:

- Habitacional
- Perforación
- Producción
- Compresión
- Enlace

La Plataforma de Compresión de Gas está diseñada para comprimir y acondicionar el gas amargo procedente de la plataforma de producción, con la finalidad de enviarlo a tierra.

Esta plataforma tiene una capacidad de manejo de gas de 7.645 m³D (270 MMpcsd).

Esta plataforma está constituida por las siguientes secciones:

- Sección de compresión
- Sección de endulzamiento de gas

- Sección de deshidratación de gas
- Sección de tratamiento de agua aceitosa
- Servicios auxiliares



Figura B.1: Complejo de proceso marino

Sección de compresión

La función de esta sección es elevar la presión del gas amargo producido en la plataforma de producción, con el objetivo de llevar el gas amargo a tierra.

Esta sección está conformada por cuatro módulos de compresión de los cuales tres se encuentran operando continuamente mientras que el cuarto se activa en caso de emergencia.

Cada módulo está constituido por dos compresores centrífugos, accionados por una turbina de gas. Los dos compresores tienen un arreglo para formar tres etapas de compresión, con enfriamiento y separación en cada una de ellas.

La primera etapa tiene la función de comprimir el gas procedente del separador de baja presión, la alimentación de este separador proviene de otra etapa de separación de la plataforma de producción.

El gas descargado de esta etapa, se une con succión de la segunda etapa de compresión, en estas etapas se comprime el gas procedente de los separadores de alta presión, los que a su vez reciben su carga a partir de la primera etapa de separación de la plataforma de producción.

Sección de endulzamiento de gas

En esta sección se eliminan los gases ácidos presentes en el gas, para que pueda ser utilizado como combustible en los equipos de la plataforma.

Para realizar dicho tratamiento se utilizan plantas con proceso de Girbotol, empleándose como amina la dietanolamina (DEA) para la absorción de gases ácidos.

La sección de endulzamiento recibe parte de la carga de los módulos de compresión, pasa por la absorción de los gases ácidos y una vez retirados, el gas se distribuye a diversos equipos de la plataforma para ser utilizado como combustible y distribuido dentro de la misma a través de la red de gas combustible.

Sección de deshidratación de gas

La sección de deshidratación elimina el agua contenida en el gas amargo que se recibe de la sección de compresión, para que tenga las condiciones necesarias para su envío a tierra.

Dicho tratamiento tiene como finalidad evitar la corrosión y la formación de hidratos dentro de la tubería de transporte a tierra. Para realizarlo, se usa una planta de deshidratación utilizando como absorbente al trietilenglicol (TEG).

Sección de tratamiento de agua aceitosa

Esta sección elimina el agua líquida de diferentes equipos, el ácido sulfhídrico y el aceite antes de retornarla al mar.

Para ello se dispone de un separador agua-gas-aceite, el agua es separada alimenta a una torre en la que se elimina el sulfhídrico mediante agotamiento con gas inerte, si el agua es libre de contaminantes se envía al mar, el gas es enviado al quemador y el aceite se recupera.

Servicios auxiliares

Para que la plataforma pueda operar se cuenta con los siguientes servicios auxiliares:

- Generación de gas inerte
- Almacenamiento y distribución de diésel
- Distribución de gas combustible
- Suministro y distribución de agua de mar
- Producción y distribución de agua potable
- Recuperación de aceite residual
- Sistema de recuperación y estabilización de condensados
- Aceite de calentamiento
- Compresión y distribución de aire para instrumentos y servicios
- Inyección de agentes químicos
- Almacenamiento de DEA y TEG
- Sistemas de desfogue
- Generación y distribución de energía eléctrica
- Acondicionamiento de aire
- Sistemas de seguridad
- Sistemas de intercomunicación y telecomunicación
- Grúa

B.2. Proceso de compresión

Los módulos de compresión hacen que el gas amargo proveniente de dos fuentes de diferente presión alcancen un nivel común de presión, para poder mover todo el gas desde la plataforma hasta tierra firme.

Cada módulo consta de dos compresores centrífugos montados en un solo eje y accionados por una turbina de gas.

La fuente de gas de baja presión que llega desde la plataforma de producción, entra al módulo a 21.7 psia y 150 °F, primero entra a un rectificador-separador de primera

etapa (V-1013) con la finalidad de retener cualquier líquido que la corriente haya arrastrado, para que pase a la primera etapa de compresión (K-101).

En esta etapa el gas eleva su presión a 74.6 psia y su temperatura es de 170 °F, para que el gas continúe su trayecto es necesario bajar su temperatura para ello se envía a un enfriador tipo soloaire (E-1L1) bajando su temperatura a 150 °F.

El flujo saliente de este enfriador se une con la corriente de alta presión y es pasado a través de un rectificador de succión de la segunda etapa (V-102) con la finalidad de detener cualquier líquido después se envía a la segunda etapa de compresión en el compresor (K-102) en etapa la presión se eleva hasta 278.5 psia y la temperatura 230°F.

El gas es enviado al enfriador de segunda etapa (E-102) para abatir su temperatura a 110 °F, de dicho enfriador (E-102) el flujo de gas se dirige al separador trifásico (V-103), para retener los líquidos formados por la condensación producida por la caída de temperatura del gas.

De ahí se envía a la tercera etapa de compresión (K-103) este compresor aumenta la presión hasta 1230 psi y la temperatura a 260 °F, el gas se dirige al enfriador (E-103) para bajar su temperatura a 120 °F.

El gas debe pasarse a un separador de descarga (V-104) con el fin de separar los condensados formados en la esta última etapa de enfriamiento, después la carga se envía a el cabezal de descarga para poder transportarlo a otras secciones de la plataforma.

