



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTILÁN

*“EVALUACIÓN TÉCNICA DE UNA PLANTA
ENDULZADORA DE GAS AMARGO”*

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A :
ARMANDO RAÚL LEYVA VELÁZQUEZ

ASESOR: I.Q. ISMAEL NUÑEZ BARRÓN

CUAUTILÁN IZCALLI, EDO. DE MÉX.

2011



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
 UNIDAD DE ADMINISTRACION ESCOLAR
 DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.
 ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS
 SUPERIORES CUAUTITLAN



DRA. SUEMI RODRIGUEZ ROMO
 DIRECTORA DE LA FES CUAUTITLAN
 PRESENTE

ATN:L.A. ARACELI HERRERA HERNANDEZ
 Jefa del Departamento de Exámenes
 Profesionales de la FES Cuautitlán.

Con base en el Art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la Tesis:

Evaluación Técnica de una Planta Endulzadora de Gas Amargo

Que presenta el pasante Armando Raúl Leyva Velázquez

Con número de cuenta: 300290581 para obtener el título de:

Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlan Izcalli, Mex. a 12 de enero de 2011.

PRESIDENTE IQ. Rafael García Nava

VOCAL MC. Carlos Alberto Morales Rojas

SECRETARIO IQ. Ismael Núñez Barrón

1er SUPLENTE MI. Arturo Ortega Díaz

2º SUPLENTE MI. Julio César Morales Mejía

DEDICATORIAS

A mis padres por ser un ejemplo de vida, por enseñarme que no existen límites cuando se tiene determinación, perseverancia e interés. Por brindarme día a día la motivación necesaria para salir adelante, por brindarme palabras de aliento cuando las necesite, por sufrir en mis fracasos y celebrar en mis éxitos. Por compartir conmigo su sabiduría y experiencia. Por todo su amor, comprensión y cariño, MIL GRACIAS.

A mis hermanos, por todo el apoyo que me brindaron durante mi preparación universitaria, por enseñarme a través del ejemplo la importancia que es tener una preparación y ética profesional. Por ser además de mis hermanos mis mejores amigos y por estar en las buenas y en las malas a mi lado. Por ser un ejemplo a seguir.

A mis amigos, por apoyarme en todo momento de manera incondicional y contar con ustedes, por esos momentos de felicidad y convivencia que hacían olvidar los problemas. Por sus consejos y por enseñarme que siempre existen varias maneras de ver las cosas.

A mis seres queridos por brindarme el apoyo para seguir adelante, su optimismo y por creer en mí.

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México por permitirme ser parte de su comunidad, por brindarme la oportunidad de prepararme para orientar mis esfuerzos al servicio de la humanidad. Por darme las herramientas necesarias para poder ser una mejor persona y así poder lograr mis metas. Por inculcarme sus valores de universitarios de honestidad, esfuerzo y honor.

A la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán por abrirme sus puertas y formar parte de su gran familia. Por ser el lugar en el cual encontré además de compañeros, verdaderos amigos.

Al I.Q Ismael Núñez Barrón por compartirme su experiencia y sabiduría. Por apoyarme en todo momento y enseñarme lo importante de tener pasión por lo que uno hace, por ser Ingeniero Químico.

A Dios por hacer todo esto posible.

A todas aquellas personas que de manera directa o indirecta participaron en la realización de este trabajo; que aunque no sean nombradas de manera particular no significa que sean menos importantes sino por el contrario, todas ellas hicieron valiosas aportaciones a este trabajo.

GRACIAS POR TODO.



ÍNDICE GENERAL

INTRODUCCIÓN	xiii
OBJETIVOS	xvi
CAPITULO I. GAS AMARGO	1
1.1 Definición de gas amargo	
1.2 Fuentes de producción de gas amargo en una refinería	
1.3 Composición típica de los gases amargos	
CAPITULO II. ENDULZAMIENTO	5
2.1 Generalidades	
2.2 Tipos de tecnologías de endulzamiento	
2.3 Clasificación de las tecnologías de endulzamiento de gas amargo	
2.3.1 Tecnologías de endulzamiento regenerativas	
2.3.1.1 Tecnología de absorción con solventes químicos	
2.3.1.2 Tecnología de absorción con soluciones de sales alcalinas	
2.3.1.3 Tecnología de absorción con solventes físicos	
2.3.1.4 Tecnología de absorción-oxidación con líquidos	
2.3.1.5 Tecnología con absorción-conversión directa	
2.3.1.6 Tecnología de absorción con lechos sólidos	
2.3.2 Tecnologías de endulzamiento no regenerativas	
2.4 Nuevas tecnologías de endulzamiento de gas amargo	
2.4.1 Tecnología de membranas	



CAPITULO III. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE LAS TECNOLOGÍAS DE ENDULZAMIENTO

27

3.1 Generalidades

3.2 Tecnologías con solventes químicos

3.2.1 Procesos con soluciones de aminas

3.2.1.1 Monoetanolamina (MEA)

3.2.1.2 Dietanolamina (DEA)

3.2.1.3 Trietanolamina (TEA)

3.2.1.4 Metildietanolamina (MDEA)

3.2.1.4.2 Degradación y corrosión

3.2.1.5 Diglicolamina

3.2.1.6 SNPA-DEA

3.2.2 Procesos con soluciones de carbonato de potasio

3.2.2.1 Proceso con carbonato de potasio caliente

3.2.2.2 Proceso Bienfield

3.2.2.3 Proceso Bienfield Hi Pure

3.2.2.4 Soluciones activadas de carbonato de potasio

3.2.2.5 Proceso Flexsorb HP

3.2.2.6 Proceso Giammarco-Vetrocoke

3.3 Tecnologías con solventes físicos

3.3.1 Proceso Selexol

3.3.2 Proceso Ifpexol

3.3.3 Proceso Sulfinol

3.3.4 Proceso Rectisol

3.3.5 Proceso Purisol

3.3.6 Proceso con solvente Fluor

3.3.7 Proceso Estasolvan

3.4 Otras tecnologías

3.4.1 Proceso con base formaldehido

3.4.2 Proceso con base cáustica

3.4.3 Proceso con sosa cáustica

3.4.4 Proceso Amisol

3.5 Tecnologías de lecho sólido

3.5.1 Proceso fierro esponja

3.5.2 Proceso con óxido de fierro (lodo dulce)

3.5.3 Proceso con lodo de óxido de zinc

3.5.4 Proceso con mallas moleculares

3.6 Tecnologías de conversión directa

3.6.1 Proceso Sulfa-Treat



- 3.6.2 Proceso Lo-Cat
- 3.6.3 Proceso Carusorb 200

3.7 Comparación de los procesos de Endulzamiento

- 3.7.1 Interpretación de resultados

CAPITULO IV. DETERMINACIÓN DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO EMPLEANDO EL PROCESO “GIRBOTOL” **96**

- 4.1 Generalidades
- 4.2 Caso de estudio en la torre absorbadora
- 4.3 Casos de estudio en la torre regeneradora
- 4.4 Caso de estudio del efecto de la presión en el asentador de amina rica
- 4.5 Caso de estudio de la influencia de la relación H_2S/DEA de la torre absorbadora en el proceso

CAPITULO V. EVALUACIÓN TÉCNICA DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO (INGENIERÍA BÁSICA CONCEPTUAL) **116**

- 5.1 Generalidades
- 5.2 Bases de diseño
- 5.3 Descripción del proceso
- 5.4 Criterios de diseño
- 5.5 Diagrama de flujo de proceso
- 5.6 Balance de materia y energía
- 5.7 Requerimiento de agentes químicos y servicios auxiliares
- 5.8 Diagrama de balance de servicios auxiliares
- 5.9 Lista de equipo
- 5.10 Hojas de datos y especificación de equipo de proceso

CONCLUSIONES **208**

ANEXO A. PROPIEDADES DE LAS ETANOLAMINAS **212**

ANEXO B. EQUILIBRIOS DE CO_2 Y H_2S EN SOLUCIONES **228**

ACUOSAS DE MEA Y DEA A DIFERENTES

CONCENTRACIONES

BIBLIOGRAFÍA **235**

GLOSARIO **239**



ÍNDICE DE FIGURAS Y GRÁFICOS

Figura 1.1 Esquema típico de una refinería	3
Figura 2.1 Efectos del H ₂ S y del CO ₂ en las tuberías	9
Figura 2.2 Proceso de absorción con solventes químicos	15
Figura 2.3 Proceso de absorción con soluciones de sales alcalinas	17
Figura 2.4 Proceso de absorción con solventes físicos	19
Figura 2.5 Proceso de absorción – oxidación con líquidos	20
Figura 2.6 Proceso con membrana	22
Figura 2.7 Esquema de solubilidad y difusividad a través de una membrana simple	23
Figura 3.1 Estructura molecular de aminas	31
Figura 3.2 Proceso convencional con aminas	34
Figura 3.3 Proceso simplificado con diglicolamina (DGA)	42
Figura 3.4 Proceso convencional de carbonato de potasio	45
Figura 3.5 Proceso Benfield Hi Pure	47
Figura 3.6 Proceso Giammarco-Vetrocoke con regeneración de vapor	52
Figura 3.7 Proceso original Selexol	55
Figura 3.8 Proceso simplificado Selexol	56
Figura 3.9 Proceso simplificado Ifpexol	58



Figura 3.10 Proceso simplificado con solvente flúor	63
Figura 3.11 Proceso con óxido de fierro (lodo dulce)	75
Figura 3.12 Proceso simplificado Sulfa-treat	82
Figura 3.13 Proceso simplificado Lo-cat	86
Figura 4.1 Diagrama de flujo de proceso del simulador PRO-II	98
Grafico 4.1 Remoción de H ₂ S con respecto a la presión de operación	100
Gráfico 4.2 Relación de la temperatura de fondos con respecto a la presión de operación	104
Gráfico 4.3 Sensibilidad de la carga térmica en el rehervidor y en el condensador con respecto a la relación de reflujo	105
Gráfico 4.4 Sensibilidad de H ₂ S/DEA con respecto a la relación de reflujo	108
Gráfico 4.5 Relación entre la cantidad de solución de DEA y el cociente de H ₂ S/DEA	114



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Composición típica del gas amargo dependiendo de la planta productora	4
Tabla 3.1 Propiedades de las aminas	35
Tabla 3.2 Selectividad de los procesos de endulzamiento	89
Tabla 3.3 Aspectos de selección del proceso de la tecnología	91
Tabla 3.4 Escala de calificación de atributos	91
Tabla 3.5 Criterios para definir la calificación en cada aspecto	92
Tabla 3.6 Comparación de los procesos de endulzamiento	93
Tabla 4.1 Composición y condiciones del gas amargo	99
Tabla 4.2 Influencia de la presión de operación en el endulzamiento	100
Tabla 4.3 Influencia de la presión de operación en la relación H ₂ S/DEA con una relación de reflujo constante	103
Tabla 4.4 Influencia de la relación de reflujo en el comportamiento de la torre regeneradora de amina	105
Tabla 4.5 Consumo de servicios auxiliares (vapor de agua y agua de enfriamiento)	106
Tabla 4.6 Efecto de la relación de reflujo en el diámetro de la torre regeneradora	107
Tabla 4.7 Efecto de la relación de reflujo en la carga térmica del rehervidor y la relación H ₂ S/DEA	108
Tabla 4.8 Influencia del número de plato teórico de alimentación en el comportamiento de la torre regeneradora de amina	109
Tabla 4.9 Criterios de diseño de la torre regeneradora de amina	110
Tabla 4.10 Tabla de comparación de la presión de operación con la cantidad de de HC's recuperados en el asentador	111



Tabla 4.11 Condiciones de operación de los equipos	112
Tabla 4.12 Influencia del valor de H_2S/DEA de la torre absorbadora en el proceso	113
Tabla 4.13 Condiciones finales de operación de la planta endulzadora de gas amargo	115

INTRODUCCIÓN



INTRODUCCIÓN

El gas combustible generalmente contiene compuestos indeseables siendo los contaminantes más típicos el vapor de agua, el monóxido y bióxido de carbono y los contaminantes de azufre; sulfuro de carbonilo y principalmente el ácido sulfhídrico (H_2S), los cuales deben eliminarse antes de transportar, procesar, utilizar o vender el gas combustible.

Para la utilización del gas amargo como combustible, es necesario disminuir el contenido de H_2S y de CO_2 a un valor relativamente bajo y económicamente factible, con el fin de evitar problemas de corrosión que pudieran presentarse durante su transportación, así como en los equipos donde se utiliza y minimizar efectos ambientales.

Además de estos factores, debe tomarse en cuenta que durante su transporte y su distribución, el gas deberá estar dentro de condiciones que permitan un manejo seguro del mismo.

Debido a esta necesidad de eliminar los compuestos contaminantes de los gases amargos para su posterior uso como gas combustible se desarrollo el proceso para eliminarlos denominado “endulzamiento” el cual consiste en la absorción de estos contaminantes mediante el empleo principalmente de un solvente.

Con el paso del tiempo, las exigencias en el aspecto ambiental cada vez se vuelven más rigurosas por lo que los procesos cada vez tienen que responder con dichas exigencias. Esta normatividad no solamente se limita al gas combustible sino a cualquier tipo de combustible como pueden ser: gasolina, diesel, turbosina, gas combustible, LPG por citar algunos.

Debido a lo anterior, el proyecto a desarrollar va encaminado a mostrar lo necesario que es tener el máximo aprovechamiento del equipo disponible para el endulzamiento de gas amargo, y obtener así la óptima utilización de este gas como combustible mediante el desarrollar de un proyecto de ingeniería a nivel conceptual.



La función de estas plantas es la de reducir a un mínimo el contenido de los gases ácidos (ácido sulfhídrico – H_2S y Bióxido de Carbono – CO_2) para permitir el uso del gas como combustible. Se utiliza el proceso Girbotol con Dietanolamina (DEA), y la especificación del gas combustible oscila entre 20 y 50 ppm peso de H_2S .

Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta un rango de partes por millón, pero no son económicos cuando la concentración del gas ácido es muy alta. Otros procesos no resultan económicos para tratar grandes volúmenes de gas, debido a la relación costo-beneficio que estos ofrecen.¹⁵

OBJETIVOS



El objetivo principal de este trabajo es el siguiente:

- Llevar a cabo la evaluación técnica de una planta endulzadora de gas amargo mediante la aplicación de tópicos de ingeniería de proceso en la ejecución de documentos técnicos de Ingeniería Básica Conceptual.

Este objetivo principal trae consigo objetivos secundarios como son:

- Dar un panorama general de los procesos y tecnologías actualmente existentes en el mercado para el endulzamiento de gas amargo así como sus ventajas y desventajas de cada uno de ellos.
- Establecer las condiciones óptimas de operación en base a la realización de estudios de sensibilidad de las principales variables de operación.
- Diseñar una planta que cumpla con la normatividad para el gas combustible.
- Realizar algunos documentos clave de la Ingeniería de Diseño de Proceso (IDP) de la planta como son: bases de diseño, hoja de datos de los equipos de proceso, diagrama de flujo de proceso, etc.
- Empleo de un simulador de procesos comercial especializado (“PRO-II”) con el fin de llevar a cabo análisis técnicos y de sensibilidad del proceso que permitan definir las mejores condiciones de operación para la ejecución del balance de materia y energía de la planta de endulzamiento de gas amargo.

CAPÍTULO I

GENERALIDADES

En éste capítulo se habla del gas natural y su obtención, de los procesos de separación y acondicionamiento para su adecuación como gas combustible, particularmente del proceso de endulzamiento. Se enuncia la definición de conceptos y términos, como la del gas natural: tipos, características y clasificación, con la finalidad de ver la importancia que tiene el proceso de endulzamiento de gas amargo.



1.1 Definición de gas amargo.

Al gas amargo lo podemos definir como gas natural o cualquier otro gas que contiene cantidades significativas de sulfuro de hidrógeno (H_2S). Usualmente, un gas es considerado amargo cuando contiene más de 5.7 miligramos de H_2S por metro cúbico de gas, lo cual es equivalente a 4 ppm en volumen aproximadamente. (Por otro lado, al gas que no contiene una cantidad significativa de H_2S se le conoce como “gas dulce”).

Aunque los términos gas amargo y gas ácido son empleados de manera indistinta, estrictamente hablando, un gas amargo es cualquier gas que contenga cantidades significativas de sulfuro de hidrógeno, por otra parte se considera como un gas ácido aquel gas que contiene cantidades significativas de gases ácidos tales como el dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno. Por lo tanto el dióxido de carbono por si mismo es un gas ácido pero no es un gas amargo.

El gas de refinería es una mezcla de gases ligeros generados en varias unidades de proceso de la refinería. Los gases ligeros se recogen y procesan en primer lugar en una unidad de proceso de gases para recuperar todos los componentes más pesados de alto valor añadido que puedan estar presentes, así como para eliminar la mayor parte de los compuestos de azufre tales como el H_2S . Los gases ligeros restantes se utilizan luego como combustible en hornos de proceso y calderas. México tiene campos productores de petróleo con alto contenido de H_2S a diferencia de otros países productores.

1.2 Fuente de producción de gas amargo en una refinería.

La producción de gas amargo en una refinería no se limita a una sola fuente sino que proviene de varias fuentes o mejor dicho de varias plantas como se muestra en el diagrama siguiente en el cual se representan las plantas típicas que conforman una refinería (Figura 1.1).



Cabe aclarar que en este esquema tenemos de manera explícita las fuentes que producen gas ácido como es el caso de las plantas de hidrotreatmento de hidrocarburos amargos. No debemos olvidar que el gas combustible que se produce en las otras plantas también es gas amargo debido al contenido de H₂S y CO₂. Es por ello que es sometido al proceso de endulzamiento para eliminar estas impurezas y así cumplir con la normatividad vigente acerca de la cantidad máxima que puede contener para ser usado como gas combustible.

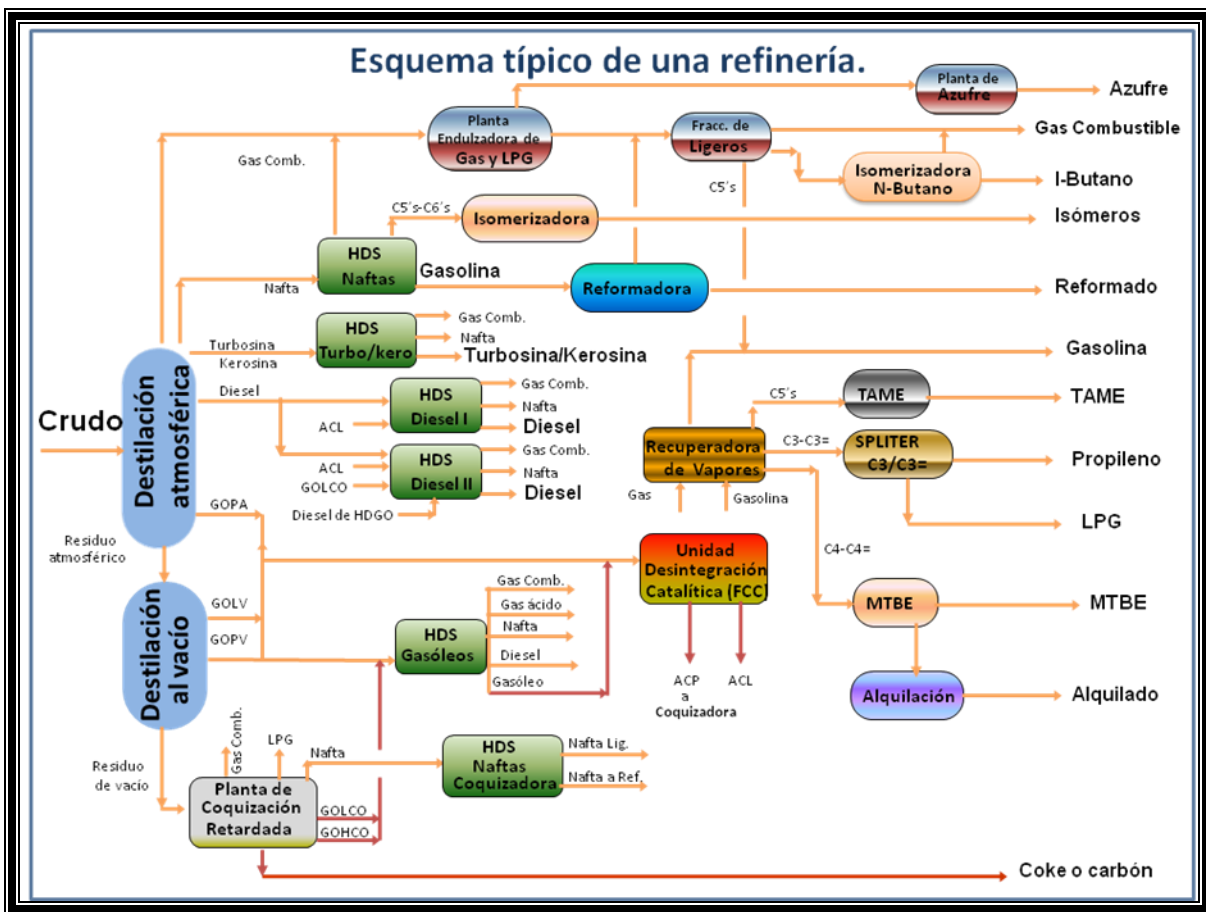


Figura 1.1 Esquema típico de una refinera.