Los líquidos del separador de descarga final (V-104), se llevan a otro separador de tres fases (V-105), para poder separar el gas del líquido para poder maximizar la recuperación del gas.

Para evitar el fenómeno de **surge** en cada una de las etapas de compresión se encuentra instalada una válvula controladora de inestabilidades (válvula "anti-surge." "válvula de recirculación"). La válvula FCV-151 para la primera etapa, la válvula FCV-152 para la segunda etapa y la tercer válvula FCV-153 detiene la tercera etapa. Cuando el flujo de entrada decae en cada etapa a cierto limite preestablecido, las válvulas se abren y permiten recircular parte del gas con el fin de mantener un flujo de entrada adecuado en cada una de las etapas evitando con ellos cualquier surge.

La válvula controladora de recirculación de la primera etapa también controla la entrada de el gas de alta presión para aumentar su flujo si se da el caso de que disminuya, o que se detenga el flujo de gas de baja presión.

El proceso se puede apreciar en la figura B.2 como un diagrama simple del sistema de compresión.

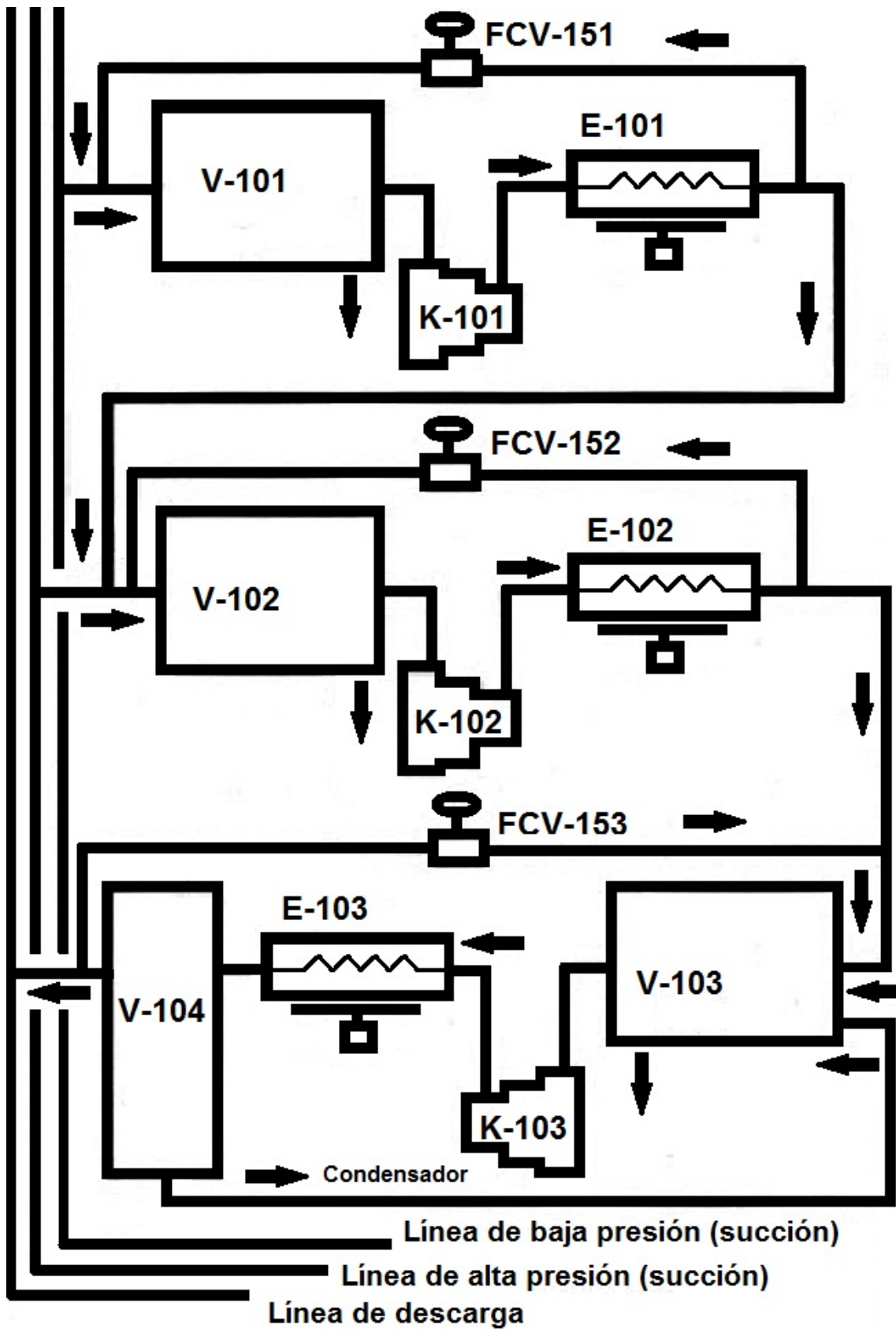


Figura B.2: Diagrama de bloques del proceso de compresión

B.3. Sistema de gas combustible

B.3.1. Proceso

El módulo requiere un suministro de gas combustible seco dulce recibido a una presión entre 700-1050 psia y a una temperatura que ronda los 60-130 °F, es entregado a través de un cabezal común de gas combustible.

Las funciones principales del gas combustible son la de servir como fuente de energía a la turbina de gas, actuar como medio de arranque de la turbina de gas y como gas amortiguador (gas dulce de sellos) en los compresores de gas de proceso.

Para cumplir con las funciones ya dichas el gas combustible requiere de un tratamiento que incluye filtrado, calentamiento, regulación, venteo, para poder ser entregado al compartimento de la turbina y compresores a una presión de 550 psia.

B.3.2. Suministro y tratamiento del gas combustible

El gas combustible ingresa al módulo a través de una válvula de paro de emergencia neumática ESD-221, localizada cerca del cabezal de gas combustible; es un mecanismo que se cierra cuando hay alguna falla y actúa como válvula de bloqueo crítica del combustible del módulo.

Cuando se energiza la solenoide KY-221 esta válvula se abre para suministrar gas combustible al sistema, luego el gas combustible pasa por tubería a los calentadores de gas combustible E-221 y E-222 que producen un aumento controlado de la temperatura.

El gas calentado se regula a la presión de entrada es decir a 550 psia, mediante los reguladores de presión PCV-221 y PCV-222, que operan en paralelo.

Las presiones de 550 psia y 535 psia, respectivamente, se establecen usando los tornillos de ajuste; bajo condiciones normales, el regulador de 550 psia controla y el regulador de 535 psia opera solo bajo demanda, cuando la presión disminuye a un nivel inferior del punto de ajuste.

La válvula de alivio PSV-223, es ajustada a 615 psia, que protege en caso de una sobrepresión después de los reguladores.

El gas combustible regulado a 550 psia pasa a la unidad de filtrado/separación del gas combustible (V-221), tiene un control automático de nivel, protecciones sobre nivel e indicadores de presión diferencial.

El gas combustible limpio y regulado que sale, se le mide su temperatura y presión, y se suministra al compartimento de la turbina para ser usado como combustible y como gas de arranque, y al compartimento de los compresores como gas amortiguador. La válvula neumática de purga BDV-222 actúa como derivador del flujo para el control de calentamiento del gas combustible.

Apéndice C

Contexto operacional de un centro de proceso marítimo

C.1. Generalidades

C.1.1. Descripción del centro de proceso

El centro de proceso está integrado por tres plataformas, una de perforación, de producción y una habitacional, como se muestra en la figura C.1



Figura C.1: Centro de procesamiento

Este centro de proceso se diseñó para realizar la separación de 250 mil barriles por día de crudo (MBPD) y envío de 216 millones de pies cúbicos estándar por día de gas amargo (MMpcsd), proveniente de otras plataformas.

Actualmente la plataforma procesa 250 MBPD de crudo y 190 MMpcsd de gas amargo con la recuperación de aproximadamente 6.0 MMpcsd de gas por la estabilización del crudo.

El aceite estabilizado se envía a la unidad flotante de producción, almacenamiento y descarga (Floating Production Storage and Offloading, FPSO) mientras que el gas amargo se envía a los Centros de Proceso usando una plataforma de enlace.

En la figura C.2 se presenta un diagrama general de como es tratada la producción

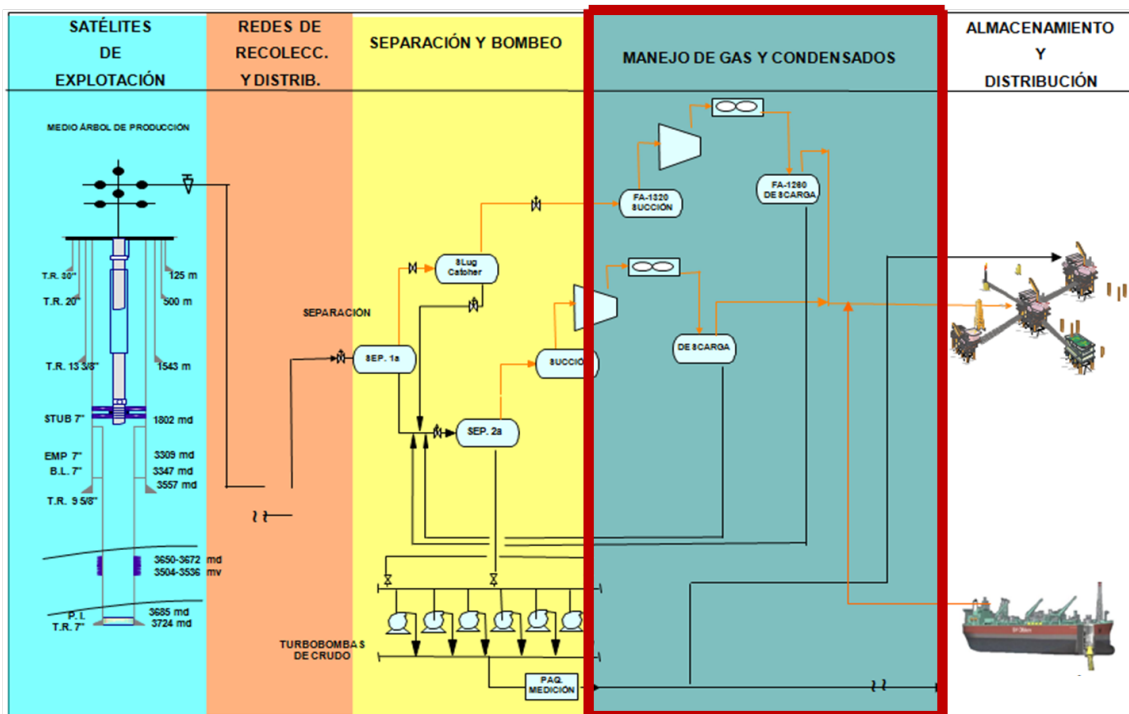


Figura C.2: Diagrama de producción de la plataforma

En la plataforma se realizan los siguientes procesos:

- Proceso de separación
- Proceso de bombeo
- Proceso de compresión
- Proceso de nitrógeno

Proceso de separación El proceso de separación del crudo se encuentra dividido en dos fases, inicia en los separadores de primera etapa, después es enviado al separador de segunda etapa que se encuentra, después de ser estabilizado el crudo se bombea a los Centros de Proceso.