Las principales plantas que generan gas amargo en una refinera son las siguientes:

- Planta de Destilación Combinada
- Planta Hidrosulfuradora de Naftas
- Planta Hidrosulfuradora de Turbosina
- Planta Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios



- Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos
- Planta de Coquización Retardada
- Planta FCC
- Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización

Para el presente trabajo se va a considerar el gas amargo proveniente de una planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios (base gasóleo ligero primario).

1.3 Composición típica de los gases amargos.

En la tabla 1.1 se muestra la composición típica del gas amargo la cual va a depender de la planta de la cual proceda. La composición química real puede variar considerablemente debido a las diversas unidades de procesamiento que aportan gases ligeros al gas. Debido a esta fluctuación era una práctica habitual que las refinerías instalaran analizadores en línea, para hacer un seguimiento en el valor del poder calorífico, y obtener un mejor control de hornos y calderas.

Compuesto	Planta Combinada	Planta FCC	Planta de Coquización Retardada	Planta HDS de Gasóleos	Planta HDS de Naftas de Coquización	Planta HDS de Naftas	Planta HDS de Turbosina	Planta HDS de Destilados Intermedios
	Por ciento mol	Por ciento mol	Por ciento mol	Por ciento mol	Por ciento mol	Por ciento mol	Por ciento mol	Por ciento mol
Ácido Sulfhídrico, H ₂ S	(1)	10.2	4.09	6.22	4.13	2.64	14.4	7.5
Hidrógeno, H ₂	0	32	37.77	79.48	38.09	33.119	31.342	86.32
Metano, C1	43.55	22.4	10.13	2.56	10.33	13.865	23.884	2.9
Etileno, C ₂ =	0	6.3	0	0	0	0	0	0
Etano, C ₂	22.8	14.5	16.81	1.46	16.81	16.009	14.668	1.2
Propileno, C ₃ =	0	7.6		0	0	0	0	0
Propano, C ₃	4.87	4.9	12.30	2.56	12.27	15.070	8.42	0.07
I-Butano, I-C ₄	4.47	0	4.20	0.73	4.19	3.863	1.242	0.022
N-Butano, N-C ₄	23.6	2.1	2.73	1.46	2.72	8.62	1.296	0.02
C ₅ +	0.114	0	9.50	2.93	9.11	6.814	4.748	0.06
Agua, H ₂ O	0.471	0	2.34	1.83	2.35	0	0	1.908

Tabla 1.1. Composición típica del gas amargo dependiendo de la planta productora.

(1) En una refinería el valor típico de este tipo del H₂S en este tipo de corrientes es de 18,600 ppm en peso de H₂S

CAPÍTULO II

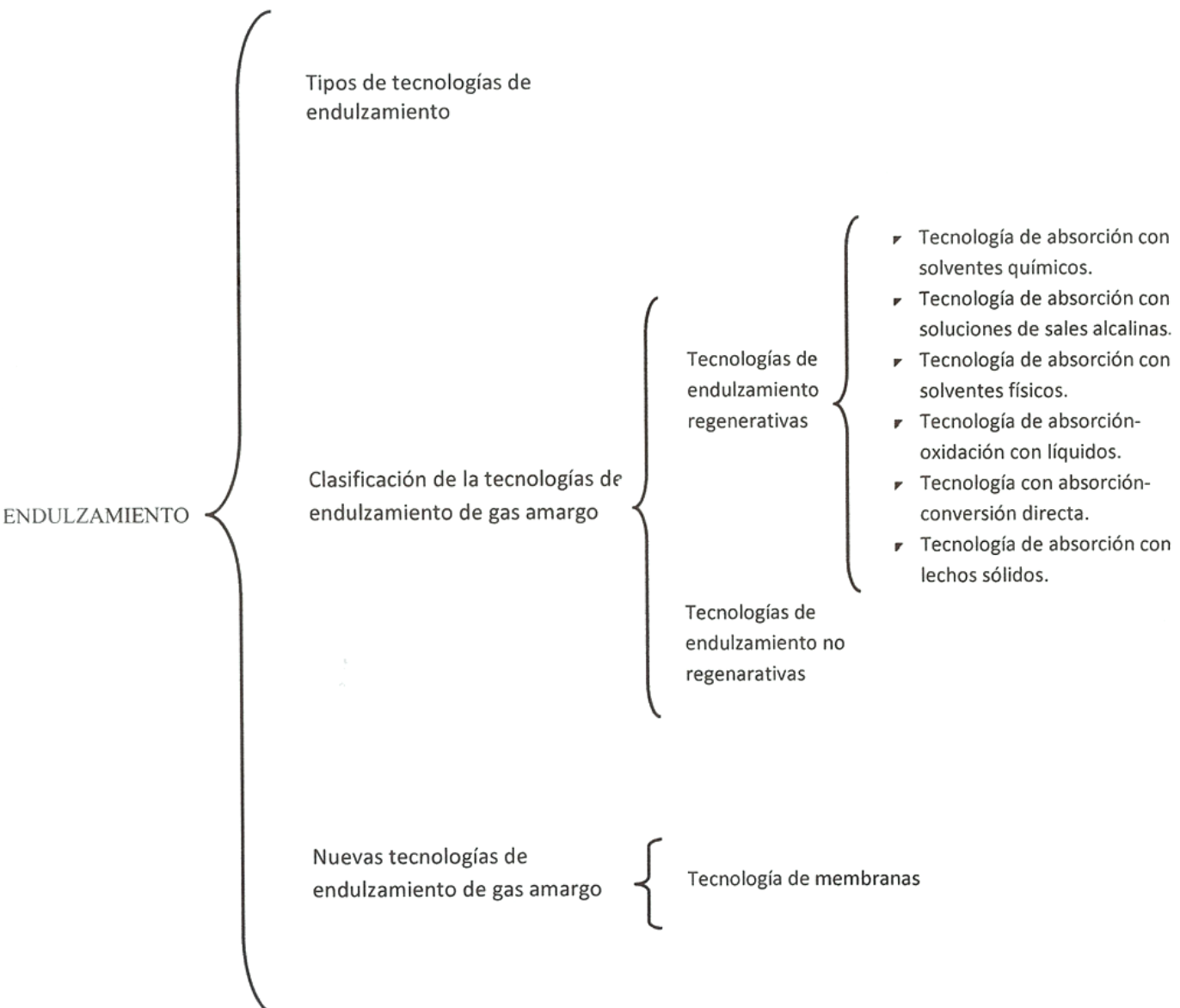
ENDULZAMIENTO

En éste capítulo se hace una descripción general de la clasificación y los tipos de los procesos de endulzamiento existentes, para conocer los principios de operación de cada uno, como funcionan, que requieren, etc. Permitiendo con esto, tener un panorama general del tema de endulzamiento de gas amargo.



2.1 Generalidades.

En este capítulo se van a tratar los temas que a continuación se muestran en el cuadro sinóptico los cuales abordan los aspectos básicos del endulzamiento.





Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos contienen materiales contaminantes no deseados para su posterior aplicación, el gas amargo está compuesto principalmente de Hidrógeno (H_2), Metano (CH_4), Etano (C_2H_6), Propano (C_3H_8), Butanos (iso- y n- C_4H_{10}) y Pentanos (iso- y n- C_5H_{12}) y más pesados y además contiene un número importante de compuestos indeseables tales como: Agua (trazas), Sulfuro de Hidrógeno (H_2S), Monóxido y Dióxido de Carbono, siendo el H_2S el principal contaminante debido a la cantidad en la cual se presenta así como su contenido en la mayoría de las corrientes de gas amargo proveniente de las diferentes plantas productoras del mismo. Los contaminantes anteriormente mencionados tienen que ser removidos a niveles aceptables antes de ser procesados, consumidos y/o puestos a la venta.

El empleo de estos gases e hidrocarburos requiere un bajo contenido de Ácido Sulhídrico con el fin de evitar la formación de Bióxido de Azufre (SO_2) y otros compuestos contaminantes del aire durante su combustión. Le sigue por sus características contaminantes el CO_2 . Ambos contaminantes producen serios problemas de corrosión con daños continuos en los equipos de acero al carbón y provocan paros no programados en la planta, derivando en pérdidas de producción no realizada, costos asociados a reparación y fabricación de nuevos equipos y costos por mantenimiento.

También es importante que el contenido de H_2S en corrientes de gas que se vende a la atmósfera sea controlado, ya que este gas es extremadamente tóxico y mortal desde bajas concentraciones.

El tratamiento que se le da al gas amargo consiste básicamente en la eliminación de H_2S , CO_2 (cuando la corriente contenga este tipo de contaminante; proceso de endulzamiento), el cual va a ser descrito a continuación.



El proceso de endulzamiento consiste en eliminar el gas ácido presente en las corrientes de gases y/o líquidos amargos que se reciben de diferentes plantas.

La eliminación de gases ácidos o "endulzamiento del gas amargo" puede llevarse a cabo mediante diversos procesos, caracterizados principalmente por el tipo de absorbente que se emplean.

El contaminante más común y problemático en la industria del gas es, el Sulfuro de Hidrógeno (H_2S), debido a las propiedades toxicológicas (exposición mayor a 500 ppm puede causar muerte)³¹ y corrosivas del H_2S , se ha dispuesto un estricto control sobre su concentración en el gas combustible, el cual debe contener un máximo de 30 ppm peso para su concentración ²⁸. El olor del H_2S es muy molesto y las recientes, y cada vez más restrictivas leyes en materia de contaminación del aire requieren la eliminación de los compuestos de azufre antes de alimentar gas al sistema de distribución.

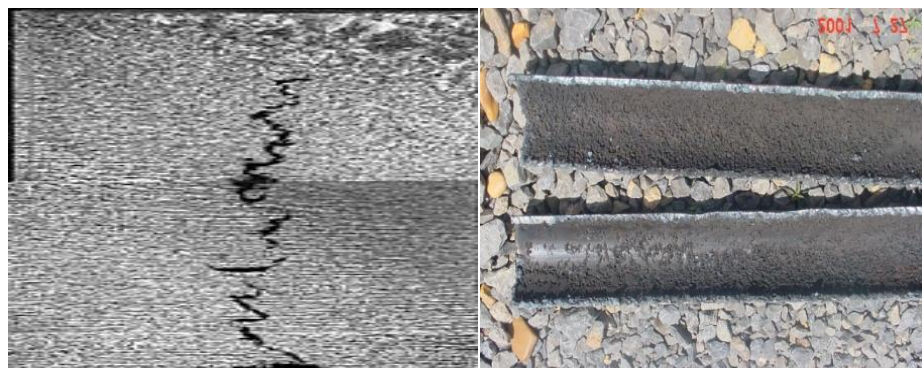
Por esto, el eliminar los gases ácidos es el objetivo de las plantas endulzadoras de gas, en particular cuando se trata del gas que se utiliza para autoconsumo como gas combustible en los centros de trabajo (refinerías, plataformas, etc.).

En el gas amargo, la cantidad de H_2S presente puede variar dependiendo de la planta de la cual proviene. Estos compuestos de azufre eliminados se convierten, por lo general, en azufre elemental, a través de plantas recuperadoras de azufre, las cuales aprovechan el H_2S contenido en el gas ácido, producto de la plantas endulzadoras, para producir azufre elemental mediante modificaciones del proceso de Claus, siendo los procesos de endulzamiento de gas, de manera indirecta el medio que permite generar la mitad de la producción mundial de azufre elemental.



El azufre es uno de los materiales más importantes en la industria de los procesos químicos y la mayor aplicación de este elemento es en la producción de ácido sulfúrico, el cual, es un agente para la formación de sulfatos y para la sulfonación, que se emplea en muchas industrias tales como: la de fertilizantes, jabones y detergentes, cueros, hojalata, refinación del petróleo y teñido de telas. Es importante tener en cuenta que en las especificaciones del gas ácido que se manda a las plantas recuperadoras de azufre, debe minimizarse el contenido de hidrocarburos, para evitar sobre diseño de la planta u operaciones inadecuadas en la misma.

Los gases ácidos (H_2S y CO_2) forman soluciones ácidas en presencia de agua libre y a temperaturas altas lo que agrava la corrosión de las paredes metálicas del sistema que lo procesa o transporta provocando los fenómenos llamados “sulfur stress cracking (SSC)” y picaduras por la presencia de hidrógeno molecular desprendido del H_2S , por lo que se requiere reducir su contenido en el gas combustible hasta cantidades mínimas.



Agrietamiento de tubería Pérdida de peso
 Figura 2.1 Efectos del H_2S y del CO_2 en las tuberías.

El fenómeno del *Sulfur Stress Cracking (SSC)* se define como una fisura en el material bajo la acción combinada de los esfuerzos de tensión y corrosión en presencia de agua y H_2S ³⁰. La corrosión en el acero es debido a que el H_2S libera hidrógeno atómico en la superficie del material. El H_2S también envenena la recombinación del hidrógeno atómico en hidrógeno molecular, es por ello que se promueve la absorción del hidrógeno atómico en la



superficie del metal. El hidrógeno atómico luego se difunde a través del metal y se concentra en áreas de alta dureza del metal y de alto esfuerzo de tracción y hace quebradizo el metal.

El SSC es afectado por ciertos parámetros que son²⁹:

- ➡ La composición química, la dureza, los tratamientos térmicos y la estructura del material expuesto al ambiente amargo.
- ➡ El esfuerzo de tensión total presente en el material
- ➡ El flux de hidrógeno generado en el material (el cual es una función del ambiente, ejemplo, presencia de agua libre, concentración de H₂S, pH y otros parámetros ambientales tales como la concentración de iones cianuro y bisulfuros).
- ➡ Temperatura
- ➡ Tiempo

En el caso del flux de hidrógeno se ha encontrado que es muy bajo en soluciones cuyo pH es cercano al neutro; sin embargo, a valores de pH mayores o menores al neutro el flux de hidrógeno se incrementa substancialmente.

Las condiciones a las cuales se sabe que se presenta SSC, son²⁹:

- a) Agua libre en fase líquida
- b) >50 ppm peso de H₂S disuelto en agua, o
- c) Agua con pH<4 y que contenga una cantidad de H₂S disuelto, o
- d) Agua con pH>7.6 y 20 ppm peso de cianuro de hidrogeno disuelto en el agua además de una pequeña cantidad de H₂S presente, o
- e) Presión parcial de H₂S en el gas >0.0003 MPa absolutos (0.05 psia) en procesos con una fase gas.

Generalmente, los materiales con alta dureza tienen una mayor susceptibilidad al SSC.



Otro fenómeno que afecta al material de las planta de endulzamiento es el *Alkaline Stress Corrosión Cracking* (ASCC)³⁰, el cual es el fisuramiento del metal debido a la acción combinada de la corrosión en un ambiente acuoso alcalino que contiene H₂S y CO₂ y el esfuerzo de tensión (aplicado y residual). En aceros soldables, la fisura se propaga paralela a la a la soldadura adyacente a la base del metal, aunque también puede ocurrir en los depósitos de soldadura y en las zonas con afectaciones térmicas. El ASCC puede ocurrir en un amplio rango de temperaturas, pero este incrementa al incrementar la temperatura.

Generalmente, el ASCC ocurre en soluciones tratadas de amina pobre que contiene H₂S y CO₂ con un pH en un rango de 8 a 11, aunque esto va a depender de la composición.

Petróleos Mexicanos (PEMEX) utiliza el gas dulce con diferentes aplicaciones: como gas combustible, así como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de la industria petroquímica, (la que se basa en los compuestos derivados del etileno, propileno y xilenos).

PEMEX genera el gas dulce a partir de la eliminación de los gases ácidos presentes en el gas amargo proveniente de las plantas de la refinería.

2.2 Tipos de tecnologías de endulzamiento.

La mayoría de las tecnologías existentes para la eliminación de gases ácidos (H₂S y CO₂) contenidos en una corriente de gas amargo, se basan prácticamente en el mismo principio: mediante una absorción física y/o química de los gases ácidos (H₂S y CO₂) por medio de productos químicos líquidos. Las tecnologías restantes basan su operación en la adsorción física de los gases ácidos en sólidos. Así las podemos clasificar, tanto por la forma en que efectúan la eliminación, como por el medio utilizado como absorbente o adsorbente.



2.3 Clasificación de las tecnologías de endulzamiento del gas amargo.

Las tecnologías de endulzamiento de gas amargo se desarrollaron tomando en cuenta las principales necesidades que debe satisfacer el endulzamiento, en las que se puede encontrar:

- Concentraciones de las impurezas iniciales y nivel al cual deben removerse.
- Volumen de gas o líquido que va a procesarse y condiciones de temperatura y presión a las cuales se encuentran el gas o líquido.
- Posibilidad de recuperación de azufre.
- Factibilidad económica para su aplicación.

Los gases de refinería además del H_2S y del CO_2 , pueden contener Mercaptanos, Disulfuro de Carbono o Sulfuro de Carbonilo (CS_2). Si alguno de estos contaminantes está presente, la efectividad del agente de endulzamiento disminuye significativamente.

Es de suma importancia conocer el tipo de tecnología que se va a emplear para un caso específico, debido a que cada tecnología logra especificaciones diferentes de los productos.

La selectividad de un agente de endulzamiento es una medida del grado en la que un contaminante se elimina en relación a otros. Cuando se considera que haya recuperación de azufre, la selectividad hacia el ácido sulfhídrico es muy importante.

Las tecnologías pueden dividirse en primera instancia en: tecnologías regenerativos y en tecnologías no regenerativos.

2.3.1 Tecnologías de endulzamiento regenerativas.

En una clasificación general existen dos clases de tecnologías de endulzamiento regenerativas, dependiendo del tipo de agente que se emplee para endulzar el gas amargo:



- ❖ Tecnologías con agentes líquidos.
- ❖ Tecnologías con agentes sólidos.

Los cuales se describe a continuación:

Las tecnologías con agentes líquidos involucran la recirculación de una solución a contracorriente con la corriente gaseosa. La solución que se enriquece en gas ácido, se regenera por medio de calor y/o reducción de presión.

Las tecnologías con agentes sólidos de endulzamiento emplean un lecho a través del cual el gas amargo fluye para extraerle los componentes del gas ácido. La regeneración del lecho sólido generalmente se realiza reduciendo la presión y suministrando calor.

Las tecnologías de absorción líquida son los más empleados para el endulzamiento de gas amargo.

El gas combustible que se maneja para autoconsumo de la refinería tiene ciertos requerimientos legales en cuanto a la concentración máxima permitida de H_2S . Esto es justificable, ya que el H_2S es un gas tóxico y mortal desde bajas concentraciones.

Las remociones de H_2S del gas amargo son acompañadas por la remoción de CO_2 y COS si están presentes, debido a sus características ácidas similares.

Otra de las razones del endulzamiento es que el H_2S y el CO_2 ocasionan corrosión particularmente al formar soluciones ácidas en presencia de agua. Además, el CO_2 diluye el producto gaseoso produciendo una baja en su poder calorífico.

La industria del procesamiento de gases esta generando nuevas tecnologías y procesos, con el objetivo de convertir el gas amargo en un combustible aceptable en el mercado a un menor costo y reduciendo los problemas que se presentan a cada paso.



Hasta la fecha se han desarrollado un sin número de procesos de endulzamiento caracterizados principalmente por el tipo de absorbente que se emplee.

2.3.1.1 Tecnología de absorción con solventes químicos. ¹³

Desde la década de los 30's, se usaron solventes químicos tales como la Monoetanolamina (MEA) que es un solvente que usualmente se utilizó durante el tratamiento del gas. Para las corrientes de gas que tenían presiones parciales de bajas a medias del gas ácido, aplicaban principalmente las alcanolaminas y además fueron introducidos varios solventes especiales que por sus excelentes resultados extendieron el uso de la mayoría de los solventes químicos.

Esta tecnología se basa en la absorción regenerativa con solventes orgánicos en reacción de equilibrio con gases ácidos. El gas amargo en la alimentación se pone en contacto a contracorriente con el solvente proveniente de la columna de absorción, y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. El solvente regenerado se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente mayor que de la de entrada del gas, con esto se evita la contaminación de hidrocarburos ligeros en el gas de entrada y así disminuye la formación de espuma en el sistema, y sale por el fondo de la columna ya como solvente rico en gases ácidos. Este solvente intercambia calor con el solvente regenerado. En algunos casos es conveniente reducir bruscamente la presión del solvente rico para separar los hidrocarburos que se pudieron haber arrastrado. Después de intercambiar calor, el solvente rico se alimenta al regenerador; los gases ácidos se desorben en la columna regeneradora, la cual está equipada con un rehervidor de vapor; saliendo de la misma gas concentrado y saturado con vapor de agua. Esta se pasa por un condensador en donde el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora, mientras que el gas ácido producto queda disponible para procesamiento posterior. El solvente regenerado, esencialmente libre de gases ácidos, pasa al fondo del regenerador a través del intercambiador de calor, una bomba de recirculación y un enfriador de solvente, antes de enviarse nuevamente al absorbedor. Como una regla general, las alcanolaminas tienen ciertos problemas de corrosión causados por la degradación de la

solución, reacciones laterales, temperaturas elevadas o fallas del solvente, lo que hace necesario construir ciertos equipos de acero inoxidable o algún material especial, razón por lo cual el costo del equipo en algunas ocasiones es un tanto alto.