El gas amargo obtenido del separador de primera etapa es enviado al un depurador, que además recibe el gas de los separadores remotos, para después ser enviado a los equipos de compresión para su envío a otras plataformas.

Proceso de bombeo En la plataforma se tienen instalada 6 turbobombas de 50 MBPD cada una, para el envío del aceite hacia al barco FPSO y al Centro de Proceso.

Proceso de compresión La plataforma cuenta con 3 turbocompresores de 72 MMpcsd cada uno, para el envío de gas amargo a los Centros de Proceso.

Proceso de nitrógeno En la plataforma se recibe del Centro de Proceso nitrógeno a alta presión para su inyección a los pozos.

C.2. Equipos

En esta sección se hará mención de los sistemas relacionados con el manejo del gas.

C.2.1. Sistema de compresión

En la tabla C.1 se muestran los equipos del sistema de bombeo.

Tabla C.1: TAG del sistema de compresión

TAG	Descripción	Capacidad (MMpcsd)
TC TAURUS 1 KPB2	Turbocompresores Booster	72
TC TAURUS 2 KPB2	Turbocompresores Booster	72
TC TAURUS 3 KPB2	Turbocompresores Booster	72
TC SATURNO 1 KPB2	Turbocompresores	10
TC SATURNO 2 KPB2	Turbocompresores	10

C.2.2. Sistema de separación

En la tabla C.2 se muestran los equipos del sistema de separación

Tabla C.2: TAG del sistema de separación

TAG	Descripción	Capacidad
FA-1100	Separador de primera etapa	165 MBPD
FA-1200	Separador de segunda etapa	270 MBPD
FA-1000	Rectificador	250 MMpcsd

C.2.3. Sistema de compresión de aire

En la tabla C.3 se muestran los equipos del sistema de compresión de aire.

Tabla C.3: TAG del sistema de compresión de aire

TAG	Descripción	Capacidad(m ³ /min)
GB-2700A	Motocompresor de aire 1 KPB2	13.07
GB-2700B	Motocompresor de aire 2 KPB2	13.07
PA-25501	Compresor de aire	11.35
PA-25501-R	Compresor de aire	11.35

C.3. Descripción del proceso

C.3.1. Separación y bombeo de crudo

El crudo es alimentado a la plataforma de producción a través de un oleoducto de 24 (pg) de diámetro con 2.1 km de longitud con dos recibidores de diablos HR-1610 y HR-1620 para capturar a los diablos utilizados para limpieza interior de estos oleoductos ascendentes.

El crudo procedente de estas plataformas fluye a un cabezal de 36 (pg), con una presión de 2.5 Kg/cm² y se alimenta al Separador de Producción de 2ª etapa, FA-1200, (utilizando las válvulas de control de nivel LV-1200 y LV-1200A) este Separador opera a una presión de 0.65 Kg/cm².

Después de la estabilización del crudo de 13 °API en el separador de 2ª etapa FA-1200 (separación del gas del aceite), el aceite se mide y es bombeado, a la plataforma de enlace a través de un oleoducto de 30 (pg) de diámetro y 7.2 km de longitud, de donde se enviará al centro de proceso a través de otro oleoducto de 30(pg) x 16.2 km para su distribución.

El gas amargo separado es comprimido y enviado por tubería de 36 (pg) a la plataforma de perforación donde se enviará a través de un gasoducto de 36 (pg) x 7.2 km a la plataforma de enlace existente hacia el Centro de Proceso.

El vapor obtenido en el separador FA-1200 es enviado al sistema de compresión de recuperación de vapores (L-1200 A/B) mientras que el aceite crudo separado en el FA-1200 es transportado por las turbobombas de crudo (GA-1200 A/F) que operan a una presión de descarga en el rango de 40 y 80 Kg/cm².

El nivel del líquido se mantiene mediante los controladores de nivel LIC-1200 y LIC-1203 que actúan sobre las válvulas LV-1200 y LV-1200A, localizadas en la alimentación general al Separador FA-1200 y en el paquete de recirculación de la línea de descarga general de las turbobombas GA-1200 A/F.

C.3.2. Sistema de recuperación de vapor

El gas producido en el Separador de 2ª. etapa (FA-1200) alimenta al cabezal de succión de los recuperadores de vapor (VRU) (L-1200 A/B), de los dos trenes de compresión, uno se encuentra en operación y el otro funciona como relevo, el gas separado se mide a la salida del separador de 2ª etapa y posteriormente previa medición se desvía al quemador.

El cabezal de succión opera a 0.6 Kg/cm² aquí el gas alimenta al separador de succión del compresor en operación, (FA-1220 A/B) donde se remueve cualquier líquido presente y este es enviado al tanque de drenaje cerrado mediante una válvula de control de nivel.

Del separador de succión (FA-1220 A/B) el gas pasa al compresor GB-1200 A/B, para ser comprimido de 0.6 Kg/cm² a 13.0 Kg/cm² y 125 °C. El gas comprimido es posteriormente enfriado por un enfriador soloaire (EC-1260 A/B) hasta alcanzar 49°C y de ahí pasa al separador de descarga (FA-1260 A/B), los líquidos allí recuperados son enviados al separador de succión (FA-1220 A/B) por una válvula de control de nivel y el gas comprimido es enviado al cabezal de descarga del compresor Booster de gas amargo.