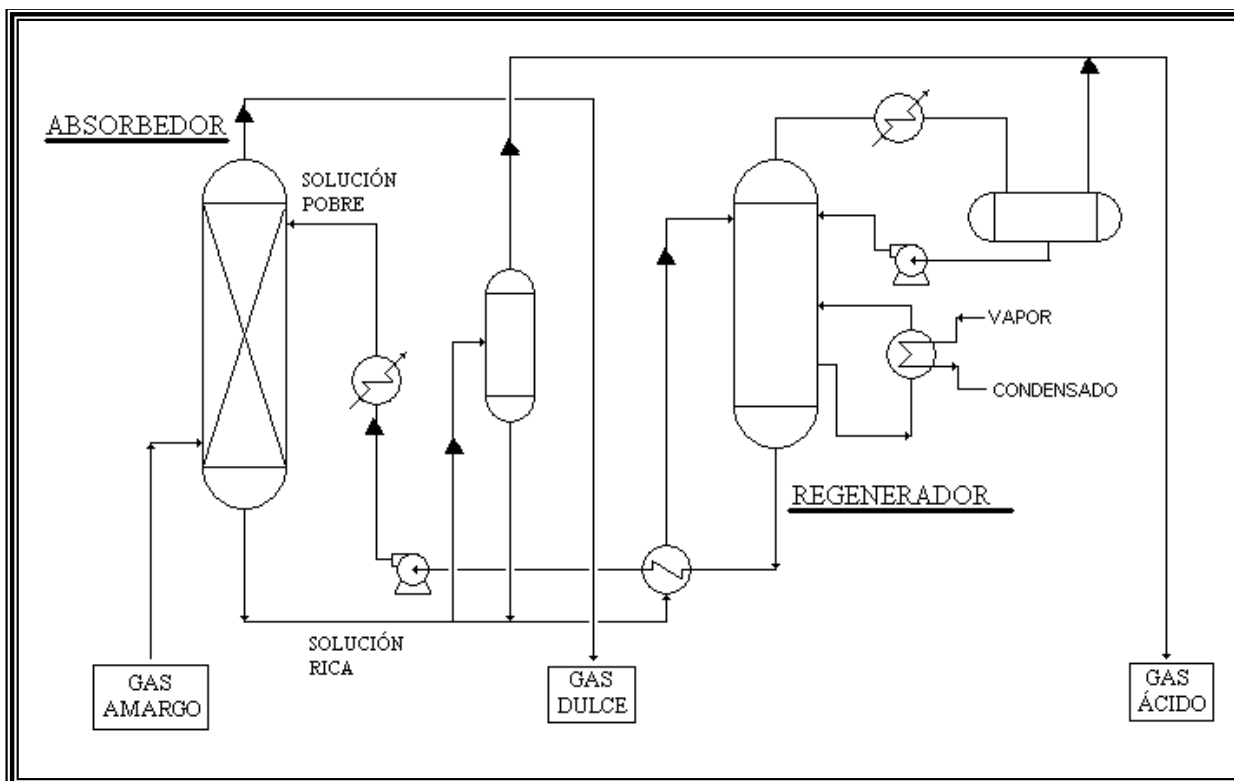


Figura 2.2 Tecnología de absorción con solventes químicos.

2.3.1.2 Tecnología de absorción con soluciones de sales alcalinas.¹³

Se basa en una absorción química regenerativa de sales orgánicas alcalinas, como es el caso del carbonato de potasio caliente, en reacción de equilibrio con gases ácidos. El gas amargo alimentado se pone en contacto a contracorriente con la solución pobre regenerada, en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. La solución regenerada se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente más alta que de la de entrada de gas, aproximadamente 110°C (230 °F) y sale por el domo de la columna como una solución rica de gases ácidos. Esta solución rica se envía a la columna de



regeneración; los gases ácidos se desorben en ésta columna la cual esta equipada con un rehervidor de vapor, y sale de la misma como gas saturado concentrado con vapor de agua.

Esta mezcla se pasa por un condensador en donde el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora, mientras que el gas ácido producto queda disponible para el procesamiento posterior (quemador de gases ácidos o recuperador de azufre).

La solución regenerada esencialmente libre de gases ácidos, se envía mediante una bomba de recirculación, al enfriador de solvente pobre (equipo opcional) que depende de la temperatura de alimentación del gas amargo, de donde finalmente pasa a la columna de absorción. En esta tecnología es conveniente utilizar algunas veces aditivos especiales que activen la solución absorbente, con lo que aumenta la velocidad de absorción y por lo tanto la economía del proceso. Ver figura 2.3.

2.3.1.3 Tecnología de absorción con solventes físicos.¹³

Las corrientes de gas que tiene una presión parcial del gas ácido alta (concentraciones altas de gases ácidos), requieren de altos niveles de energía durante la regeneración térmica. Varios solventes orgánicos anhidros han sido desarrollados para satisfacer estas necesidades y encontrar las mejores alternativas posibles.

Las tecnologías con solventes físicos disuelven los gases ácidos a presiones altas y se regeneran de estos gases mediante una disminución de la presión en una de las etapas siguientes del proceso. Muchos de estos solventes muestran un grado de solubilidad para el H₂S mayor que para el CO₂ y disuelven otros compuestos orgánicos sulfurosos variando gradualmente su concentración. Se ha buscado una alternativa que económicamente permita eliminar los gases ácidos.

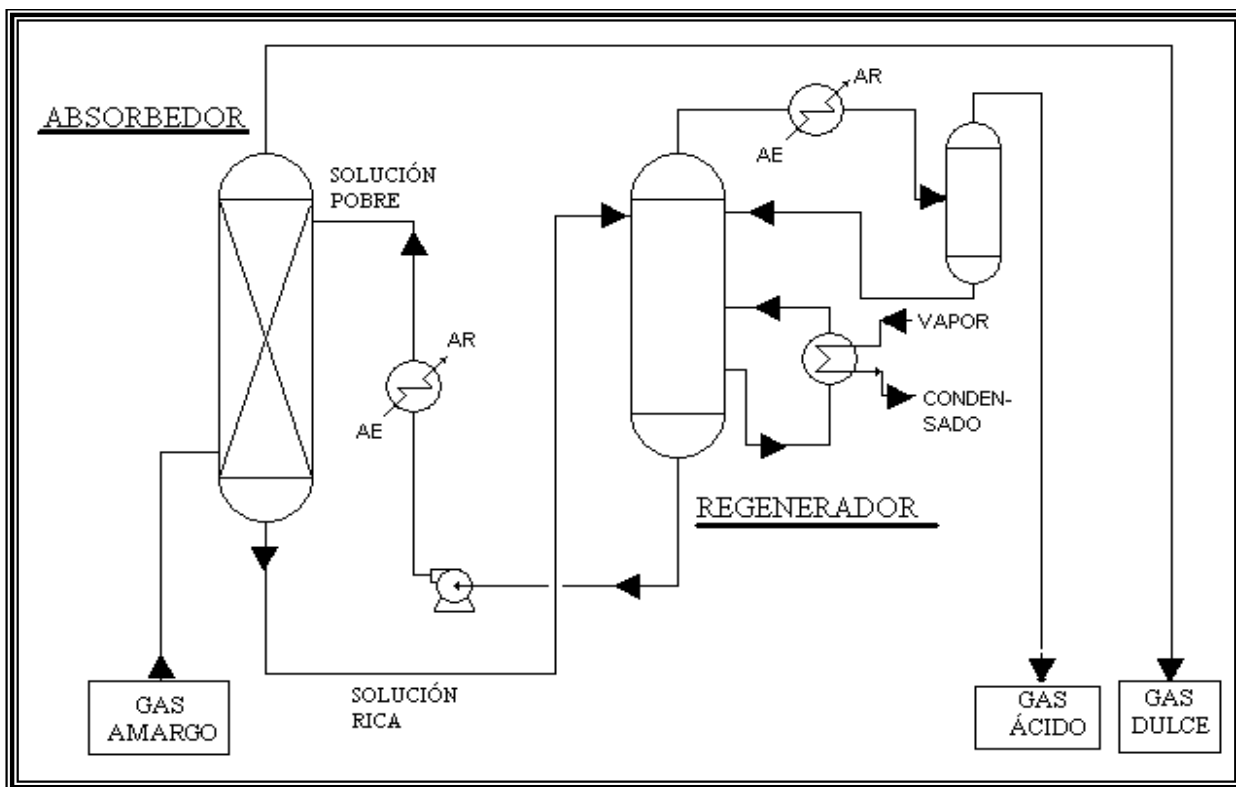


Figura 2.3 Tecnología de absorción con soluciones de sales alcalinas.

Este tipo de tecnologías se basa preferentemente en una absorción física de los gases ácidos mediante un solvente orgánico.

El gas amargo se pone en contacto a contracorriente con el solvente pobre o regenerado en una columna de reabsorción, y sale gas dulce producto por el domo de la misma.

El solvente rico se pasa a una sección de regeneración por reducción de presión que generalmente consta de varias etapas (dos o más) de reducción a diferentes presiones, con el objeto de desorber los gases absorbidos. El solvente regenerado en esta etapa puede enviarse directamente al domo de la columna de absorción, aunque en ocasiones es preferible calentar y desorber el solvente semipobre para asegurar que el gas tratado alcance las especificaciones de la línea. También puede usarse una combinación de ambos sistemas de regeneración alimentando parte del solvente semipobre con producto de la sección de regeneración por



reducción a presión, a un punto intermedio en el absorbedor, y el resto enviarse al domo del desorbedor, en donde el solvente se regenera mediante desorción física.

Del desorbedor, el solvente pobre pasa al domo del absorbedor y el gas ácido producto queda listo para enviarse a un quemador o recuperador de azufre en su caso.

El gas obtenido en la primera etapa de reducción de presión se recircula con el gas de alimentación del absorbedor mientras que los gases obtenidos en la segunda etapa de reducción de presión pueden usarse como gas combustible; los gases obtenidos en la siguiente etapa se envían a procesamiento posterior (quemador o recuperador de azufre). Las turbinas hidráulicas para el solvente rico y las turbinas de expansión sobre las corrientes de gas separadas por reducción de presión, son equipos comunes para la optimización de la recuperación de energía y efecto de enfriamiento.

La recirculación del solvente regenerado se efectúa sobre bombas que pueden ser accionadas por las turbinas existentes. Ver figura 2.4.

2.3.1.4 Tecnología de absorción-oxidación con líquidos.

Este tipo de tecnología se basa en la absorción química regenerativa de H_2S mediante una solución de sales inorgánicas o una mezcla de éstas con un solvente orgánico. El gas amargo en la alimentación se pone en contacto a contracorriente, con una solución pobre o regenerada en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. La solución rica que deja el absorbedor pasa por un calentador de vapor con el fin de proporcionar el calor necesario para la desorción y la oxidación del producto de reacción del H_2S con la solución absorbente.

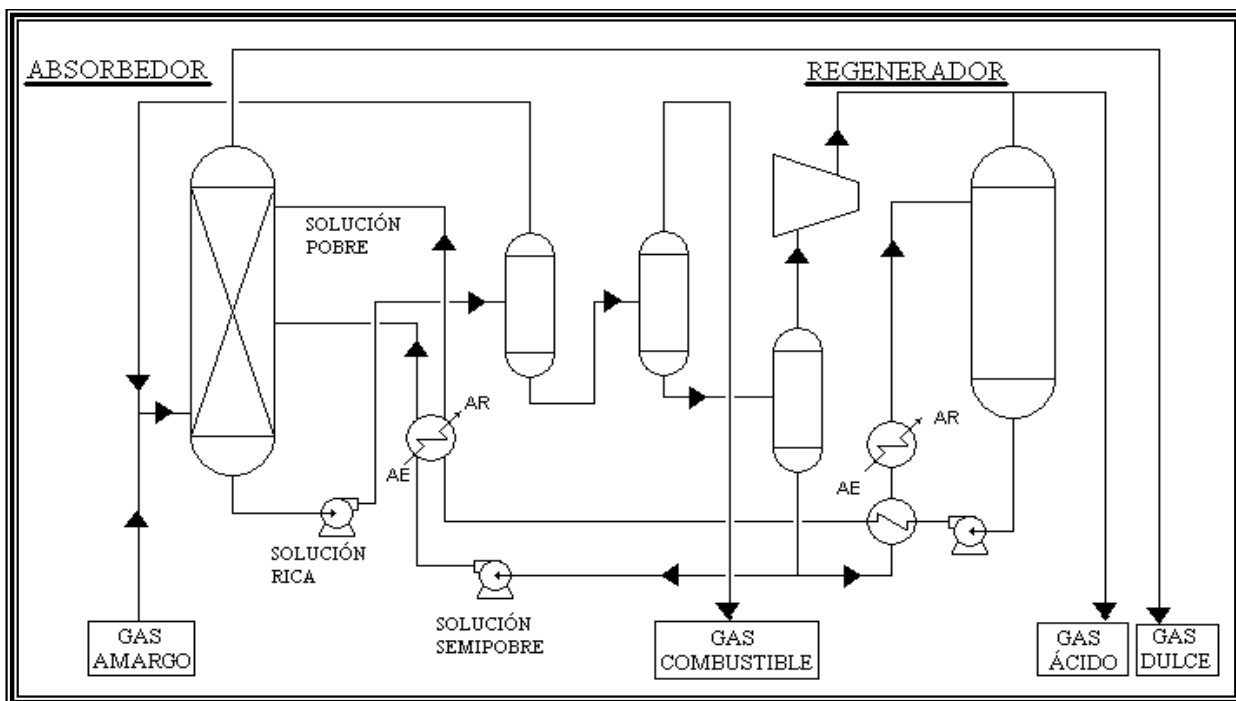


Figura 2.4 Tecnología de absorción con solventes físicos.

Esta oxidación se lleva a cabo en un oxidador abierto a la atmosfera en su parte superior. Aquí se burbujea con aire la solución rica, regenerándose la solución pobre y obteniéndose azufre elemental. El azufre elemental se elimina en forma de espuma flotante, filtrado al vacío y lavado.

El solvente así regenerado se envía a un tanque de mezcla con el fin de homogenizar la solución pobre que se envía mediante una bomba de recirculación al domo del absorbedor principal. Ver figura 2.5.

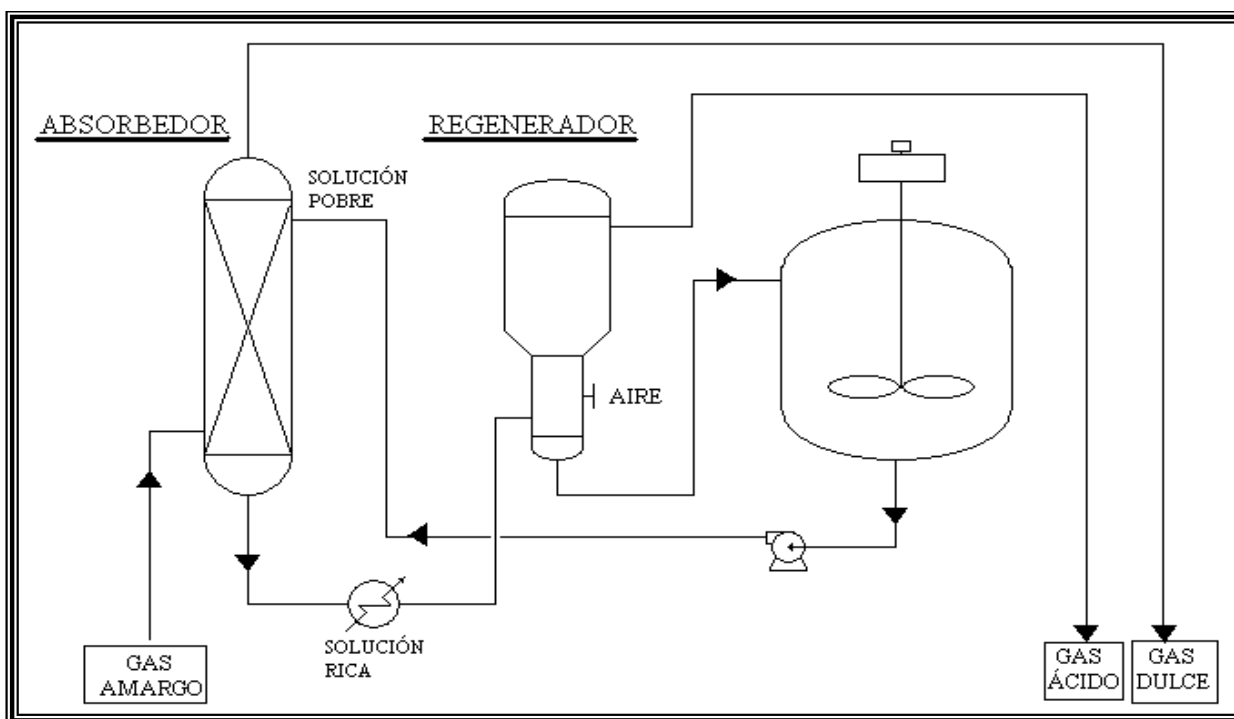


Figura 2.5 Tecnología de absorción – oxidación con líquidos.

2.3.1.5 Tecnología con absorción – conversión directa.

En este tipo de procesos se realiza una reacción química, entre el SO_2 y H_2S , produciendo directamente azufre elemental. La regeneración no sigue un esquema común, pero se basa en una reacción química. Normalmente se obtienen altas purzas, pues operan con un contenido de H_2S en la alimentación muy pequeño.

2.3.1.6 Tecnología de absorción con lechos sólidos.

En este tipo de procesos los gases ácidos son absorbidos en lechos o “camas” de diversos materiales de los cuales se separan por efectos de altas temperaturas y circulación de cierta cantidad de gas dulce. Los contenidos de gas ácido en la alimentación son de rangos variados, pero relativamente pequeños y el producto que se obtiene normalmente se encuentra dentro de los parámetros especificados.



2.3.2 Tecnologías de endulzamiento no regenerativas.

Estas tecnologías no son aplicables en la eliminación de grandes cantidades de compuestos ácidos, pero encuentran uso en la separación de cantidades residuales de H₂S remanente después de la eliminación por otros métodos; permiten la reducción en concentraciones de H₂S a niveles definitivamente inaccesibles por los sistemas regenerativos, pero sus características elevan mucho el costo de procesamiento.

2.4 Nuevas tecnologías de endulzamiento de gas amargo.

El estudio de nuevas tecnologías con las cuales se puedan extraer gases ácidos de corrientes de gases e hidrocarburos que los contengan, es constante y cada vez más especializado. Por lo que se realizó una investigación de alguna alternativa en este aspecto que actualmente se esté desarrollando.

A continuación se menciona una alternativa para el tratamiento de gases con altos contenidos de H₂S y CO₂.

2.4.1 Tecnología de membranas.²⁵

La introducción de membranas como medio de separación de gases es aún muy joven, y su tecnología esta siendo desarrollada como una operación unitaria de las más importantes durante las últimas dos décadas.

La separación de gases por medio de membranas compite con procesos criogénicos y con una variedad de procesos de adsorción y absorción. (Ej. DEA, MDEA, etc.)

Las membranas han logrado competir con los procesos mencionados por sus ventajas inherentes como son baja inversión, facilidad de operación, bajo consumo de energía, manejo de bajas capacidades, bajo peso y ahorro de espacio. Las membranas son barreras delgadas



que dejan pasar ciertas sustancias preferentemente. Están fabricadas principalmente de materiales poliméricos, pero también existen de cerámica, vidrio y metálicas. Los polímeros comúnmente usados para la separación de gases por membranas son como hojas planas o como fibras huecas. Las membranas de hojas planas son típicamente empacadas dentro de cartuchos para incrementar su eficiencia.

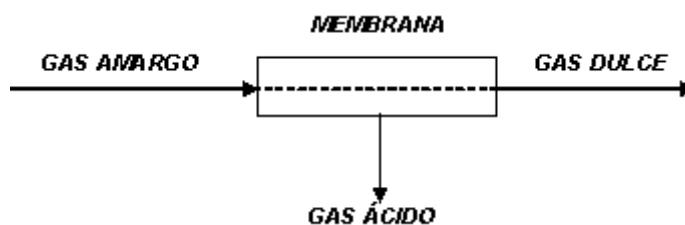


Figura 2.6 Tecnología de membrana.