La línea de descarga de cada uno de los compresores Booster (GB-1300 A/C) a través de la cual se derivará hasta el 30 % del flujo másico para aprovechar su carga térmica como medio de calentamiento al Sistema de Acondicionamiento de Gas Combustible

(L-2600).

El gas amargo se alimenta al Intercambiador de calor de gas amargo EA-2600 controlado por temperatura, a través de una válvula controlada por la temperatura de salida del gas combustible, el controlador de temperatura también recibe y envía señal a los compresores de vapor recuperado GB-1200 A/B y compresores de gas amargo GB-1300 A/B/C, para ajustar válvula de control de alimentación por temperatura.

Los separadores de succión y descarga cuentan con control de nivel en caso de que se tenga formación de líquidos. Los líquidos descargados mediante la válvula de control se envían del separador de descarga al de succión y del de succión al tanque de drenaje cerrado.

La compresión se lleva a cabo en una etapa y la variación de velocidad controla la presión de succión. La presión mínima de descarga es controlada mediante la válvula de control PV-1318 en el cabezal de descarga de gas amargo.

Se cuenta además con una recirculación desde el cabezal general de descarga de los compresores para prevenir una baja presión de succión.

C.3.3. Compresor de Gas Amargo Booster

El gas amargo es alimentado a la plataforma de producción a través de diversos gasoductos donde hay dos recibidores de diablos HR-1630 y HR-1640 para capturar a los diablos utilizados para limpieza interna de estos gasoductos ascendentes.

Las líneas de alimentación de gas amargo provenientes de limite de batería se integran en un cabezal de 36 (pg), a una presión de operación de 3.8 Kg/cm² y 45 °C, el cual es la línea de alimentación al rectificador FA-1000, dicho rectificador tiene como finalidad recuperar los líquidos formados en los gasoductos; los líquidos separados se controlan por nivel y se envían al cabezal de alimentación del Separador de 2^a etapa.

El gas amargo procedente del domo del rectificador se envía al Sistema de compresión de gas amargo, (L-1300 A/B/C) usando un cabezal de 36 (pg) . La capacidad normal para cada tren de compresión es de 72 MMpcsd. Normalmente la plataforma operando con tres trenes, a un promedio de 150 MMpcsd, sin embargo, cuando exista una sobreproducción de gas, se podrán comprimir hasta 216 MMpcsd para cambiar la presión de 3.5 a 13.5 Kg/cm² operando los tres paquetes de compresión.

El cabezal de 36 (pg) suministra el gas amargo a una temperatura de 45 °C y presión de 3.5 Kg/cm² hacia los enfriadores de succión (EC-1320 A/B/C), donde el gas es llevado a una temperatura de 49°C y alimentado a los separadores de succión (FA-1320 A/B/C), donde se eliminan los condensados que pudieran generarse; estos

líquidos son enviados al sistema de drenaje cerrado (FA-2200) mediante una válvula de control de nivel.

Del separador de succión (FA-1320 A/B/C), el gas pasa a la succión del compresor (GB-1300 A/B) para ser comprimido de aproximadamente 3.5 a 13.5 Kg/cm² y 126.4 °C. El gas comprimido es posteriormente enfriado por un soloaire (EC-1360 A/B/C) a una temperatura de 49°C y de ahí pasa al separador de descarga (FA-1360A/B/C), los líquidos allí recuperados son enviados al separador de succión por una válvula de control de nivel. El gas es enviado al cabezal de descarga de gas amargo.

De la línea de descarga del compresor de gas amargo, antes de ser enfriado se toma una línea de 8 (pg) de gas amargo caliente para elevar la temperatura del gas combustible del sistema de acondicionamiento de gas (L-2600), mediante el intercambiador de calor de gas combustible EA-2600.

Los separadores de succión y descarga cuentan con control de nivel en caso de que se tenga formación de líquidos. Los líquidos descargados mediante la válvula de control se envían del separador de descarga al separador de succión y finalmente al tanque de drenaje cerrado.

La compresión se lleva a cabo en una etapa y la variación de velocidad del compresor controlará la presión de succión. La presión mínima de descarga se mantiene mediante una válvula en el cabezal de descarga de gas amargo.

C.3.4. Acondicionamiento de gas de bombeo neumático

Variables de operación y control del proceso

Presión En el diseño y operación del sistema de acondicionamiento y distribución de gas de instrumentos se cuenta con el gas residual de la red de bombeo neumático a las condiciones de presión necesarias para cada uno de los servicios.

Lo anterior se lleva a cabo mediante 3 válvulas controladoras de presión instaladas en la alimentación al acumulador de gas de instrumentos, en los cabezales de regulación del gas de instrumentos y en el depurador.

El FA-1500 cuenta con dos interruptores de presión (PSH y PSL- 1510) los cuales en el momento que se alcance alta (9.5 Kg/cm²) o baja presión (3 Kg/cm²) envían señal de cierre a las válvulas de corte.

Temperatura Para tener un mejor control en la temperatura del cabezal y en el separador, las expansiones se llevan a cabo en tres etapas, donde la temperatura disminuye hasta 9°C y no existe un control para evitar esta disminución. En los cabezales de alimentación al FA -1500 se instalaron dos indicadores de temperatura

el TI -1501 y el TI- 1502, adicionalmente se instaló el indicador TI 1500 en el rectificador.

Nivel El nivel en el Acumulador de gas de instrumentos FA- 1500 se controla a través de una válvula de control (LV- 1501) la cual recibe señal de los interruptores de alto (LSH- 1501) y bajo (LSL- 1501) abriendo y cerrando cuando se alcanzan los niveles máximo y mínimo respectivamente.

El rectificador FA-1500 cuenta con el interruptor (LSH- 1510) mismo que envía señal de cierre a las válvulas de corte SDV -1500 y 1501 en el momento que alcance muy alto nivel este recipiente.