El mecanismo principal del transporte de masa a través de una membrana permeable es la solubilidad. Es decir, los gases se absorben y difunden a través de los materiales sólidos, la separación de gases es posible debido a las diferentes velocidades de transporte de cada gas a través del polímero, es decir, que al pasar una corriente de gas natural por una membrana, el H_2S , CO_2 y el H_2O se solubilizaran y difundirán a velocidades tan altas a través de las membranas en comparación con los hidrocarburos, que la mayor parte de los contaminantes se obtendrán por separado de los hidrocarburos.

Existen básicamente dos tipos de membranas que deben usarse para el proceso de separación de gases. El primer tipo está basado en el uso de una membrana porosa en la cual los gases son separados basándose en su tamaño molecular por medio de pequeños poros en la membrana. Este mecanismo está muy restringido por procesos comerciales de separación de gas debido al bajo factor de separación que puede ser alcanzado. El uso de las membranas no porosas tiene un mayor y más eficiente uso para estos casos. Así la separación se basa en la solubilidad y difusividad a través del material de que está hecha la membrana.



Dos leyes gobiernan el transporte de gases para estas membranas y son: la Ley de Fick y la Ley de Henry. Estas dos leyes predicen el comportamiento de flujo de un gas a través de una membrana no porosa de espesor de capa (z) basado en la difusividad (D) y la solubilidad (S) del gas de una membrana particular.

La Ley de Fick predice la rapidez de flujo (J) mientras que la Ley de Henry la permeancia (Lg), permeabilidad (Lg), factor de separación (α), y rapidez de flujo de gas (J) están definidos en la siguiente figura donde:

A es el área de la membrana y P_F , P_P son las presiones de alimentación y de la corriente permeable respectivamente.

La permeancia esta reportada en unidades de $\text{cm}^3\text{cmcm}^{-2}\text{seg}^{-1}\text{cm}^{-1}$ de mercurio y la permeabilidad como $\text{cm}^3\text{cm}^{-2}\text{seg}^{-1}\text{cm}^{-1}$ de mercurio.

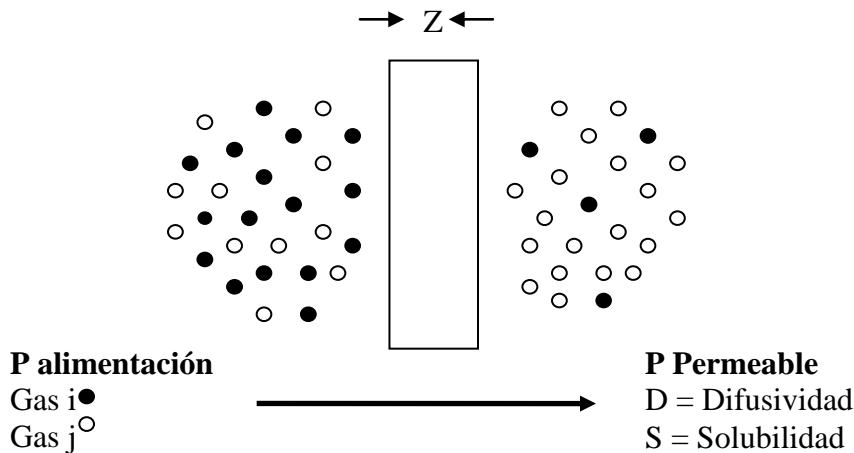


Figura 2.7 Esquema de solubilidad y difusividad a través de una membrana simple

Ley de Fick:
$$J_i = -D_i \left(\frac{dc_i}{dz} \right)$$

Ley de Henry:
$$C_i = S_i * P_i$$

Permeancia:
$$Lg_i = S_i * D_i$$

Permeabilidad:
$$Lg_i = \frac{Lg_i}{z}$$



Factor de separación: $\alpha(i/j) = \frac{Lg_i}{Lg_j}$

Flujo: $j = Lg * Area * (P_F - P_P)$

Donde:

J: Rapidez del flujo de gas

D: Difusividad

Lg: Permeanza

Z: Espesor de capa

S: Solubilidad

P: Permeabilidad

α : Factor de separación

P_F: Presión de alimentación

P_P: Presión de la corriente permeable

Algunas generalizaciones para el funcionamiento de una membrana en una etapa simple son:

1. La pureza de la corriente de residuo se incrementa con el incremento de diferencia de presiones y con esto se reduce el área requerida, para obtener una pureza específica.
2. La diferencia de presiones por si sola no define el funcionamiento de la membrana. La presión absoluta de la corriente permeable es también importante.
3. El flujo afecta la pureza del residuo pero no la de la corriente permeable. Altos flujos reducen la pureza del residuo pero incrementa la recuperación.
4. Al área de la membrana es mayor en relación a la pureza requerida por el residuo.



El área de membrana decrece con una corriente permeable pura. El último punto nos lleva a una observación general: las membranas son muy eficientes concentradores. Así se encuentra una buena aplicación como concentradores prioritarios a un segundo proceso de purificación, tal como AMINO, PSA o tratamiento criogénico.

Para optimizar un proceso basado en la separación por medio de membranas comúnmente se utilizan multietapas, es decir, hay corrientes que se reciclan en las membranas para mayor eficiencia del proceso. Para gas natural, la corriente permeable de la primera etapa se comprime y pasa a través de una segunda membrana. El producto de la segunda etapa es reciclado a la alimentación para complementar la recirculación.

Para la misma cantidad de membrana altos flujos de alimentación dan altos flujos de producto pero baja pureza.

Las membranas pueden operar en un rango que oscila entre 3.5 y 141 kg/cm² man. (50 y 2000 psig), dependiendo de la utilización que se les dé; por ejemplo, para un sistema de separación de gases inertes se requiere de una diferencia de presiones de 3.5 kg/cm² man. (50 psig), para el tratamiento de una corriente de gas natural es necesaria una diferencia de presión de 14 a 84 kg/cm² man. (200 a 1200 psig).

Las membranas son capaces de endulzar una corriente de gas amargo con un contenido de gases ácidos en el producto de:

- <2% de CO₂
- <4 ppm de H₂S

Cuando las concentraciones de CO₂ son muy altas, las membranas ofrecen una mayor eficiencia que los procesos de amina y MDEA. Son menos competitivas para aplicaciones donde la presión de alimentación y de producto son bajas (menores a 35psig). Un beneficio de los sistemas de membrana es que pueden ser fácilmente modificados para una variación en



condiciones de operación, tales como incremento en el flujo de alimentación o cambio de composición.

También se ha estudiado la opción de usar procesos híbridos de Amina/Membrana para endulzamiento de gas. Para la optimización de procesos por membranas, la utilización de simuladores de proceso es adecuada ya que es bastante complejo la separación requerida.

CAPÍTULO III

DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE LAS TECNOLOGIAS DE ENDULZAMIENTO

Durante este capítulo, se hace una descripción de cada una de las tecnologías de endulzamiento de gas amargo más utilizadas a nivel nacional e internacional, con el objeto de seleccionar la tecnología que cumpla con nuestro requerimiento; esto se hace en base a la bibliografía consultada.



Existen muchos procesos de endulzamiento de gases y líquidos. Entre los factores que deben considerarse para su evaluación, se encuentran los siguientes ^{21,27}:

- ⊕ Tipo de impurezas en la corriente gas/líquido.
- ⊕ Concentración de las impurezas y nivel al cual deben removerse.
- ⊕ Selectividad requerida de gas ácido.
- ⊕ Volumen del gas/líquido que va a procesarse y condiciones de temperatura y presión a las que se encuentra el gas/líquido.
- ⊕ Posibilidad de recuperación de azufre.

Los gases de refinería además del ácido sulfhídrico y del monóxido y dióxido de carbono, pueden contener mercaptanos, disulfuro de carbono o sulfuro de carbonilo. Si alguno de estos contaminantes está presente, la efectividad del agente endulzamiento disminuye significativamente.

El grado de concentración del gas ácido constituye un factor importante en la selección del proceso. Algunos procesos resultan económicos solamente si se remueven cantidades grandes de gas ácido. Con frecuencia con estos procesos no se obtienen las especificaciones del gas dulce.

La selectividad de un agente de endulzamiento es una medida del grado en la que un contaminante se elimina en relación a otros. Cuando se considera que haya recuperación de azufre, la selectividad hacia el ácido sulfhídrico es muy importante.

En las secciones siguientes se van a describir de manera más detallada las tecnologías existentes en el mercado para el endulzamiento de gas amargo.



3.2 Tecnologías con solventes químicos

3.2.1 Procesos con soluciones de aminas ¹²

La absorción con soluciones acuosas de alcanolaminas es la tecnología comercial más utilizada para la eliminación de H₂S y CO₂ de corrientes gaseosas que lo contenga.

Históricamente, la MEA y DEA se han utilizado con mayor frecuencia en este tipo de plantas, un número menor de plantas utilizan Diglicolamina (DGA) y Diisopropanolamina. Esta tecnología seguirá aun en uso durante muchos años, sin embargo, en la actualidad existen alcanolaminas que ofrecen ventajas para la purificación de las corrientes gaseosas contaminadas con gases ácidos, por ejemplo, la MDEA, 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) y mezclas de MDEA con MEA y DEA, con las cuales en algunos casos se han obtenido consumos menores de energía, mayor capacidad de absorción, selectividad, menor corrosión y menor tendencia a la formación de espuma y ensuciamiento.

La fórmula estructural para algunas alcanolaminas se presenta en la Figura 3.1, en la cual se muestra la estructura molecular para los cuatro grupos de alcanolaminas utilizados en la eliminación de H₂S y CO₂; generalmente la clasificación de estas alcanolaminas se hace basándose en el número de hidrógenos sustituidos en el grupo amino, por lo que estas pueden ser primarias, secundarias, terciarias o catalogadas como estéricamente limitadas.

La función del grupo amino es prever la alcalinidad necesaria en la solución acuosa para la absorción de los gases ácidos, el número de átomos de hidrógeno sustituidos en el grupo amino afecta al compartimiento (reacción con los gases ácidos) de la alcanolamina, las primarias son bases fuertes (más reactivas) y las terciarias son bases débiles (menos reactivas), adicionalmente a dicho grupo todas tienen al menos un grupo hidroxilo el cual sirve para reducir la presión de vapor y aumentar la solubilidad en agua, el grupo amino da la alcalinidad necesaria en solución con agua para causar la absorción de los gases ácidos.

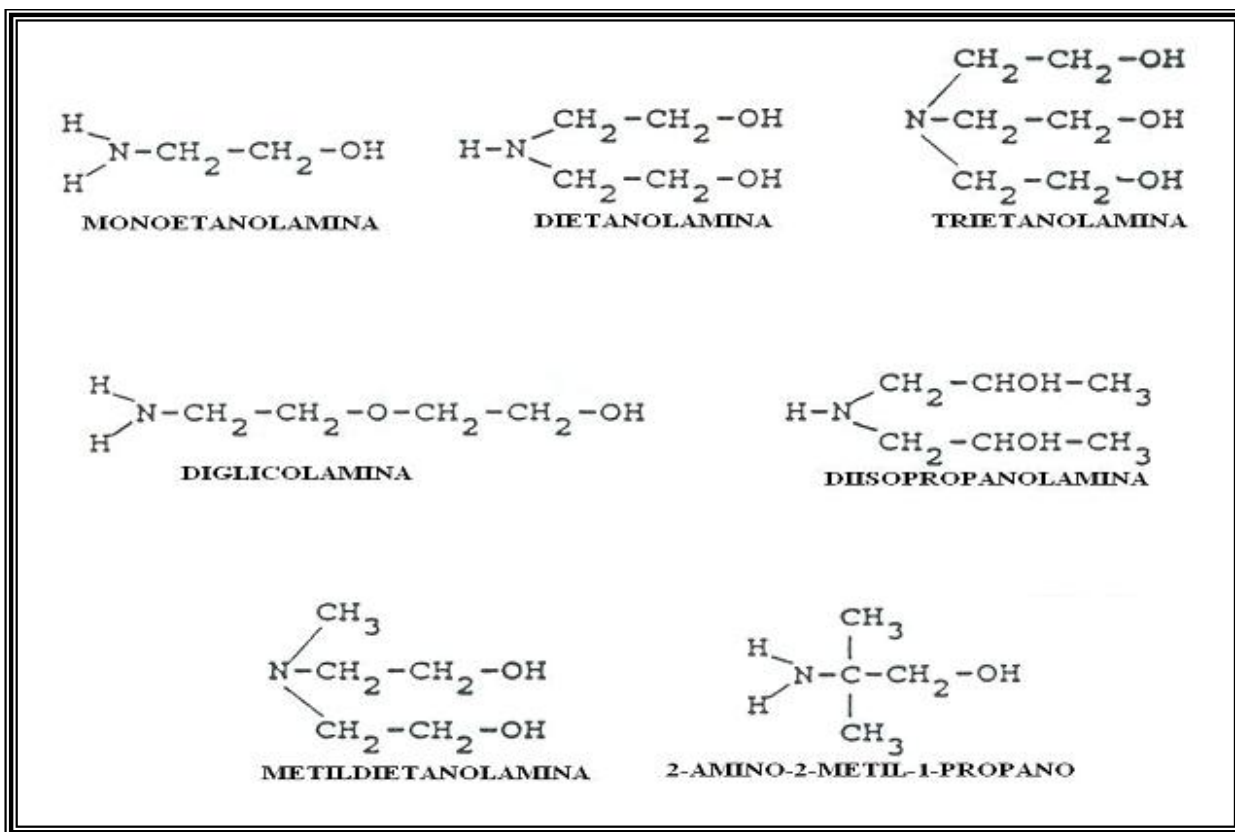


Figura 3.1. Estructura Molecular de Aminas

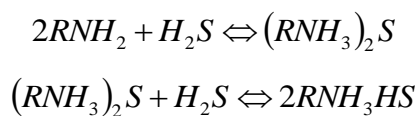
Los procesos de amina se aplican cuando las presiones parciales del gas ácido van de la atmosférica a 84.4 kg/cm² man. (1200 psig) y/o se desean concentraciones pequeñas de gas ácido en el gas dulce (300 ppm de CO₂ y 50 ppm H₂S), también se emplean para el tratamiento de líquidos amargos. El principio de los procesos de aminas se basa en una reacción reversible de una base débil con un ácido débil para la formación de una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de aminas.

Las reacciones principales que se llevan a cabo en el endulzamiento de gas con soluciones acuosas de MEA, DEA y TEA son:

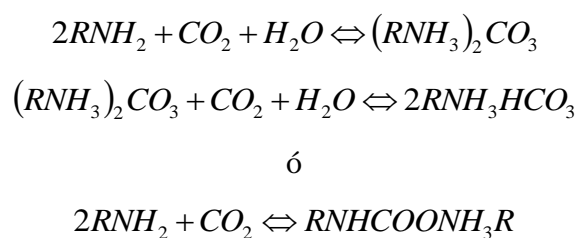


Monoetanolamina:

- H₂S:



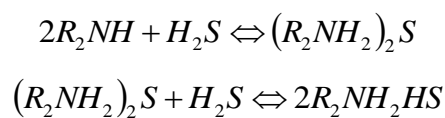
- CO₂:



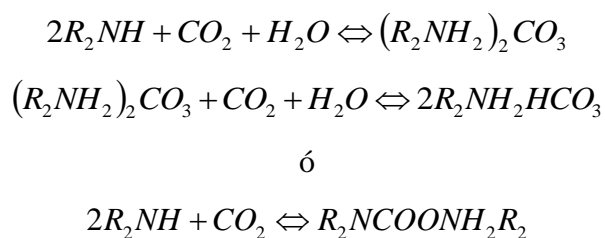
Donde: R = C₂H₄OH

Dietanolamina:

- H₂S:



- CO₂:

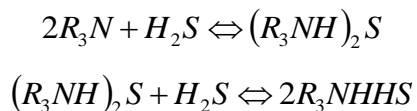


Donde: R = C₂H₄OH

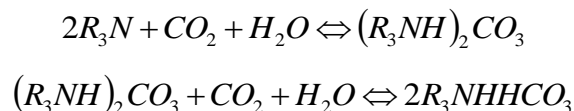


Trietanolamina:

- H₂S:



- CO₂:



Donde: R = C₂H₄OH

A temperaturas bajas las reacciones anteriores se desplazan hacia la derecha, y a temperaturas altas se desplazan hacia la izquierda. Por lo que, si la amina se pone en contacto con el gas amargo a una temperatura que va de 27 a 38°C (81 a 100 °F), los gases ácidos se absorben para formar las sales de amina. Si a ésta solución se le suministra calor y la temperatura aumenta de 115 a 121°C (239 a 250 °F), la reacción se hace reversible, los gases ácidos son desplazados y la amina se regenera, empleándose nuevamente en el proceso.

En los procesos basados en alcanolaminas, la capacidad de absorción está determinada por la reacción del gas ácido con la alcanolamina, a escala industrial, la concentración utilizada de estas alcanolaminas de manera genérica son: para MEA y DEA de 10 a 20% en peso, para DIPA y MDEA de 30 a 50% en peso y para DGA de 40 a 70% en peso.

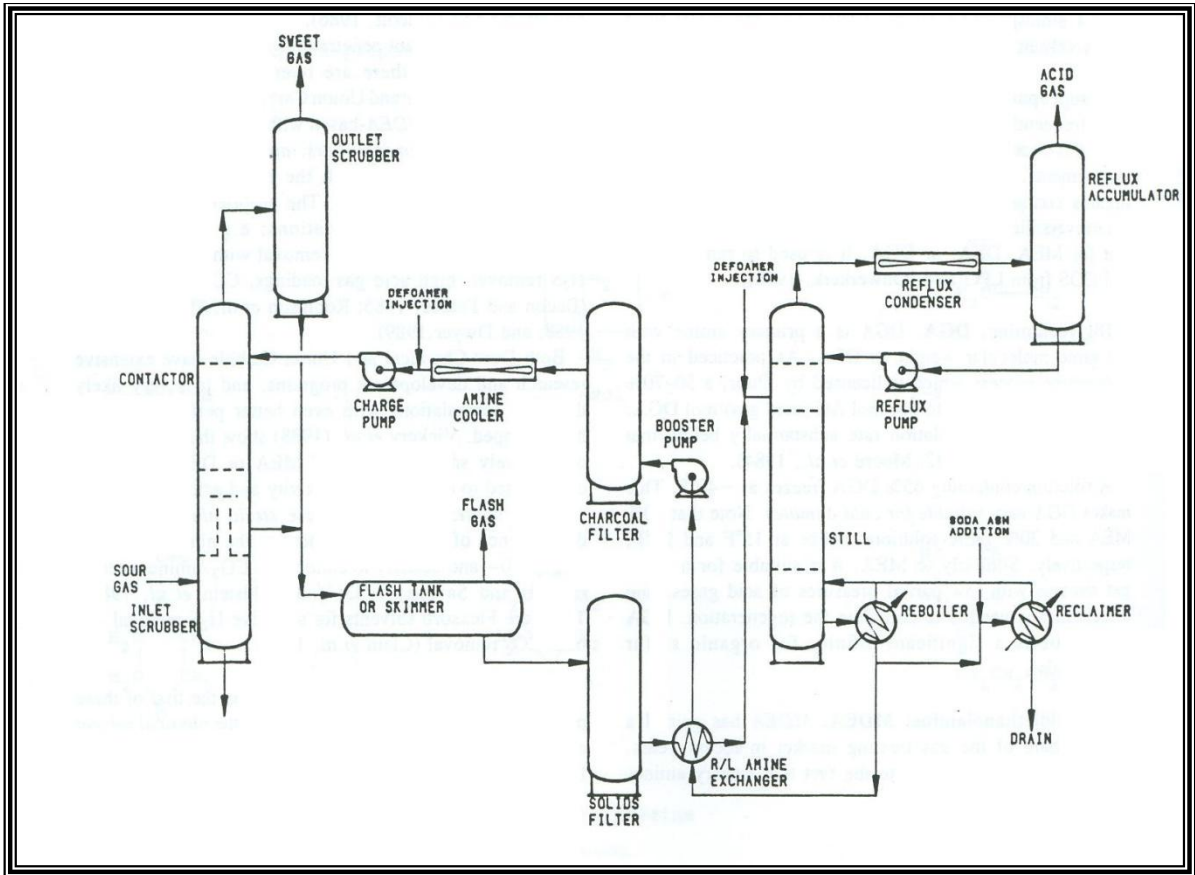


Figura 3.2. Proceso convencional con aminas

La selectividad de las alcanolaminas hacia los gases ácidos es una indicación del grado de remoción que puede obtenerse para un gas ácido cuando están presentes dos ó más. Existen procesos que presentan una marcada selectividad para alguno de los constituyentes ácidos, en otros casos no hay selectividad y los gases ácidos pueden ser removidos simultáneamente. El uso de una alcanolamina selectiva, por ejemplo MDEA⁶, en plantas de tratamiento de gases contaminados con H₂S y CO₂ pueden presentar las siguientes ventajas.



	MEA	DEA	TEA	MDEA
Apariencia	Líquido coloreado de olor aminiacal Higroscópico.	Líquido coloreado viscoso.	Líquido viscoso de color amarillo pálido.	Líquido claro.
Peso Molecular	61.08	105.14	149.19	119.16
P. Ebullición	170° C	269° C con descomposición.	360° C	240 °C
P. Fusión	10.5° C	28° C	21.2° C	
Flash Point	93.5° C	152° C	179° C	127° C
Densidad, g/cm ³	1.018 @ 20/4	1.0919 @ 30/20	1.1258 @ 20/20	1.043
P. de vapor, mmHg	6 @ 60° C	5 @ 138° C	10 @ 205° C	0.01 @ 20° C
Peligro	La exposición puede causar daño a la salud, por vía oral, intraperitoneal y subcutánea.	La exposición puede causar daño a la salud, por vía oral.	Al calentarse se descompone emitiendo vapores tóxicos de NO _x .	Desconocido, datos no suficientes y sin experiencias registradas.
Peligro de Fuego	Al exponer al calor o flama.	Al exponer al calor o flama.	Al exponer al calor o flama.	Al exponer al calor o flama.
Combatir Fuego con:	Espuma de alcohol y productos químicos.	Espuma de alcohol agua y CO ₂ .	Espuma de alcohol o CO ₂ .	Espuma de alcohol o CO ₂ .
Reacciona con:	Ácido acético, ácido acrílico, acrilonitrilo, HCl, HF, HNO ₃ y H ₂ SO ₄	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos

Tabla 3.1. Propiedades de las aminas

- El volumen de circulación de la alcanolamina es un factor muy importante para establecer el tamaño y costo de casi todos los equipos, entre mayor sea el volumen de gas ácido absorbido, mayor el volumen de recirculación de la alcanolamina, mayor el tamaño del equipo, mayores los costos de capital, de operación y de mantenimiento. El uso de una alcanolamina selectiva permite absorber preferentemente uno de los gases ácidos presentes en la corriente principal, de tal manera que para un volumen de gas a tratar, y a las mismas condiciones de operación, la circulación de la alcanolamina selectiva será menor comparada con una no selectiva. Lo anterior se debe a que cierta



cantidad de CO₂ se deja pasar junto con la corriente principal, lo cual trae como consecuencia un menor volumen de CO₂ absorbido y por lo tanto, una disminución en la circulación de la alcanolamina.

- Los requerimientos de energía para regenerar la alcanolamina están en función de los moles de gas ácido absorbido y del calor de reacción del H₂S y CO₂ con la alcanolamina. Entre mayor sea el volumen de gas ácido absorbido, mayor es el flujo de disolvente y más energía se necesitará. El calor de reacción para las alcanolaminas selectivas generalmente es menor que el de las no selectivas, por lo que con la disminución en la circulación que se alcanza al usar las alcanolaminas selectivas, se obtiene que, el consumo de energía en el paso de regeneración de la alcanolamina, también disminuya. Estos factores impactan en el tamaño del sistema de regeneración, reduciéndose tanto los costos de capital, como los de operación y mantenimiento.

3.2.1.1 Monoetanolamina (MEA)

El proceso que emplea MEA ha tenido un excelente historial para el tratamiento del gas. Para las últimas décadas el prominente uso de esta amina declinó gradualmente. De las diferentes aminas, la MEA es la base más fuerte que reacciona más rápidamente con los gases ácidos. Otras ventajas que tiene la MEA incluyen su mayor estabilidad, mínima degradación térmica, factibilidad para recuperarse de soluciones contaminadas, mayor capacidad de absorción de gases ácidos por unidad de peso o de volumen, y es químicamente estable con lo que se minimiza la degradación de la solución.

Sus principales desventajas consisten en que reacciona irreversiblemente con el Sulfuro de Carbonilo y Disulfuro de Carbonilo con los que forma compuestos no regenerativos que ocasionan pérdidas de solución y formación de sólidos que aumentan más su presión de vapor.

La presión de vapor de la MEA es mayor que la de las otras aminas, por lo que se tienen mayores pérdidas por vaporización, sin embargo, éstas se pueden minimizar por medio de un



lavado con agua de la corriente de gas dulce. Se requiere una gran cantidad de energía para elevar la temperatura durante el proceso de recuperación.

Aunque el proceso con MEA se considera no selectivo y la velocidad de absorción del CO_2 en MEA es menor que la del H_2S , el CO_2 se absorberá casi totalmente cuando la remoción del H_2S se lleva a cabo.

Se prefiere la MEA para presiones bajas de operación y especificaciones estrictas del gas ácido (menos de 4 ppmv de H_2S y de CO_2 100 ppmv). Su concentración habitual es de 15-25 % en peso. El proceso con MEA se aplica en forma más general para el endulzamiento del gas natural de manantial.

3.2.1.2 Dietanolamina (DEA)

El proceso de DEA se aplica comúnmente en el endulzamiento de gases de refinería y líquidos amargos. Estas corrientes además de H_2S y CO_2 , contienen cantidades apreciables de sulfuro de carbonilo y sulfuro de carbono, contaminantes con los que la DEA no reacciona. Actualmente, este proceso se está aplicando también para el endulzamiento de gas natural. Otra ventaja que tiene sobre la MEA consiste en que su presión de vapor es menor, con lo que se tienen menores pérdidas por vaporización de la solución. La DEA es muy resistente a las degradaciones que pueden contaminar la amina como los mercaptanos y el sulfuro de carbonilo. Solo que el más grande problema o desventaja es que al usar la DEA se requiere una gran cantidad de energía como en el proceso con MEA durante la regeneración.

El proceso de DEA no es selectivo y remueve tanto el H_2S como el CO_2 . El H_2S puede eliminarse tanto en el gas como en el líquido dulce hasta una concentración de 50 ppm, y el CO_2 hasta 1000 ppm, sin embargo, para el tratamiento de gas natural y operando a presiones superiores a 15 kg/cm^2 man. (213 psig) se obtiene el gas dulce con 4 ppm de H_2S .

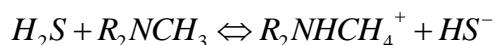


3.2.1.3 Trietanolamina (TEA)

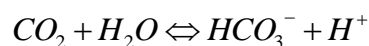
La solución acuosa de Trietanolamina (TEA) fue la primera que se utilizó en los procesos de endulzamiento, pero hoy en día ha sido desplazada por la MEA o la DEA. Haciendo una comparación de la TEA con respecto a la MEA o la DEA, se tiene que la TEA reacciona menos con los gases ácidos, su capacidad para absorber gases ácidos por galón de solución es menor, es menos estable y no reduce el contenido de H₂S a las especificaciones requeridas. Su ventaja principal es el hecho de que es selectiva hacia el H₂S.

3.2.1.4 Metildietanolamina (MDEA)

El proceso con MDEA⁶ usado para el tratamiento de gas natural, se basa principalmente en la selectividad de esta por el H₂S en preferencia al CO₂ en una situación de desequilibrio químico. Existen numerosas reacciones que se llevan a cabo en este proceso, pero la observación más importante en la perspectiva de diseño de una planta es simple. El H₂S reacciona químicamente casi instantáneamente mediante la transferencia protónica como es el caso de cualquier otra amina comúnmente usada.



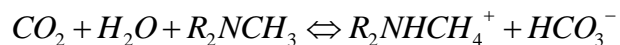
Dado que la MDEA es una amina terciaria y no cuenta con un átomo de hidrógeno que pueda ser atacado por un átomo de hidrogeno, la reacción de CO₂ puede ocurrir únicamente después de que el CO₂ haya formado bicarbonato con el agua.



La formación del bicarbonato es la reacción que se considera lenta, la cual limita la reacción del CO₂ a valores menores que los del equilibrio en periodos de contacto muy cortos.



El bicarbonato entonces emprende una reacción ácido – base con la amina para producir CO_2 y completar la reacción total:



Para que la reacción entre el CO_2 y el agua se lleve a cabo, se requiere de un paso intermedio de cinética lenta, por lo que, se asume que la reacción entre la MDEA y el H_2S está limitada a una fase líquida. Para utilizar la MDEA efectivamente en un proceso selectivo hacia el H_2S , es necesario mantener el tiempo de contacto en fase líquida al mínimo, con lo que se logrará una menor absorción de CO_2 por la solución de amina.

La solución de MDEA es selectiva hacia el H_2S , tiene baja presión de vapor, es más estable y reactiva que la TEA. Su principal desventaja es que su costo va de 2 a 4 veces el costo de las otras aminas. Su concentración habitual es de 45 - 50 % en peso. Se esta usando mas ampliamente en años recientes. Este proceso requiere bajos consumos de energía comparado con los otros procesos que emplean aminas. De las mejores ventajas es que posee una baja presión de vapor y un bajo punto de congelación. El proceso es esencialmente el mismo que el que se utiliza en los procesos con MEA y DEA.

Tras minuciosos estudios, la Union Carbide Corp. concluyó que la selectividad, la aptitud para ahorrar energía y otras ventajas asociadas con la amina terciaria MDEA (junto con otros componentes) podrán traer consigo grandes beneficios en gran variedad de operaciones de endulzamiento.

Los ensayos de laboratorio y de uso práctico culminaron en el desarrollo de una nueva tecnología basada en MDEA y con énfasis en el aumento de la flexibilidad de los sistemas convencionales mediante diversas formulaciones de disolventes aptos para que las plantas endulzadoras de gas rindieran, no sólo ahorros de energía, sino también bajos índices de degradación, mínima corrosión y más capacidad de procesamiento.



El resultado fue el desarrollo de disolventes formulados a base de MDEA, ideales para lograr esos objetivos sin necesidad de hacer modificaciones mayores de los equipos existentes y reducir también la inversión de capital en nuevas plantas.

3.2.1.4.1 Absorción de CO₂.

Dadas las diferentes estructuras moleculares y los diversos mecanismos de reacción, las diferentes aminas reaccionan más o menos aprisa para absorber el CO₂. Las primarias y secundarias reaccionan directa y rápidamente en el CO₂, y forman el indeseado ión de carbamato. Las aminas terciarias, tales como la MDEA, en cambio, no pueden reaccionar directamente con el CO₂ porque carecen de radical de H₂ libre asociado con el átomo de hidrógeno, ésta característica impide la rápida formación de carbamato, como ocurre con las aminas primarias y secundarias.

3.2.1.4.2 Degradación y Corrosión.

Una ventaja que presentan los disolventes formulados a base de MDEA es su resistencia a la degradación, ya que no puede reaccionar directamente con el CO₂ para formar carbamato el cual es propulsor de un producto altamente degradante y corrosivo cuando su concentración en la solución pasa del 0.4%. La degradación de la MEA produce también compuestos nocivos.

Otra consecuencia del calor más bajo que produce la reacción de los sistemas de MDEA es que las temperaturas de la amina rica son más bajas que las de la MEA. Finalmente, a causa de la alta capacidad de la solución de MDEA la carga ácida molar de la solución rica es también menor. Todos estos factores contribuyen a proporcionar sistemas de bajo potencial de corrosión, sin tener que usar inhibidores a base de metales pesados, los cuales son ambientalmente indeseables.



Los disolventes formulados a base de MDEA son bastantes flexibles en lo que toca a condiciones de operación; proporcionan buena estabilidad y permiten controlar estrictamente el proceso. La carga de vapor al rehervidor, así como las tasas de recirculación de disolvente se pueden ajustar fácilmente sin que ocurran cambios abruptos del contenido de CO₂ en el gas tratado, en contraposición con el efecto de los sistemas de MEA y DEA.

En las plantas que usan MEA y DEA se pierde menos volumen de solución porque esas aminas son menos volátiles y porque las plantas carecen de sistemas de recuperación. Aún así, las pérdidas de MDEA son aceptables: a penas alcanzan de 15 a 30 kg por millón de metros cúbicos de gas que se trata, siempre y cuando que el diseño de la planta y el control del proceso sean eficaces, que las condiciones de operación sean adecuadas, que se usen filtros efectivos y que se ejecute un estricto programa de mantenimiento.

3.2.1.5 Diglicolamina

Este proceso elimina las impurezas ácidas, H₂S y el CO₂, con eliminación parcial del COS de la corriente del gas. Se puede obtener un gas tratado con concentraciones menores a los 0.25 granos / 100 ft³ de H₂S y menos de 50 ppmv de CO₂.

El esquema de flujo de proceso es similar al del proceso que emplea aminas. En la columna de absorción (1), de la figura 3.3, se emplea una solución acuosa de Diglicolamina (DGA), una alcanolamina primaria, la solución rica que sale por el fondo de la columna, se precalienta en el intercambiador de solución rica/pobre y se envía a la columna regeneradora (2); el agua que se condensa se recircula, los gases ácidos se mandan a incineración y el azufre es recuperado mediante otros procesos. El calentamiento en la columna regeneradora se satisface mediante alguna fuente de calor adecuada. La solución pobre se recircula, sin embargo, se hace entre intercambiadores y enfriadores antes de llegar a la columna de absorción.

La solución de Diglicolamina, en muchos aspectos, es similar a la Monoetanolamina, con la excepción de que su baja presión de vapor permite que se emplee en concentraciones altas. La concentración típica de la solución es del 40 a 60% de DGA en agua. Lo que favorece a una menor recirculación de la solución y a un consumo menor de vapor comparado con la solución de MEA.

Entre sus principales desventajas tenemos a la degradación y la pérdida de la DGA por las impurezas tales como el COS y el CS₂ que propician la formación de productos no regenerables es irreversible, siendo en mayor proporción que si se usara MEA, esto, por las altas temperaturas que se manejan durante el proceso ocasionando además una corrosión excesiva en el acero al carbón.

La solución acuosa de DGA se congela por debajo de -40°C (-40°F), termodinámicamente es estable a los 204°C (400°F). Las pérdidas en la fase de vapor son insignificantes. Se recomienda el uso de aire para enfriamiento o temperaturas ambiente que se pueden elevar sin provocar algún problema.

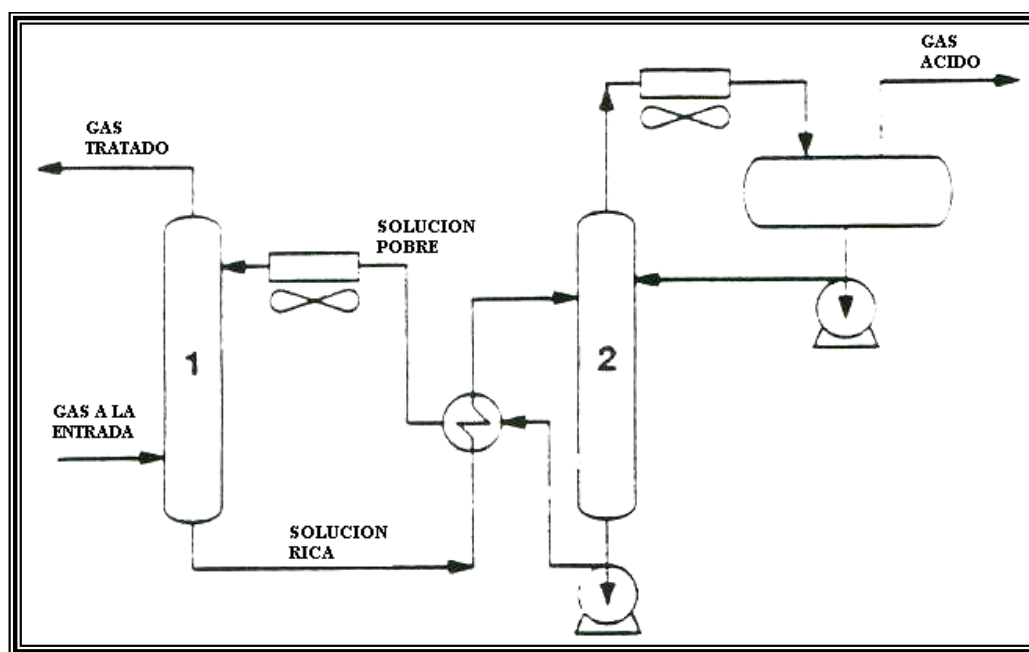


Figura 3.3. Proceso simplificado con diglicolamina (DGA).



3.2.1.6 SNPA – DEA ²⁶

Este proceso fue desarrollado por la Societe Nationale des Petroles d' Aquitaine (SNPA-DEA) de Francia.

Este proceso es similar al proceso convencional de DEA, emplea una solución de DEA con concentraciones que van del 25 al 30% en peso, para tratar corrientes de gas natural a altas presiones (arriba de 35.2 kg/cm² man. o 500 psig.) y con una concentración en gas ácido (H₂S y CO₂) mayores del 10%. La relación H₂S:CO₂ que se encuentra en las plantas que utilizan este proceso varía desde 0.34 a 0.65. las diferencias notables son: uso de concentraciones más altas de DEA, optimización de las condiciones de operación logrando mayores cargas de solución rica y acondicionamiento de una corriente extra de solución pobre que mantiene un bajo nivel de sólidos, productos corrosivos e hidrocarburos.

Sus propiedades físicas y químicas así como toxicológicas son básicamente las de la DEA.

Se emplea para endulzamiento de gases con un contenido mínimo de 10% de gases a eliminar; para que el proceso sea comercial. Opera a presiones de 33 kg/cm² man. (470 psig) y mayores. El gas dulce obtenido tiene las especificaciones de línea de 2% ó menos de CO₂ y 0.25 granos de H₂S / 100 ft³.

Las unidades comerciales operan desde 40 a 75 kg/cm² man. (569 a 1066 psig) tratando gases que contienen de 11 a 35% de gases ácidos. Las pérdidas de solvente son de 2 lb/MMPCD de gas tratado. El proceso presenta los mismos problemas de corrosión que el convencional de DEA.

La selección de la concentración de la amina que se va a emplear es completamente arbitraria y generalmente se escoge sobre la base de corrosión y experiencia en operación, más bien que sobre el mínimo costo inicial.



Las soluciones de DEA empleadas para el tratamiento de gases de refinería tienen concentraciones que varían del 10 al 25% en peso, mientras que para la purificación de gas natural, las concentraciones van del 25 al 35% en peso.

3.2.2 Procesos con soluciones de carbonato de potasio

Por varios años se han utilizado soluciones de Carbonato de Potasio para la remoción de CO₂, generalmente se recomiendan soluciones al 30 %.

La reacción química del CO₂ con la solución alcalina de carbonato, tiene lugar en dos mecanismos paralelos: formación directa de HCO₃ debido a la reacción de CO₂ con el ion hidróxido y reacción de CO₂ con agua seguido por la disociación de Ácido Carbónico. El Bicarbonato de Potasio es regenerado y se obtiene de nuevo el carbonato por disminución de presión.

1. $K_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow 2KHCO_3 + \text{Energía}$
2. $K_2CO_3 + H_2S \rightarrow KHCO_3 + KHS + \text{Energía}$

Si el H₂S fuera el único gas ácido a absorber, las siguientes reacciones ocurrirían.

3. $K_2CO_3 + H_2S \rightarrow KHCO_3 + KHS$
4. $KHCO_3 \rightarrow CO_2 + H_2O + K_2CO_3$

3.2.2.1 Proceso con carbonato de potasio caliente ¹⁶

El proceso de carbonato de potasio caliente requiere relativamente altas presiones parciales de CO₂, y el absorbedor opera a altas temperaturas. El proceso de carbonato de potasio caliente ha sido utilizado exitosamente para eliminar el CO₂ de mezclas de gas. Este ha sido utilizado para endulzamiento de gases naturales que contienen CO₂ y H₂S.



Es un proceso que tiene mucha similitud con los procesos típicos de aminas, las principales diferencias son el equipo de intercambiadores en el absorbedor y el agotador. El flujo es alimentado al absorbedor (previa separación y calentamiento) el cual opera a 110°C (230°F).

La solución rica que sale del absorbedor pasa a la torre agotadora la cual opera en un rango de presión de 0.14 a 0.7 kg/cm² man. (2 a 10 psig). La expansión repentina de presión libera una gran porción de los gases ácidos. La regeneración se lleva a cabo, al pasar la solución rica por el agotador la cual se calienta con vapor en el rehervidor.

De los gases ácidos y vapor de agua que salen por la parte superior del agotador, el agua es condensada y regresada al agotador, mientras que los gases ácidos se envían a quemador. La solución regenerada del fondo del agotador se bombea al absorbedor para el reúso con una temperatura de 115.5 a 121°C (240 a 250° F).