Medición El flujo de gas de bombeo neumático que se recibe en la plataforma se registra en el FR-1500 y se indica en el FQI- 1500 ambos se instalan en la línea de alimentación.

C.4. Insumos y productos

En la figura C.3 se muestran los insumos y productos de la plataforma, además de enunciar las características, calidad y disponibilidad de los mismos.

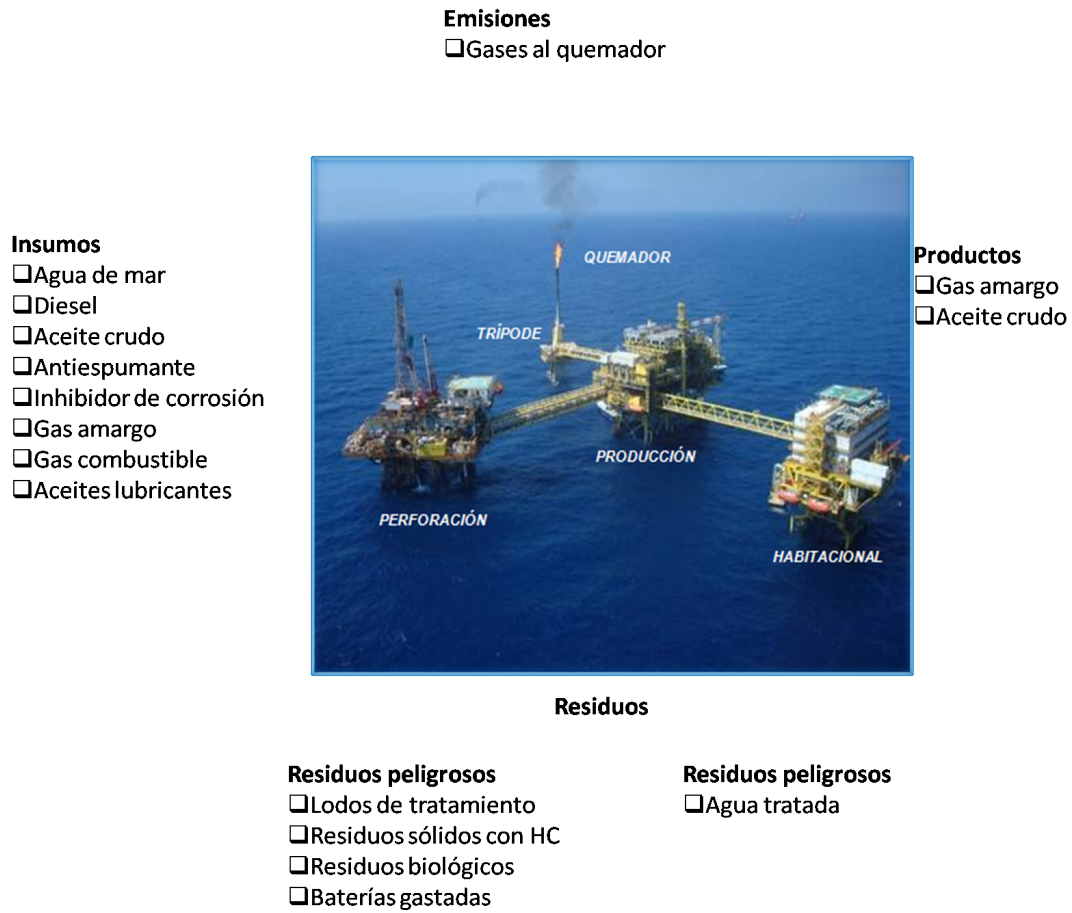


Figura C.3: Diagrama de entrada y salida de la plataforma

C.4.1. Insumos

Agua de Mar

El agua de mar se utiliza en los sistemas contra incendio del Centro de Proceso, las características de este líquido son descritos en la tabla C.4.

Tabla C.4: Características del agua de mar

Fluido	Densidad relativa	Salinidad (ppm)	pH
Agua de mar	1.025	35000-45000	7.0

Diésel

El diésel es un insumo que utilizan las máquinas de combustión interna del complejo como grúas, bombas contra incendio y compresores. Sus características se describen en la tabla C.5 .

Tabla C.5: Características del diésel

Fluido	Densidad API	Color ASTM	Viscosidad (cP)	pH
Diésel	40	2.0	2	5.0

Aceite crudo

El aceite crudo producido en el Centro de Proceso por el proceso de separación tiene la denominación crudo pesado. Se presentan los siguientes parámetros de calidad en la tabla número C.6

Tabla C.6: Características del aceite crudo

Fluido	Densidad API	% de agua y sedimentos	Salinidad (lbs/MBI)	Viscosidad (cP)	P _{VR} (psi)
Aceite pesado	14	0.025-0.5	50-100	90-120	3-5

Gas Amargo

Los principales componentes del gas amargo son metano, ácido sulfhídrico, las características del gas amargo se describen en la tabla C.7.

Tabla C.7: Características del gas amargo

Fluido	Densidad relativa	Color	Olor	Solubilidad
Gas amargo	0.91	Incoloro	Ácido sulfhídrico	0.0

Gas combustible

Es el gas que suministra la energía a los sistemas de compresión, sus características se muestran en la tabla C.8

Tabla C.8: Características del gas combustible

Fluido	Densidad relativa	Color	PM (gr/mol)	Olor	Solubilidad en agua
Gas combustible	0.717	Incoloro	16.04	Incoloro	3.5 % a 17 °C

C.4.2. Emisiones

Gases del Quemador

El quemador de Alta y Baja Presión que maneja el desfogue de gas amargo, diseñado para manejar 257.5 MMpcsd, actualmente se emiten Gases a la atmósfera en un promedio de 9 MMpcsd.