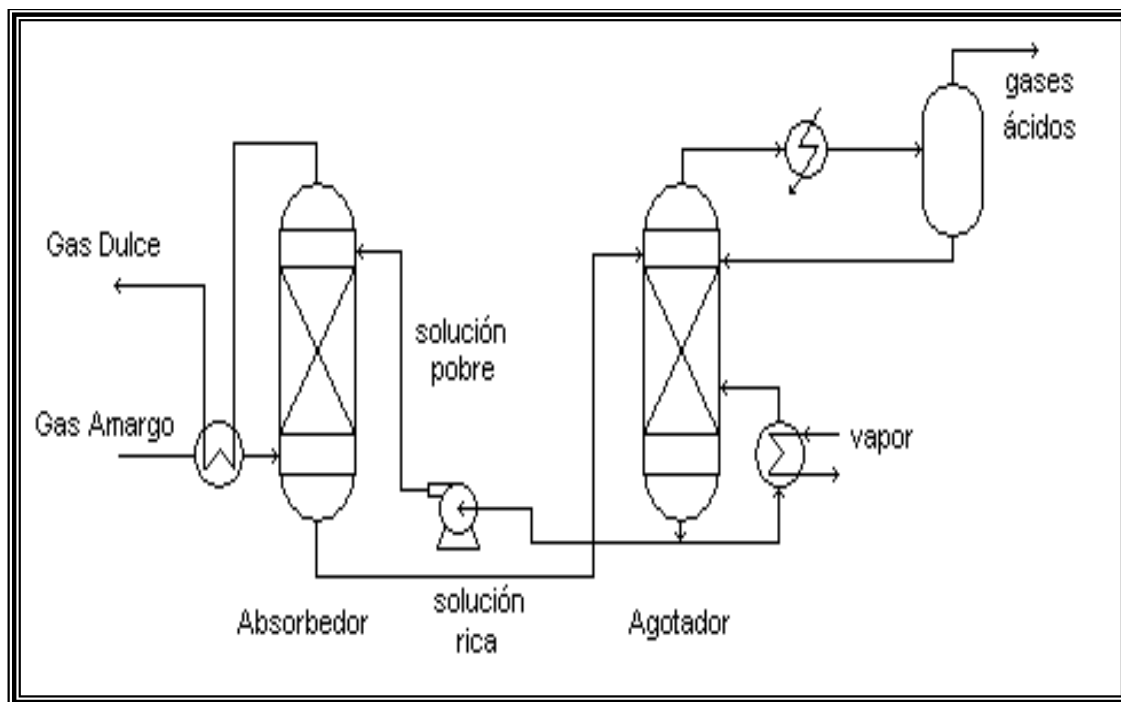


Figura 3.4 Proceso convencional de Carbonato de Potasio.



3.2.2.2 Proceso Benfield. ^{1,2}

Este proceso, elimina del gas natural el CO₂, H₂S, COS y RSH. El gas purificado se envía por gasoductos a condiciones petroquímicas permitidas.

El proceso es simple. La corriente de gas a tratar, se alimenta al fondo de una torre de absorción. Los gases ácidos se ponen en contacto con una solución de carbonato de potasio con aditivos Benfield para hacer más eficiente el proceso y tratar de evitar la corrosión de los equipos. La solución absorbe los gases ácidos y sale por el fondo de esta primera torre para enviarse a la torre regeneradora, en donde por medio de adición de calor y reducción de presión, se logra la desorción de los gases ácidos. El requerimiento de calor se satisface usando únicamente vapor de agua. En una versión anterior de este proceso, la solución poco caliente se flashea enviando vapor a través de eyectores para reducir los requerimientos de energía. En la versión más reciente del proceso se reducen los gases ácidos a bajos niveles de concentración mediante el uso de un haz de absorción integrado por DEA. Se cuenta con más de 600 unidades a nivel mundial, esta patentado por la compañía UOP.

3.2.2.3 Proceso Benfield Hi Pure

El proceso Hi Pure puede ser aplicado para purificar gases donde el H₂S puede ser removido hasta 6 ppm ó menos y CO₂ a bajos niveles de ppm. El proceso Hi Pure usa 2 soluciones independientes pero compatibles que circulan en serie para lograr altas puridades combinadas con alta eficiencia. El proceso primero contacta con una solución normal Benfield de Carbonato de Potasio Caliente y después contacta con una solución separada de diferente composición (solución de amina).

Las dos soluciones se regeneran en serie con la corriente de agotamiento que abandona la sección baja del regenerador, siendo rehusada en la sección superior. El calor de regeneración combinada por las dos soluciones es generalmente menor que para un diseño



normal del sistema de carbonato caliente. La remoción de gas ácido ocurre en el fondo del absorbedor empleando soluciones de carbonato activado Benfield. Finalmente la limpieza del gas ocurre en el tope de la sección del absorbedor empleando una solución separada y optimizada para completar la purificación deseada a temperaturas reducidas. La regeneración de la segunda solución ocurre en el fondo del regenerador, donde la solución Benfield activada es regenerada en el tope del regenerador.

Los costos de inversión se incrementan de un 5 a un 10% más que para un proceso Benfield normal, pero este costo es mínimo comparado con el ahorro de servicio de calentamiento que se requiere. El proceso Hi Pure ha sustituido al proceso convencional Benfield normal, se requiere menos calor en la regeneración. Para una pureza final de CO₂ del orden de 50 ppm o menos, el Hi Pure ofrece ventajas en capital y costos de operación. De la misma forma para reducir el contenido de H₂S muy bajos niveles, tanto como de 1 a 20 ppm

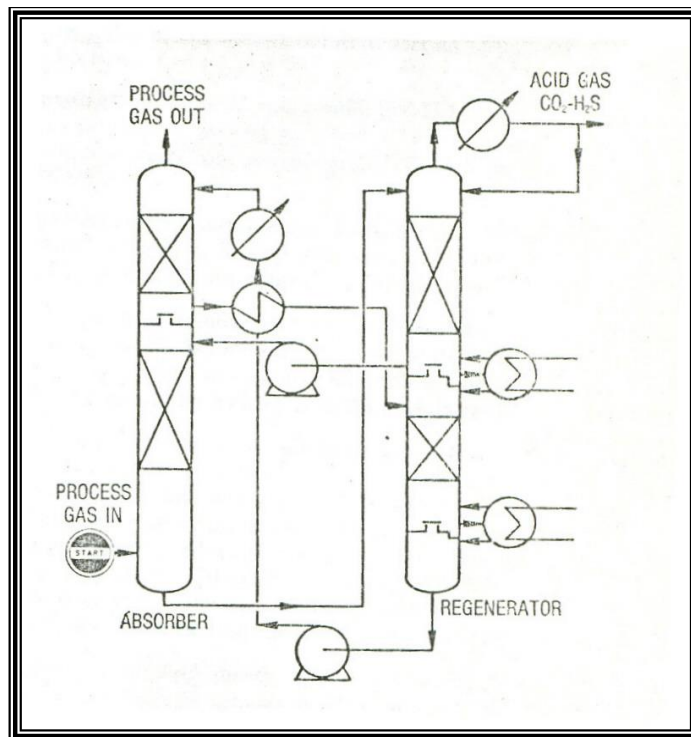


Figura 3.5 Proceso Benfield Hi Pure



3.2.2.4 Soluciones Activadas de Carbonato de Potasio.

La adición de promotores o activadores a la solución de Carbonato de Potasio acelera la velocidad de absorción del CO₂, lo cual reduce los costos de operación, y mejora la calidad del producto; algunos compuestos se han integrado para incrementar la velocidad de absorción de CO₂ como: Formaldehído, Metanol, Fenol, Etanolaminas y Glicina.

El proceso Benfield activado, utiliza una amina como promotor, Dietanolamina (DEA), con este proceso se puede producir un gas tratado de alta pureza (menos de 500 ppm de CO₂); con menores costos de operación en comparación con el proceso de solución de Carbonato de Potasio no activada. El activador es barato, estable y no presenta problemas de operación.

Recientemente, un activador orgánico ha sido implementado con una alta eficiencia para utilizarse en el proceso Benfield. El activador orgánico presenta una mayor velocidad de absorción que la DEA, particularmente a bajas presiones parciales de CO₂; éste activador tiene una alta estabilidad química con respecto a la degradación de CO₂, calor, y Oxígeno. El uso de un activador reduce los costos, el consumo de energía, y los niveles de CO₂ en el producto.

Tecnólogo	UOP	Eickmeyer and Associates	Exxon Research and Engineering Co.	Giammarco-Vetrocoke	Giammarco - Vetrocoke
Proceso	Benfield Activado	Catacarb	Flexsorb HP	Solución arsenita	Solución Orgánica
Solución Absortiva	K ₂ CO ₃ Caliente	K ₂ CO ₃ Caliente	K ₂ CO ₃ Caliente	K ₂ CO ₃ Caliente	K ₂ CO ₃ Caliente
Catalizador o Activador	DEA	Amina / Boratos de metal alcalino	Amina	Trióxido de Arsénico	Glicina
Inhibidor de corrosión	-	Compuestos de Vanadio	Compuestos de Vanadio	-	-
Especificación H ₂ S	-	4 ppmv	-	< 4 ppmv	-
Especificación CO ₂	<500 ppm	-	-	-	-
Especificación CO ₂ (%)	-	99.98	98.99	93	-

Tabla 3.2. Comparación de Procesos Activados.



3.2.2.5 Proceso Flexsorb HP ⁵

Este proceso es similar al Benfield activado y Catacarb, se caracteriza por el uso de una amina ramificada como activador y compuestos de Vanadio como inhibidor de corrosión, las aminas utilizadas tienen baja volatilidad, y buena estabilidad.

El uso de aminas ramificadas en la solución de Carbonato de Potasio incrementa la velocidad de transferencia de masa y su capacidad de equilibrio en mayor proporción que una amina convencional.

Este proceso elimina selectivamente al H₂S ó grupos de impurezas ácidas (H₂S, CO₂, COS, CS₂ y mercaptanos) de diferentes tipos de corrientes, dependiendo del solvente que se use. La tecnología Flexsorb SE, se puede usar en refinerías, complejos de producción de gas natural, plantas de operaciones petroquímicas y en plantas de generación de energía.

Se usa el diagrama de flujo típico de un sistema de aminas. La alimentación del gas se pone en contacto con el solvente para el tratamiento en la columna de absorción. Se obtiene una solución rica en el fondo de la columna, la cual se calienta y se envía a la columna de regeneración. El calentamiento en el regenerador se abastece mediante alguna fuente de calor adecuada. El solvente pobre proveniente de la columna de regeneración pasa a través del intercambiador de solución rica/solución pobre y se enfría antes de que ingrese a la columna de absorción.

Los solventes Flexsorb SE o SE Plus son usados en plantas de hidrogenación Claus abastecidas de H₂S, resultando en los gases de cola concentraciones por debajo de las 10 ppmv, para los gasoductos concentraciones menores a 0.25 granos / 100 ft³; resultando gases ácidos en corrientes de subproductos ricos en H₂S.

El solvente híbrido Flexsorb SE se usa para eliminar selectivamente al H₂S, también como las impurezas orgánicas del azufre comúnmente encontradas en el gas natural. Es una



solución acuosa de una mezcla con aminas, es una solución acuosa que tiene presenta una mejora en la regeneración por H_2S .

El solvente Flexsorb PS produce un gas tratado con concentraciones de H_2S menores a los 0.25 granos / 100 ft³, de CO_2 menores o igual a 50 ppm, para el grupo de COS y CS_2 menores a 1 ppm y elimina más del 95% de los mercaptanos, es una solución híbrida que consiste de una mezcla de una amina, un solvente físico y agua.

El proceso Flexsorb HP se basa en el sistema de Carbonato de Potasio caliente, que se usa en plantas de hidrógeno y en aplicaciones del gas natural para eliminar la mayoría del CO_2 , es sistema también es compatible con el H_2S , esta hecho de una mezcla con aminas. Las corrientes de gas pueden ser purificadas a menos de 300 ppmv de CO_2 .

Se requieren bajas inversiones y bajos requerimientos de energía basados principalmente en la recirculación de las soluciones a concentraciones del 30 al 50 %. Esta patentado por la compañía Exxon Research and Engineering Co.

3.2.2.6 Proceso Giammarco – Vetrocoke ⁸

El Proceso Giammarco – Vetrocoke, utiliza soluciones de Sodio y Potasio para la absorción del CO_2 a temperaturas y presiones elevadas, utilizando como activador Trióxido de Arsénico. Este activador incrementa la velocidad de absorción y desorción de CO_2 , con lo cual se tienen ahorros en el calor de regeneración, reducción en el tamaño del equipo, y producción de gas tratado de alta pureza. Este arreglo es utilizado principalmente para la remoción de CO_2 de gas de síntesis. En éste proceso; el gas amargo se pone en contacto a contracorriente con la solución en el absorbedor, el cual comúnmente es de columna empacada. El flujo de solución rica primero pasa por el tanque de flash donde una porción de CO_2 se remueve por reducción de presión. La solución parcialmente regenerada se calienta por intercambio con la solución pobre.



El CO₂ que sale de lo alto del regenerador se enfría, el agua condensada se separa en un acumulador de reflujo y se recircula al regenerador, mientras el CO₂ frío se ventea a la atmósfera.

Se presentan dos variantes de este proceso:

Selectivamente para el H₂S

El proceso consiste en la eliminación selectiva de H₂S. Éste se basa en la absorción del Ácido Sulhídrico en soluciones que contienen una mezcla de arsenatos y arsenitos alcalinos (sodio).

El gas amargo se pone en contacto a contracorriente con la solución pobre en un absorbedor, saliendo por el domo ya purificado. La solución rica del fondo de la columna pasa a un tanque de agitación o “digestor”, de donde va al acidificador después de enfriamiento y se contacta con una corriente de CO₂; el licor con azufre elemental se separa y se filtra, la solución se alimenta con una corriente de aire, se elimina así el resto de azufre, y se recircula la solución al absorbedor. La columna de oxidación trabaja a presión atmosférica (abierta a la atmósfera en el domo). El azufre elemental obtenido se separa por flotación de espuma, se filtra a vacío y se lava.

El proceso opera con gases de bajas concentraciones de gas ácido, no elimina el Dióxido de Carbono y el gas dulce se obtiene con 4 ppm de H₂S.

Se requiere una reposición de 0.5 lb de solución/MMPCD, para compensar las pérdidas físicas. La Licencia del Proceso es de la Compañía “Power Gas LTD”.

Selectivamente para el CO₂

El proceso consiste en la eliminación de CO₂ de corrientes gaseosas libres de H₂S. El solvente es una solución de Carbonato de Sodio o de Potasio, el proceso mejora la velocidad de

absorción y desorción de CO₂ en soluciones de carbonato. El Carbonato de Potasio es activado con un aditivo (Óxido de Arsenito, Glicina, Ácido Selenioso o Telurioso).

El gas rico en CO₂ entra por el fondo del absorbedor y se pone en contacto con la solución activada. El gas purificado sale por el domo del absorbedor, la solución del fondo pasa a un tanque flash, donde se reduce la presión y se desprende parte del CO₂. La solución parcialmente libre fluye del fondo del tanque a través de un intercambiador de calor (solución rica/pobre) hacia el domo del regenerador, donde se separa del resto del CO₂ de la solución la cual se recircula al absorbedor. Se aplica para gas natural, gas de síntesis y mezclas de hidrocarburos pesados y dióxido de carbono.

La solución debe entrar al absorbedor a 77 kg/cm² man. (1095 psig) mínimo y a una temperatura de entre 50 y 100° C (122 a 212°F). Las pérdidas de solvente son de 0.5 lb/MMPCD. En presencia de ácido sulfhídrico el solvente lo absorbe irreversiblemente, no elimina el Ácido Sulfhídrico. La solución de arsenito inhibe la corrosión de equipo puesto en contacto con la solución de carbonato por lo que la planta puede fabricarse en acero al carbón.

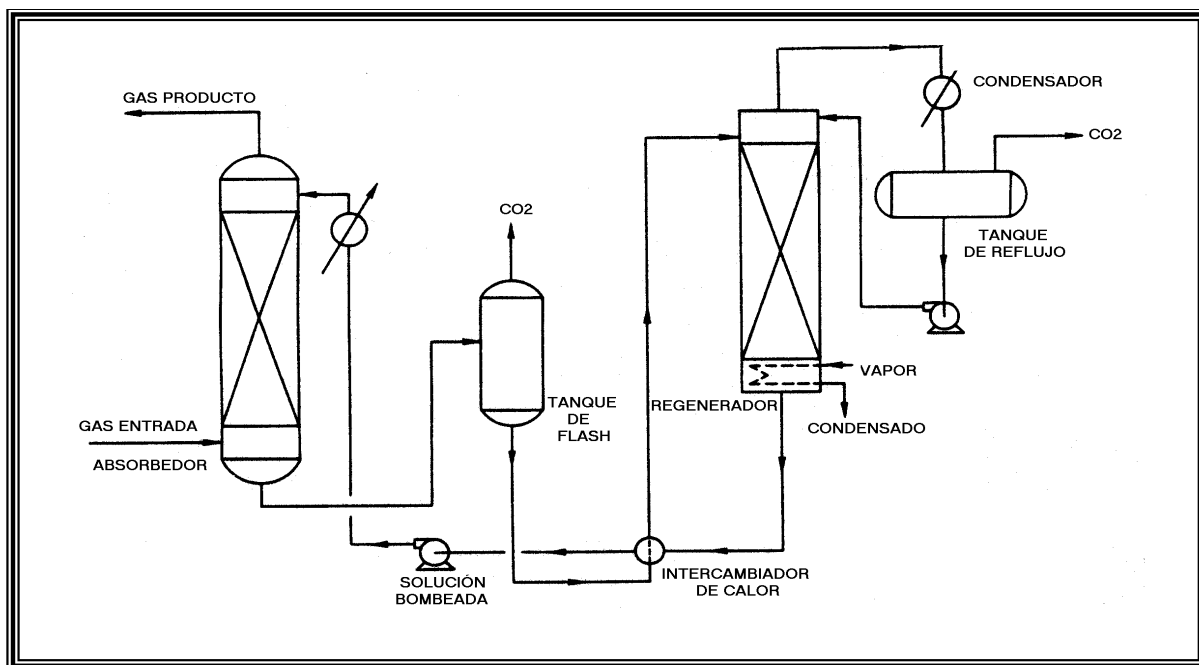


Figura 3.6. Proceso Giammarco – Vetrocoke con regeneración de vapor



3.3 Tecnologías con solventes físicos

3.3.1 Proceso Selexol²⁴

Solvente desarrollado por Allied Chemical, bajo el nombre de Selexol, el cual es una mezcla de isómeros de Dimetil éter de polietilenglicol, que es químicamente inerte y no está sujeto a la degradación.

Originalmente el proceso fue diseñado para remover CO₂ del gas de síntesis, pero ahora es usado para remover de manera fuerte y selectiva el H₂S del gas natural. El solvente Selexol posee un importante grado de cada una de las siguientes calidades deseables:

- Selectividad por el H₂S sobre el CO₂.
- Estabilidad química y térmica.
- Presión de vapor baja.
- Alta capacidad de absorción.
- No es corrosivo.
- No es tóxico y es biodegradable.
- Hay gran disponibilidad de este solvente.
- Bajo punto de escurrimiento.

La selectividad es de importancia particular si el CO₂ está presente en gran cantidad asociado con el H₂S. La coabsorción con el CO₂ que se presenta no es deseable en la purificación del gas. Si el solvente reacciona químicamente con sustancias del gas de alimentación, se descompone o polimeriza bajo calentamiento en la regeneración, por lo tanto la operación de la planta será más difícil y más cara.



El proceso básico es relativamente simple. El gas alimentado se pone en contacto con el solvente Selexol a presiones altas donde el gas ácido se absorbe para obtener el gas natural dentro de las especificaciones requeridas para ser transportado. La solubilidad del gas ácido en el solvente es aproximadamente directamente proporcional a la presión parcial del gas ácido en el gas alimentado. El solvente tiene aproximadamente siete veces mayor la solubilidad para el H₂S que para el CO₂, permitiendo la absorción preferencial de H₂S.

Puesto que no se tiene reacciones químicas, el calor generado es pequeño, ésta poca elevación de calor a través del absorbedor se debe al calor de solución.

El solvente es regenerado por una serie de expansiones, no se requiere calentamiento, para la regeneración del solvente, minimizando los servicios de la planta. Los gases liberados en la primera expansión, son usualmente y suficientemente ricos en hidrocarburos para justificar la recompresión y recirculación al absorbedor. Este procedimiento minimiza las pérdidas del metano. Las expansiones sucesivas del solvente rico proveerá gas combustible si la cantidad y calidad del gas es adecuada, o puede ser usado para recuperación de potencia en otra parte de la planta. Una serie de expansiones en equilibrio es suficiente para desprender el CO₂. Una planta tratadora de H₂S requiere de un agotamiento adicional del solvente.

El requerimiento de vapor de agotamiento va acorde al nivel de 2 a 4% peso de agua en el Selexol. Esto requiere que las temperaturas de absorción deben ser bajas, en un orden en que el punto de rocío del agua en el producto gaseoso vaya de acuerdo a las especificaciones, para eliminar la necesidad adicional de deshidratación. Un punto de rocío debajo de -5°C (23°F) es alcanzado a una temperatura del solvente pobre de -1°C (30°F). Enfriando el solvente pobre a esta temperatura se requiere una planta de refrigeración de amoníaco. El bajo nivel de calentamiento para esta planta hace que el requerimiento de vapor sea de baja presión.

Una variedad de esquemas de flujo del proceso permiten la optimización y la disminución de los servicios. Para los materiales de construcción de los equipos y del sistema de tuberías se puede usar el acero al carbón debido a las características químicas de los inertes dentro del



proceso. Existen cerca de 55 plantas a nivel Mundial. Actualmente esta patentado por la UOP LLC.

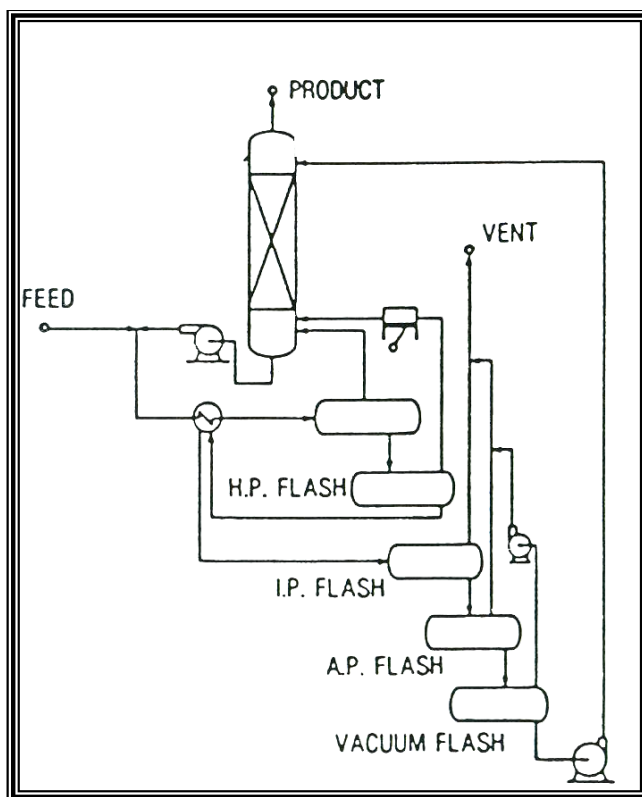


Figura 3.7. Proceso original Selexol

3.3.2 Proceso Ifpexolm²⁰

Trata cualquier gas (cualquier cantidad) para deshidratación, protección contra la hidratación, control del punto de rocío y eliminación de los gases ácidos, se usa un solo solvente con un bajo punto de congelación como el metanol. El proceso Ifpexol es un proceso de 2 etapas, cada etapa puede ser usada independiente o en combinación.

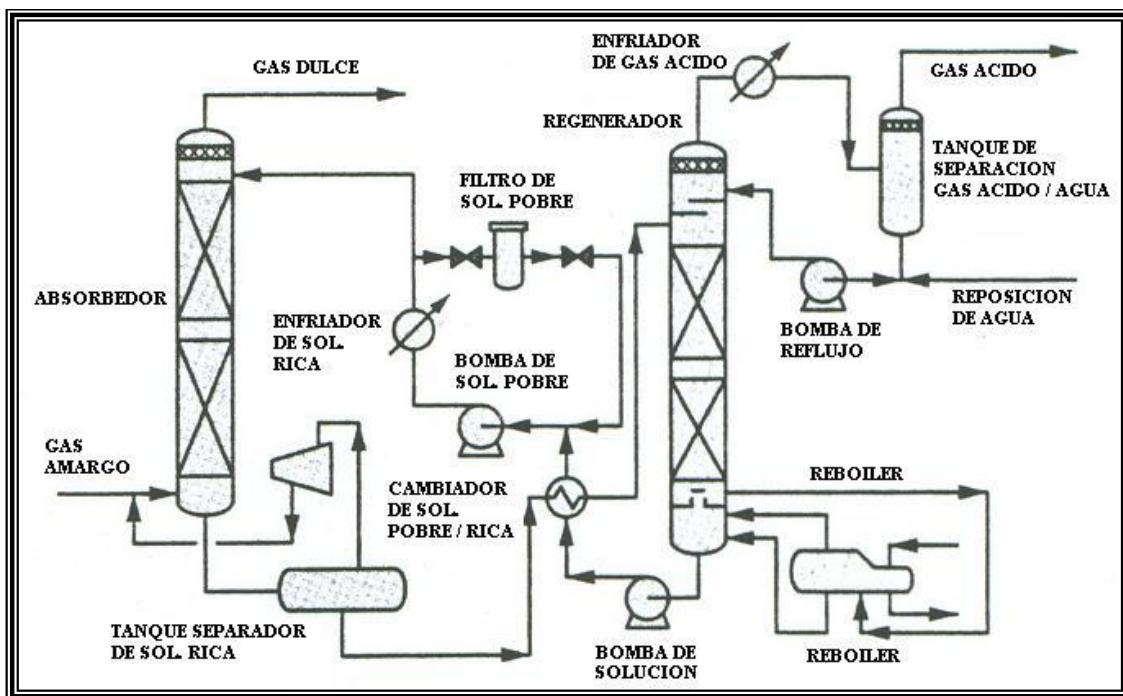


Figura.3.8. Proceso simplificado Selexol

- Ifpex - 1: separa simultáneamente agua y condensados de hidrocarburos de bajo punto de rocío (hasta -100°C o -148°F)
- Ifpex – 2: elimina los gases ácidos y compuestos sulfurosos (a especificaciones para la venta del gas)

Se puede emplear este proceso donde se encuentra el gas asociado (mezcla de gas – aceite), lejos de la costa, instalaciones donde el clima es frío en donde se instalen los centros de tratamiento de gas. Los costos de instalación/operación, energía, el espacio/peso, tiene una alta prioridad y un estricto control en el cuidado al medio ambiente (no deja en el ambiente aromáticos), por lo que este tipo de unidades son bastante atractivas y rentables.



- Ifpexol – 1

Una parte de la corriente de alimentación del gas es saturada con metanol mediante burbujeo en una columna de absorción (1), figura 3.9. La mezcla de metanol con agua se recircula desde la etapa del proceso que maneja temperaturas criogénicas (2), figura 3.9. Se obtiene agua pura en el fondo de la columna de absorción donde se puede enviar a recuperación (1). El gas que sale por la parte superior de la columna se mezcla con la corriente principal de gas y que contiene suficiente metanol para prevenir el congelamiento durante el proceso criogénico (2).

Durante este proceso, el gas se enfría a la temperatura que se requiere para llegar al punto de rocío mediante algunos medios apropiados (expansión J – T, turbo expansión ó refrigeración externa). El gas seco tratado es recuperado del separador a baja temperatura junto con los condensados de hidrocarburos y la mezcla de agua con metanol. La mezcla de metanol con agua se separa como una fase líquida y se recircula a la columna de absorción (1).

- Ifpexol – 2

El gas que sale de la etapa Ifpex – 1 ó de algún otro tipo de alimentación se pone en contacto con un solvente refrigerador a base de metanol en la columna de absorción (3). Los gases ácidos (CO_2 , H_2S), son absorbidos, junto con otros compuestos sulfurados (mercaptanos, COS), y un gas dulce y seco es obtenido en la parte superior de la columna de absorción (3).

El solvente saturado con los gases ácidos es regenerado mediante un simple flasheo, y en algunos casos, mediante una regeneración térmica. La coabsorción de hidrocarburos es controlada variando la composición del solvente y la recuperación de los hidrocarburos coabsorbidos se realiza mediante una separación multi-flash en una corriente de gas por separado. Los gases ácidos son recuperados deshidratados, y a baja presión (alrededor de 10 kg/cm^2 man. o 142 psig) por lo tanto este proceso es particularmente útil para la reinyección de

los gases ácidos. Desde 1992 se han instalado 15 unidades, esta patentado por el Instituto Francés del Petróleo.

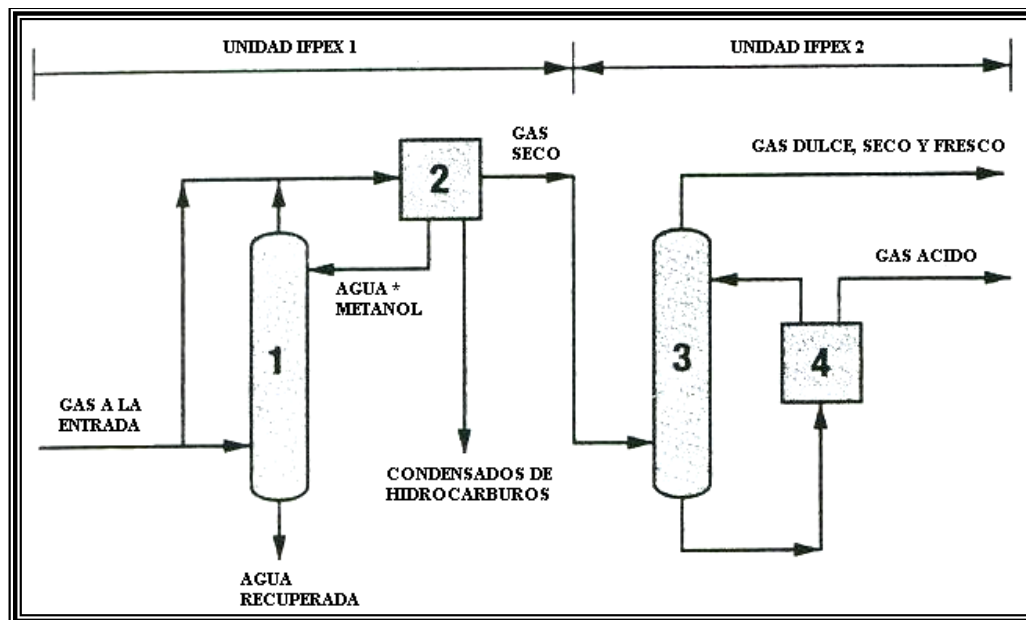


Figura 3.9. Proceso simplificado Ifpexol

3.3.3 Proceso Sulfinol

Este proceso elimina el H_2S , COS , RSH , otros compuestos orgánicos del azufre y todo o la mayor parte del CO_2 del gas natural, gases de síntesis o gases de refinación. El total de los compuestos de azufre en el tratamiento pueden ser reducidos a ultra – bajos niveles de ppm, como se requiera para la calidad del gas en refinerías, combustibles y gasoductos. Elimina grandes cantidades de CO_2 y H_2S con bajas presiones parciales.

Una mejora en su aplicación es la selectividad para eliminar el H_2S , COS , RSH y otros compuestos orgánicos del azufre para su especificación en gasoductos, mientras que solo una co – absorción de una parte del CO_2 .



La mezcla del solvente consiste de un reactivo químico llamado Di – isopropanol - amina, agua y un solvente físico llamado Sulfolano (Dióxido de tetra - hidro - tiofeno), la fórmula química actual es adecuada de acuerdo a cada aplicación que se le dé.

Es distinto al proceso que maneja soluciones acuosas de aminas. El proceso logra 4 ppm de H₂S que se especifica en las líneas de los gasoductos de consumo de bajas corrientes, el porcentaje de corrosión es bajo y se produce poca espuma. La línea de proceso es similar a otros procesos con aminas.

La eliminación de los compuestos orgánicos del azufre son usualmente eliminados junto con el H₂S y el CO₂. Es fácilmente alcanzada la especificación de 50 ppmv de CO₂ en el gas dulce.

Las pérdidas de solvente son del orden de 0.5 lb/MMPCSD. Trata gas natural donde la concentración de CO₂ va de 1.1 a 28% y la del H₂S de 0 a 53%. La presión de operación del proceso esta dentro del rango de 0 a 70 kg/cm² man. (0 a 996 psig), se obtiene la especificación de línea del gas dulce 0.03% de CO₂ y 0.005% de H₂S. Resulta ser muy económico este proceso cuando se encuentran presentes grandes concentraciones de gases ácidos, las ventajas desaparecen cuando las concentraciones de los gases ácidos son bajas, este proceso también presenta limitaciones, tiene una gran afinidad por los hidrocarburos especialmente los aromáticos; por lo tanto, un tratamiento previo debe ser instalado antes de comenzar a eliminar los gases ácidos, si existe una recuperación de azufre en la planta. Inicialmente el costo del proceso es rentable y remunerado aún considerando el alto costo de las soluciones en este proceso y el pago de patente por utilizarlo a Shell Internacional Research Mij.



3.3.4 Proceso Rectisol

La eliminación de los ácidos se hace usando un solvente orgánico a baja temperatura. En general, se usa el metanol para eliminar el H₂S, COS y el CO₂, sin embargo, las impurezas orgánicas e inorgánicas también se eliminan. Es posible la producción de un gas limpio que contenga por lo menos 0.1 ppm de azufre y un contenido de CO₂ por debajo de las ppm permitidas. La principal ventaja que tiene sobre otros procesos es el uso de un solvente barato, estable y fácil de recuperar, es un proceso muy flexible y que consume bajos servicios auxiliares.

En la unidad Rectisol se hace una selectiva desulfuración y una eliminación del CO₂ en la producción de gas de síntesis con metanol.

Se obtienen bajos niveles en las concentraciones de H₂S entre 1 y 2 ppm, para el CO₂ entre 50 y 250 ppm, para el RSH y COS concentraciones menores a las 2 ppm con un diseño apropiado.

Este proceso es muy adecuado para eliminar grandes cantidades de H₂S y CO₂, pero la principal desventaja es el alto costo de inversión, resultando ser un proceso muy complicado y presentando una gran pérdida del solvente. Esta patentado por la compañía Lurgi Oel – Gas – CEIME GMBH and Linde AG. Existen cerca de 100 unidades en operación.

3.3.5 Proceso Purisol

Este proceso fue desarrollado por Lurgi y Chemotechnik. Elimina los gases ácidos del gas natural, gas combustible y gas de síntesis mediante una absorción física con NMP (N – metil – pirrolidona).

En general, la mayoría de los solventes físicos, tienen un grado de solubilidad mayor para el H₂S que para el CO₂ lo que lo hace un agente potencialmente selectivo para la eliminación



del H₂S. El proceso depende de la presión parcial del gas ácido, que debe ser alta para el momento de entrar en contacto con el absorbedor. Y para que se pueda separar en las etapas sucesivas del proceso para llevar a cabo su regeneración.

Se usa cuando hay un alto contenido de CO₂ y se desean bajos niveles residuales, cuando se desea eliminar grandes cantidades de gas ácido a una moderada purificación y que la regeneración se efectúe simplemente mediante una simple separación. Esta patentado por la compañía Lurgi Oel – Gas – CEIME GMBH and Linde AG. Existen cerca de 7 unidades en operación.

3.3.6 Proceso con Solvente Flúor

Este proceso emplea un compuesto anhidro orgánico (carbonato de propileno); para remover el CO₂ y H₂S de corrientes de gas natural. El uso de este solvente de alta capacidad, el cual absorbe los gases ácidos por absorción física; permite la regeneración del solvente simplemente por disminución de presión del solvente rico, usualmente sin aplicación de calor.

El proceso se aplica para eliminar altas concentraciones de impurezas ácidas, CO₂ y H₂S de corrientes de gas natural y gas de síntesis. La absorción se favorece a bajas temperaturas y a menor contenido de hidrocarburos pesados aumenta la eficiencia global del proceso.

Las condiciones de operación debe ser: presión de 28 a 141 kg/cm² man. (400 a 2000 psig), temperatura menor a la ambiente; la presión parcial combinada de los gases ácidos en el gas amargo debe ser de 5 kg/cm² dif. (75 psi) o mayor; así las especificaciones del gas dulce son de 4 a 12.8 ppm de H₂S y de 0.1 a 5% mol de CO₂. La licencia del proceso es de “Fluor Engineers and Constructor Inc.”

Se requiere el uso de servicios auxiliares tales como; vapor, aire de planta e instrumentos, energía eléctrica y un sistema de refrigeración.



Descripción del proceso

El gas tratado intercambia calor con el gas dulce que sale del absorbedor en el enfriador de gas de alimentación. El gas amargo entra al absorbedor y fluye desde el mismo a contracorriente con el solvente de carbonato de propileno que baja de la torre.

El carbonato de propileno rico en gases ácidos sale del fondo del absorbedor y por medio de una bomba se alimenta al recipiente flash, el gas existente de alta presión contiene hidrocarburos disueltos y algo de CO₂. Por esta razón es normalmente comprimido y recirculado al absorbedor.

La solución rica del solvente fluye a través del cambiador de calor, donde es enfriado por refrigeración, posteriormente, es bombeado a un tanque flash intermedio. Los vapores de éste tanque son principalmente CO₂ y puede ser venteado a la atmósfera.

En algunos casos una turbina de expansión de gas puede ser empleada para recuperar energía antes de que el gas sea venteado. El líquido obtenido de esta expansión fluye al agotador donde se pone en contacto con el aire para agotamiento, el cual consiste en bajar la concentración de CO₂ en el solvente hasta un nivel mínimo posible. El solvente pobre fluye del fondo del agotador a las bombas del solvente para su reintegración en el plato superior del absorbedor.

En algunos casos, la regeneración del solvente rico en CO₂ es suficiente cuando simplemente se expande a presión atmosférica o cercana a la misma. Esto producirá una composición mayor de CO₂ en equilibrio para el gas dulce, que si fuera el caso de emplear aire para el agotamiento. Típicamente el gas dulce a 70.5 kg/cm² man. (1000 psig) contendrá aproximadamente 2% de CO₂ por expansión atmosférica y aproximadamente 0.25% de CO₂ con aire de agotamiento.



El Proceso con Carbonato de Propileno, tiene ventajas sobre el proceso de aminas porque puede manejar grandes volúmenes de gas con altos contenidos de gases ácidos y hay un menor costo para implementarse este proceso. Este solvente se regenera reduciendo la presión sin necesidad de emplear vapor para su regeneración. No es corrosivo, los problemas de erosión y espuma son mínimos. No se requiere acero inoxidable ni otra aleación para los materiales de construcción. En general, el uso de éste proceso es favorecido para bajo contenido de hidrocarburos pesados. Diversas plantas en operación han demostrado que la pérdida total del solvente corresponde a 1 lb / MMPCSD de gas alimentado. La mayor desventaja de este proceso es que durante la marcha de éste, va a ir reteniendo hidrocarburos pesados en la salida de gases ácidos por lo que deben ser tratados para eliminar estos hidrocarburos antes de ser procesados si se va a llevar a cabo una recuperación del azufre.

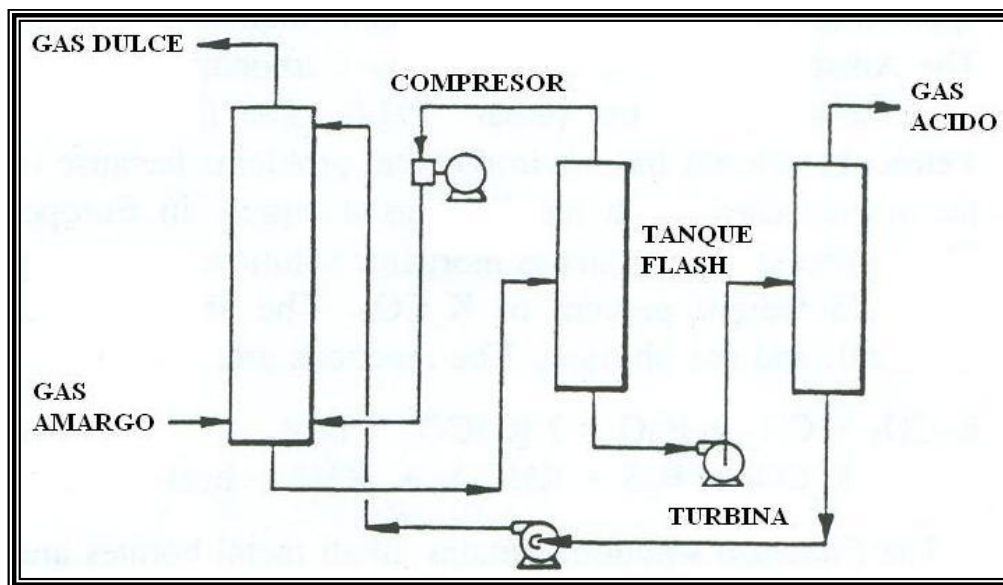


Figura 3.10. Proceso simplificado con Solvente Fluor

3.3.7 Proceso Estasolvan

Este es un proceso de absorción física que usa Tri-n-butil-fosfato (TBP) como solvente. Dos características del TBP, la afinidad entre TBP y compuestos de azufre y la selectividad para el H₂S en la presencia de CO₂ son de principal importancia.



El proceso está basado sobre condiciones específicas las cuales son:

- No se requiere una completa extracción del CO_2 .
- Para cumplir con las regulaciones para el abatimiento de la contaminación del aire las plantas de recuperación de azufre deben de poseer una eficiencia del 98%. Consecuentemente, la alimentación de gas ácido a las unidades Claus tienen que tener el más bajo contenido posible de CO_2 e hidrocarburos.

El coeficiente de absorción es mucho mas bajo para metano que para el H_2S . La presión parcial de metano en el fondo del absorbedor es mucho más alta. Por eso la solución rica es falseada en dos etapas. La presión final en la segunda etapa es cerca de $7.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ (110 psig.) por éste método la concentración del metano en el TBP puede ser reducida a 2% del total de los gases disueltos por flasheo del solvente a presión atmosférica y una apreciable porción de regeneración de solvente es obtenida. Los compuestos ácidos son desechados durante la operación de flasheo.