El propósito del quemador ecológico y convencional es convertir vía la combustión, todo el desfogue de gases peligrosos especialmente el H₂S y otros hidrocarburos ligeros, en productos seguros, como se muestra en la tabla C.9 , en cantidades aceptables por la regulación vigente en México.

Tabla C.9: Gases del quemador

Dióxido de nitrógeno	Dióxido de carbono	Vapor de agua	Dióxido de azufre
NO ₂	CO ₂	H ₂ O	SO ₂

C.4.3. Productos

Gas amargo

El gas amargo, proveniente de las plataformas satélites es enviado como producto en forma independiente, a una presión que varía entre 10-15 Kg/cm² hacia los centros de proceso.

Las características de este producto, están descritos en la tabla C.7

Aceite crudo

La función principal del Centro de Proceso es separar a condiciones bajas de presión la mezcla de aceite crudo y gas amargo, proveniente de las plataformas satélites enviando en forma independiente el aceite crudo y gas amargo.

Como producto, el aceite crudo es enviado al barco FPSO en un rango de presión de 3 a 17 Kg/cm² o a otro complejo a una presión que varía entre 45 y 75 Kg/cm² y con un grado API de 14.4, un contenido de agua porcentual variable entre 0.025 y 0.033.

Los parámetros de calidad de este producto, están descritos en la tabla C.6.

C.4.4. Residuos

En el centro de proceso se tiene la jerarquización de aspectos ambientales mediante el cual se tiene identificado las actividades en donde se generan los residuos peligrosos, los cuales se clasifican en los siguientes grupos:

- Residuos sólidos impregnados con hidrocarburos
- Residuos de pintura, solventes, lodos, limpiadores y residuos provenientes de las operaciones de recubrimiento, pintado y limpieza
- Baterías gastadas y residuos de componentes eléctricos
- Residuos líquidos contaminados con hidrocarburos y/o aceites gastados
- Residuos peligrosos biológicos

Los residuos peligrosos están clasificados en los siguientes grupos de acuerdo a la NOM-052-SEMARNAT-2005

Agua Tratada

Sobre la línea de agua tratada que sale del Separador (FD-2301), están instalados tres transmisores de contenido de aceite (0-100 ppm), de la cantidad de sólidos (0 a 300 mg/l de turbidez) y del pH (2 a 14).

La señal de los analizadores de cantidad de sólidos y de pH, únicamente son informativos, no efectúan ninguna acción de paro en este Sistema.

Las características generales del Agua Tratada se muestran en la tabla C.10

Tabla C.10: Características del agua residual

Fluido	Aceite	Sólido	pH
Agua Tratada	Menor a 15 ppm	0 - 300 ppm	6-9

Apéndice D

Especificaciones para el transporte de gas

El gas para que pueda ser procesado debe cumplir con parámetros específicos, cumpliendo con la calidad

Si el gas es amargo (con alto contenido de H_2S y CO_2) entonces

Tabla D.1: Especificaciones del gas amargo para su transporte

Parámetro	Unidad	Método	Valor
Ácido sulfhídrico	% vol	ASTM-D4468/89	2.8 % máximo
Nitrógeno	% vol	ASTM-D1945	2.0 % máximo
Dióxido de carbono	% vol	ASTM-D1945	3.2 % máximo
Oxígeno	% vol	ASTM-D1945	0.5 % máximo
Temperatura	° C	-	45 °C máximo
Material sólido, líquidos	-	-	libre

Tabla D.2: Especificaciones que debe cumplir el gas dulce

Parámetro	Unidad	Método	Valor
Contenido de H_2S	ppm	ASTM-D4084/88	4.0 máximo
Contenido de CO_2	ppm	ASTM-1945/81	2500 máximo

Tabla D.3: Especificaciones que debe cumplir el gas en ductos²

Características	Método	Unidad ¹	Especificaciones	
			Máximo	Mínimo
Poder calorífico (C _p)	ASTM D-1826	Kcal/m ³ MJ/m ³	8460 35.39	-
Contenido de licuables	ASTM D-1945	lts/m ³	-	0.059
Nitrógeno + Dióxido de carbono	ASTM D-1945	%vol	-	3
Ácido Sulfhídrico	ASTM D-4468	mg/m ³ ppm	-	6.1 8.0
Azufre total	ASTM D-4468	mg/m ³ ppm	-	528 200
Humedad	ASTM D-4468	mg/m ³	-	112
Temperatura	-	K	-	323
Oxígeno	ASTM D-1945	%vol	-	0.5
Líquidos	-	-	Libre	
Material sólido	-	-	Libre de polvos, gomas	

1. Las unidades han sido puestas de acuerdo a NOM-001-SECRE-2003
2. Los valores están de acuerdo con la NOM-001-SECRE-2003, publicada el 29 de marzo de 2004

Apéndice E

Especificaciones para el gas en México

Las especificaciones comerciales que están vigentes en México se pueden clasificar de la siguiente manera

Tabla E.1: Clasificación del gas amargo húmedo en México ¹

Gas amargo húmedo		
Componente	Cantidad	Unidades
H_2O	Saturado	lb de H_2O /MMpcsd
$N_2 + CO_2$	3.0 max	% mol
H_2S	4.5 min	ppm
C_{3+}	10.6 min	Bl/MMpcsd

Tabla E.2: Clasificación del gas amargo seco en México ¹

Gas amargo seco		
Componente	Cantidad	Unidades
H_2O	7	lb de H_2O /MMpcsd
$N_2 + CO_2$	3.0 máx	% mol
H_2S	4.5 min	ppm
C_{3+}	10.6 max	Bl/MMpcsd

Tabla E.3: Clasificación del gas dulce húmedo en México ¹

Gas dulce húmedo		
Componente	Cantidad	Unidades
H_2O	Saturado	lb de H_2O /MMpcsd
$N_2 + CO_2$	3.0 max	% mol
H_2S	4.4 max	ppm
C_3+	10.6 min	Bl/MMpcsd

Tabla E.4: Clasificación del gas dulce seco en México ¹

Gas dulce seco		
Componente	Cantidad	Unidades
H_2O	7	lb de H_2O / MMpcsd
$N_2 + CO_2$	3.0 máx	% mol
H_2S	4.5 máx	ppm
C_3+	10.5 máx	Bl/MMpcsd

1. Especificaciones del gas de acuerdo a Petróleos Mexicanos

Apéndice F

Términos

Absorción (*Absorption*). Proceso mediante el cual una sustancia es retenida por otra.

Batería de separación (*Separation battery*). Una serie de plantas o equipos de producción que se encarga de separar los componentes líquidos de los gaseosos en un sistema de recolección, los separadores pueden ser verticales, horizontales y esféricos. La separación se lleva a cabo principalmente por acción de la gravedad.

Bombeo neumático (*Gas lift*). Sistema artificial de producción en el cual se introducen al pozo válvulas especiales colocadas en la tubería de producción y a través de las cuales se inyecta gas a presión que mezclado con el petróleo, contribuye a que éste ascienda hasta la superficie al reducir la carga hidrostática.

Cabezal (*Wellhead*). Equipo de control ajustado en la boca del pozo, se utiliza para controlar el flujo y prevenir explosiones y consiste de tuberías, válvulas, tomacorrientes, preventores de explosión.

Criogénico (*Cryogenic Process*). Proceso de refrigeración, al que se somete el gas con el fin de recuperar en forma líquida los componentes más pesados que el metano (principalmente etano) En su operación se utilizan Turbo - Expansores que disminuye la temperatura del gas y separa mediante licuefacción los líquidos contenidos en él, bajo estas condiciones es posible separar 60-86 % de los hidrocarburos ligeros.

Estación de compresión (*Compressor station*). Alojados los equipos compresores que suministran al gas la presión necesaria para su transporte, así como su acondicionamiento y mantener su presión y flujos especificados.

Gas amargo (*Sour gas*). Gas que contiene hidrocarburos cantidades apreciables de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono (mayores a 50 ppm).

Gas asociado (*Associated gas*). Es el gas que se encuentra en contacto y/o disuelto en el petróleo crudo del yacimiento. Este puede ser clasificado como gas de casquete

(libre) o gas en solución (disuelto).

Gas de bombeo neumático (*Gas lift*). Gas que se inyecta a la tubería de producción del pozo, a través de válvulas especiales para disminuir la densidad de la columna hidráulica en la tubería.

Gas dulce (*Sweet gas*). Es el gas que contiene hidrocarburos y bajas cantidades de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono.

Gas húmedo (*Wet gas*). Es el gas que contiene más de 3 gal/Mpcsd de hidrocarburos líquidos.

Gas natural (*Natural gas*). Es una mezcla de hidrocarburos ligeros (metano principalmente) que cumple con los requisitos mencionados en el apéndice C el cual es utilizado para uso doméstico en industrias, generación de electricidad y como gas lift.

Gas no asociado (*Non associated gas*). Gas que se encuentra en reservas que no contienen aceite.

Planta de Absorción (*Absorption plant*). Planta utilizada para recuperar condensables del gas, absorbiendo los hidrocarburos a partir del etano y más pesados mediante aceite de absorción seguido por la separación del líquido absorbente de los líquidos (etano más).

Planta endulzadora (*Sweetening plant*). Planta en la que se separan los gases ácidos del gas amargo o de condensados.

Referencias

- [1] Campbell J.M., 1992.Gas conditioning and processing.
- [2] Guo B., Lyons W.C., Ghalambor A., 2007.Petroleum production engineering a computer- assisted approach
- [3] Kelland M. A., 2014.Production chemicals for the oil and gas industry.
- [4] Kerry F. G., 2007.Industrial gas handbook gas separation and purification.
- [5] Kindnay A. J., Parrish W. R., 2006.Fundamental of natural gas processing.
- [6] Kohl A., Nielsen R.,1997.Gas purification.
- [7] Lyons W.C., Plisga G.J. 2005.Standars handbook of petroleum & natural gas engineering.
- [8] Maddox R. N., Sheerar L.F., 1982.Gas condition and processing Volume 4 gas and liquid sweetening.
- [9] Maldonado Estrella M. P., 2006. Evaluación de procesos para endulzamiento del gas de producción, Tesis de licenciatura UNI.
- [10] Martínez M.J., 1994.Endulzamiento del gas natural.
- [11] Martinez Velazquez F., 1987. Manejo y tratamiento de gas natural, Tesis de licenciatura UNAM.
- [12] Mokhatab S., Poe W. A. y Speight J. G., 2006.Handbook of natural gas transmission and processing.
- [13] Schön H., 2014.Handbook of purified gases.
- [14] Stewart M., Arnold K., 2011.Gas dehydration field manual.
- [15] Velázquez Carmona G., 2013. Análisis de condiciones para prevenir la formación de hidratos en líneas de inyección de gas en pozos con sistema de bombeo neumático, Tesis de maestría UNAM.
- [16] Wang X., Economides M., 2009.Advanced natural gas engineering.