Para la regeneración final, la regeneración en el agotador es con vapor, por calentamiento del solvente a una temperatura por encima de la del vapor; la condensación del vapor en la columna de regeneración es evitada. El condensado obtenido desde el enfriamiento es agotado con aire, el cual es requerido para recuperar azufre con facilidad, entonces el H_2S contenido en el condensado es removido.

Las características del solvente son:

- Baja gravedad específica.
- Baja viscosidad siempre que sea a bajas temperaturas de operación.
- Extremadamente baja presión de vapor.
- No tiende a formar espuma.
- No es tóxico.



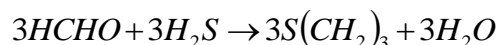
Las propiedades del TBP son:

- Muy alta solubilidad de compuestos de azufre tales como el H₂S, oxisulfuro de carbonilo y mercaptanos.
- La selectividad del TBP para el H₂S en presencia de CO₂ produce especificaciones en cuanto a componentes de azufre sin lograr una completa extracción de CO₂. El TBP es capaz de absorber simultáneamente gases ácidos e hidrocarburos, en un solo paso.

3.4 Otras tecnologías

3.4.1 Proceso con Base Formaldehído

La reacción química del H₂S con el absorbente es compleja, consiste de una serie de reacciones. Como producto final se obtienen varias formas de tritieno, éstas son moléculas de carbón–azufre cíclicas.



El proceso consiste en hacer burbujear el gas por la parte inferior de una torre que contiene el absorbente.

El proceso deberá estar diseñado para evitar la exposición del personal al agente químico. Por lo anterior se deberá manejar el agente químico mediante un paquete cerrado de almacenamiento y bombeo.

Existen mezclas similares de formaldehído–metanol–agua registradas con los nombres de “scanivox” y “di–chem” (Magnatreat type). La fórmula recomendada del formaldehído es aproximadamente del 60% y 40% de agua.



Ventajas

- La reacción se favorece a bajas temperaturas (100% de remoción del H₂S a 0°C o 32° F), pero a temperaturas mas bajas se disminuye la velocidad de remoción.
- El formaldehído no es una sustancia que provoque cáncer al cuerpo humano, como mucho tiempo se pensó.
- El formaldehído y sus soluciones en agua han sido usadas ampliamente en hospitales por años.

Desventajas

- No se ha podido evitar el problema de polimerización a pesar de la nueva formulación del formaldehído.
- El gas endulzado no debe arrastrar más de 40 ppm de formaldehído y mercaptanos, porque tendría emisión de fuertes olores desagradables.
- Cuando la solución se aproxima a la condición de agotamiento, se debe esperar una formación de componentes gelatinosos, que son el resultado de la polimerización de una cadena larga de mercaptanos; esta polimerización puede reducirse mediante una dilución del solvente con agua y metanol. Sin embargo, esta dilución incrementa los requerimientos de líquido y el tamaño del contactor.

Criterios específicos del proceso

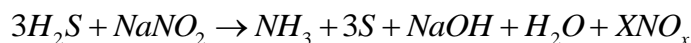
- Este solvente en su forma pura o de deshecho no es corrosivo y el equipo involucrado puede ser de acero al carbón sin recubrimiento.
- El gas amargo debe estar saturado de agua.
- El contactor debe ser llenado con la solución tratada desde la mitad hasta dos terceras partes.
- Se recomienda que durante el reemplazo de la solución desgastada con otra fresca se limpie con una descarga de solución cáustica acuosa (5%), para remover los polímeros.



- Si el solvente degradado prevalece en el contactor durante los periodos de interrupción extensos, es prácticamente imposible drenar el recipiente.
- La velocidad máxima recomendada para mantener un patrón de flujo burbuja uniforme es: 2.7 m/min (9ft / min).

3.4.2 Proceso con Base Cáustica

El proceso consiste en convertir el H₂S en azufre elemental mediante una serie de reacciones de óxido reducción. La reacción principal es la siguiente (Sulfa–Check)



La eliminación de mercaptanos es también llevada a cabo con el proceso sulfa–check.

Es un proceso no regenerativo que consiste en burbujear el gas amargo a través de una torre que contiene una solución sulfa–check, cuando la solución es gradualmente agotado se va convirtiendo en un lodo, conteniendo azufre elemental. El periodo de cambio de solución es de 60 a 90 días.

El químico de desecho consiste de una fase líquida y otra sólida. La primera es una solución acuosa de hidróxido de sodio y amonio y se puede desechar por el drenaje. La segunda consiste principalmente de azufre elemental, algunos sulfatos y carbonatos.

Este proceso no es recomendable:

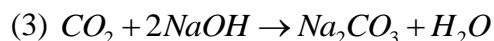
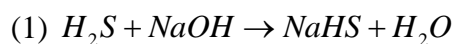
- Cuando se inyecta aire con el gas tratado.
- Cuando el gas contiene menos de 0.1% de CO₂.
- Se producen NO_x en más de 300 ppm, siendo que la concentración máxima de NO_x es de 28 ppm conteniendo no más de 3 ppm de NO₂ de acuerdo a la OSHA (Occupational Safety and Health Administration).



3.4.3 Proceso con Sosa Cáustica

La tecnología de éste método se basa en la factibilidad de la absorción de los gases ácidos en soluciones alcalinas (sosa cáustica). Dentro de una operación normal de lavado de H₂S y CO₂, ambos pueden ser absorbidos. Sin embargo, la absorción y reacción de H₂S en una solución fuertemente alcalina es instantánea, mientras la absorción de CO₂ es una reacción muy lenta.

Las reacciones involucradas son:



La ecuación (1) es la reacción preferida dominante la cual ocurre cuando el tiempo de contacto gas/líquido es poco y cuando el pH es controlado adecuadamente.

La reacción (2) esta en equilibrio con la reacción (1) y se favorece cuando el pH se incrementa. Esta reacción es indeseable debido a que consume el doble de sosa cáustica que en la reacción (1).

La reacción (3) es la menos deseada. En la mayoría de las corrientes de gas, el CO₂ esta presente en mayor cantidad que el H₂S. Si la reacción (3) ocurre, el consumo de sosa cáustica puede llegar a ocasionar costos muy altos y causar problemas, debido a la baja solubilidad del carbonato de sodio que se produce.

Equipo de proceso

El contactor es normalmente un mezclador estático de dimensiones apropiadas el cuál esta en línea con la corriente de gas. La sosa cáustica es alimentada antes de la entrada al contactor, de



donde se pasa la mezcla directamente a un separador gas-líquido. El tiempo de contacto esta basado en el tiempo de residencia del gas en el contactor. El gas dulce, sale por la parte superior del separador, mientras que el líquido efluente se obtiene por el fondo del separador apropiadamente controlado por medio de un controlador de nivel.

Se recomiendan mezcladores estáticos como contactores debido a su simplicidad, efectividad y adaptabilidad, aunque se pueden emplear otros contactores mientras se mantenga el bajo tiempo de contacto requerido, pudiendo ser de la siguiente manera:

- Dos contactores en serie para tener un mayor contacto.
- Dos contactores en paralelo, para favorecer la flexibilidad del sistema.
- Un contactor vertical sí se garantiza su diseño.

Parámetros de diseño

Tiempo de contacto. Cuando el tiempo de contacto se mantiene entre 0.01 – 0.03 segundos, el H_2S se absorbe selectivamente a partir de corrientes que contienen CO_2 .

Si el tiempo de contacto decrece del mínimo recomendado de 0.01 segundos, la caída de presión en el contactor es muy alta. Cuando el tiempo de contacto en el contactor excede al máximo recomendado de 0.03 segundos, la absorción de CO_2 es pronunciada y se refleja en el consumo drástico de sosa cáustica.

Control de pH. El pH efluente líquido es un indicador de lo que ocurre dentro del contactor. Basándose en las reacciones de equilibrio, se recomienda mantener un pH entre 9 y 11 para el efluente, el cuál, consistirá principalmente de bisulfuro de sodio.

Eficiencia de remoción de H_2S

La remoción de H_2S del gas amargo puede ser alcanzada de corrientes muy diferentes en cuanto a niveles de concentración de H_2S .



Sin embargo, es mucho más fácil remover cierto porcentaje dado de H₂S, desde un gas amargo que contiene 20,000 ppm de H₂S, que de un gas que contiene 200 ppm de H₂S. Para la primera composición del gas el H₂S puede ser removido usando cantidades aproximadas a las teóricas de sosa cáustica y a niveles de remoción de H₂S del 99%.

Si el nivel de CO₂ en el gas amargo no es muy alto puede ser ventajoso el incremento del tiempo de contacto para remover mayor cantidad de H₂S. De ésta manera todo el H₂S puede reaccionar sin sacrificar sosa cáustica para la absorción del CO₂.

Parámetros de operación.

Existen otras variables que controlan el comportamiento del agotador. Una de estas variables es la concentración de la alimentación cáustica y la correspondiente concentración del efluente. Conforme la concentración cáustica se incrementa, más sosa cáustica se requiere para obtener los mismos niveles de eficiencia.

Otro importante parámetro de diseño es la relación de líquido a gas en el contactor. La experiencia ha mostrado que una relación de líquido a gas entre 5 y 15 gal / MPCs (0.795 – 2.39 lt / m³) es apropiada para la operación. Si la relación es baja, no existe suficiente líquido para contactar con el gas. Con una relación alta, la caída de presión a través del contactor se incrementa y la eficiencia baja.

A altas temperaturas de operación la reactividad del CO₂ se incrementa aumentando el consumo cáustico. Una concentración de 10% más de sosa cáustica por incremento de 25°C (77°F) es típica.

La presión tiene poco efecto en la eficiencia del sistema. Sin embargo, debido a la compresibilidad del gas esta tiene una importante función en el diseño del sistema y el cálculo del consumo de sosa cáustica.



3.4.4 Proceso Amisol

El proceso Amisol es particularmente adecuado para purificación de gases con contenidos medios a bajos de CO₂ y H₂S. También puede ser aplicado para eliminar el CO a un nivel de 5 ppm o menor. Los gases lavados tienen niveles de H₂S residual de 0.1 ppm o menos.

Descripción del proceso

El proceso Amisol, usa metanol como el solvente base con un aditivo y una base orgánica (DEA o MEA), para conseguir capacidades altas de disolución de gases.

El solvente empleado disuelve físicamente y absorbe químicamente los mercaptanos. El agua también es absorbida. La afinidad del solvente por estos compuestos gaseosos es alta.

El proceso consiste en poner en contacto a contracorriente al gas a tratar con el solvente en un contactor. La relativamente baja viscosidad del solvente favorece la transferencia de masa esto permite el uso de bajas alturas de las columnas de lavado y regeneración. También el solvente es regenerado a bajas temperaturas (relativamente) lo cual asegura un ahorro en calor para obtener un gas lavado de alta pureza. Los requerimientos de calor en la regeneración son más bajos que en otros procesos de lavado de gas. Debido a la baja temperatura de regeneración (85°C o 185°F). La pequeña diferencia entre la temperatura del contactor (35°C o 95°F) y la temperatura del regenerador hacen que el intercambio de calor en el ciclo del solvente sea innecesario. Únicamente un rehervidor para la regeneración y un enfriador para el solvente regenerado son requeridos.

Acero al carbón puede emplearse para el equipo de la planta y solamente áreas sujetas a la erosión deben ser protegidas por un material de alto grado.

Estas ventajas a menudo pesan más que las desventajas resultantes del uso de un solvente de bajo punto de ebullición. La recuperación de vapores de metanol contenidos en la



purificación, se regeneran fuera del gas, esto se logra lavando estos gases con agua. Únicamente un calor pequeño extra es requerido para obtener el metanol desde el agua de lavado. El metanol que proviene desde la destilación a baja presión sirve para indirectamente calentar el regenerador.

3.5 Tecnologías de lecho sólido

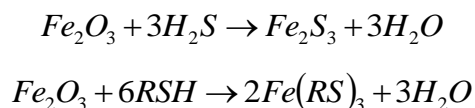
3.5.1 Proceso Fierro Esponja

Este proceso es muy similar al proceso de formaldehído la diferencia es la utilización de fierro esponja. Tiene aplicaciones para eliminar el Sulfuro de Hidrógeno (H_2S) y mercaptanos de una corriente de gas natural en condiciones de baja o alta presión.

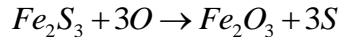
El proceso fierro esponja (óxido de fierro sobre madera o aserrín) usa un simple empaque en la torre (3), ver figura 3.11, que va desde (2) hasta (4) y la corriente del gas atraviesa este empaque, de donde sale el gas dulce tratado.

Después de la separación de los líquidos condensados (1), ver figura 3.11, la corriente del gas ácido pasa por un filtro y se alimenta por la parte superior de la torre donde se pone en contacto con el óxido de fierro con el cual reacciona simplemente y efectivamente convierte el H_2S en un sólido.

El ácido sulfhídrico reacciona con el óxido de fierro para formar sulfuro de fierro y agua mediante la siguiente reacción:



En algunas aplicaciones el material puede ser regenerado poniendo en contacto el lecho con aire para obtener el óxido de fierro mediante la siguiente reacción:



Este medio puede ser regenerado un número de veces limitado antes de reemplazar el hierro esponja.

El proceso de hierro esponja es un método muy conocido de endulzamiento de gas para la remoción de H₂S, a partir del gas natural. El gas que contiene H₂S se pasa a través de un lecho empacado de hierro esponja hidratado.

El lecho debe conservarse húmedo para obtener la eficiencia deseada del proceso. Un exceso de agua es tolerado muy bien por el óxido de hierro, tanto que se puede drenar por el fondo de la columna el excedente (5), ver figura 3.11, y así no se permite la inundación del lecho.

Si el gas amargo no está saturado de agua o si la temperatura del gas es mayor a 49°C (120°F), se requiere inyectar agua. Durante la remoción del químico de desecho, se debe asprear agua a la torre para evitar la ignición de la madera al presentarse la reacción exotérmica ocasionada por la oxidación del hierro. La madera se debe mantener húmeda por bajo de 49°C (120° F). El proceso remueve los mercaptanos y los convierte en disulfuros.

Ventajas

- Absorción eficiente de H₂S en concentraciones bajas a medias.
- Requiere baja inversión para volúmenes bajos a medios de gas, en comparación con otros procesos.
- Efectivo a cualquier presión de operación,
- Efectúa la remoción de mercaptanos – etílicos que se han adicionado por odorización.



Desventajas

- La exposición al fierro esponja puede causar irritación de la piel y úlceras, cuando se inhala, puede irritar pulmones y vías respiratorias.
- La regeneración del óxido de hierro se puede repetir un número de veces máximo, debido a que el lecho se va cubriendo con azufre elemental el cual evita la acción del óxido de hierro al contacto con el gas.
- Proceso “batch”, requiere relevo para regeneración del lecho empacado.
- Favorece la formación de hidratos a la temperatura y presión correspondiente.
- Recubrimiento del fierro esponja con aceite o condensados arrastrados.

Criterios específicos

- La operación de una unidad de fierro esponja debe ser entre los 18 y 46°C (65 y 115°F) para reducir parafinas depositadas en los chips y para lograr una remoción óptima del H₂S.
- En el mercado existe una gran variedad en grados de fierro esponja, cuya diferencia consiste en el contenido de óxido de hierro activo por bushel. Los grados son: 6.5, 9, 15 y 20 lb / bushel, siendo los más comunes los de 9 y 15 lb / bushel.
- Apropiadamente empaquetado en un recipiente, un bushel de fierro esponja ocupa un pie cúbico.
- La altura óptima del lecho es de 3.05m (10ft).
- La deposición máxima de azufre en el lecho es de 15 granos / min / ft de lecho de sección transversal.
- El lecho tendrá un contenido de humedad del 40% en peso o por lo menos 15%.
- El pH tendrá que conservarse entre 8 y 10 con la adición de soda ash.
- Una unidad de fierro esponja puede operar de 2 maneras: regenerativo y no regenerativo.

- La regeneración del lecho puede ser acompañado con aire, intermitentemente o continuo, con límites para el modo continuo de regeneración. Ya que la vida del lecho después de cada regeneración es el 60% de vida previa del lecho; únicamente 2 regeneraciones son factibles.
- Teóricamente, la capacidad específica de fierro esponja permite 0.56 lb S / lb de óxido de fierro. Para objetivo de diseño se deberá asumir capacidad teórica de 25%.
- Recomendable para contenidos máximos (de 7 a 9 Ton / día de azufre y concentraciones máximas de 1000 granos H₂S / 100 ft³) de gas.

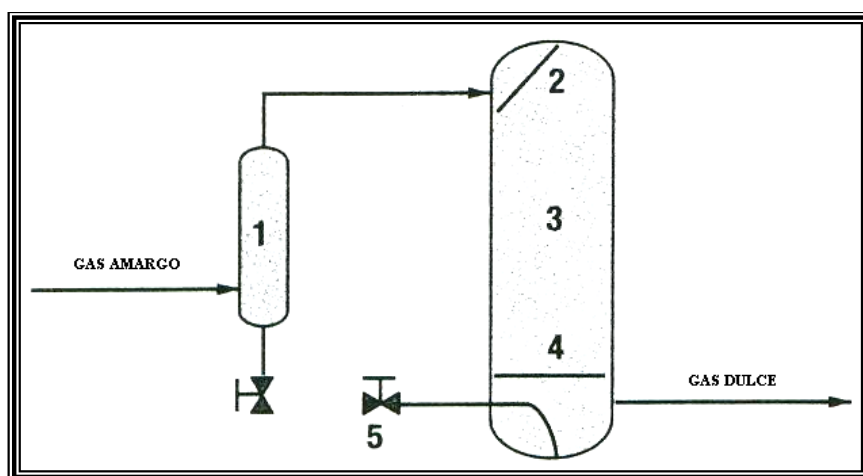
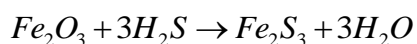


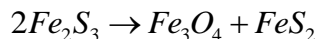
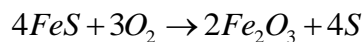
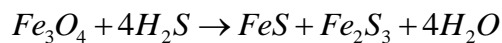
Figura 3.11. Proceso simplificado con Esponja de Hierro.

3.5.2 Proceso con Óxido de Fierro (Lodo Dulce)

Este proceso es similar al proceso de óxido de zinc a excepción de que se usa óxido de fierro en vez de éste.

Las reacciones principales son las siguientes:





La torre contactora requiere recubrimiento epóxico contra la corrosión, la torre también requiere empaque.

Para un contenido de 5% mol de H_2S , se deberá inyectar aire en la corriente de gas amargo para alcanzar la eficiencia demandada y estabilizar el químico desgastado.

El proceso se introdujo hace 15 años y algunos usuarios experimentaron problemas de espumamiento, asentamiento de óxidos y corrosión por lo que el proceso fue eliminado del mercado.

Hace 10 años Gas Sweeteners Associates (GSA) indicó que los problemas se resolvieron de la siguiente manera:

Espumamiento: inyección de agente antiespumante con un aditivo especial.

Corta vida del lecho y corrosión: inyección de aire a la corriente de gas amargo.

Asentamiento de óxidos: adición de un dispersante el cuál mantiene el lodo en suspensión.

El químico de desecho consiste principalmente de agua, varias formas de sulfuro de fierro, óxidos de fierro e impurezas contenidas en el químico original.

El contactor es normalmente equipado con una bomba de inyección para la adición de agua o una solución antiespumante de reposición.



Un tanque de mezclado se requiere para preparar el lodo.

Ventajas

No existen problemas de espumamiento, asentamiento de óxidos, esto se resuelve con la adición de agentes químicos correspondientes.

Desventajas

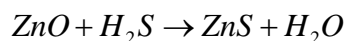
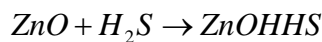
El agente químico debe manejarse, usando máscara, guantes y lentes de seguridad.

Criterios de diseño

- Se recomienda un precalentador del gas de 5 a 10°F, para pasar al proceso de óxido de fierro.
- El contactor debe empacarse a 3 / 4 de altura (anillo de polietileno) y cargado a la mitad de lodo.
- El contenido de agua normal en el lodo es 1 gal / 75 lb de químico. Si el absorbedor circula seco puede ocurrir arrastres.
- Una mínima velocidad superficial de 1 ft / min se requiere para evitar el asentamiento de lodo.

3.5.3 Proceso con Lodo de Óxido de Zinc

Este método se lleva a cabo burbujeando el gas que contiene el H₂S a través del lodo húmedo de óxido de zinc, el cual se encuentra en una torre contactora. Las reacciones que se siguen durante el proceso son:





El cambio del medio de absorción se lleva a cabo cada 60 o 90 días. Es importante que el lodo agotado sea desgasificado, antes de su remoción del absorbedor al final del ciclo.

El gas de alimentación se deberá precalentar de 5 a 10° F, para evitar la desactivación del óxido de zinc por recubrimiento de hidrocarburos condensados. El sulfuro de zinc de desecho deberá contener menos de 20 ppm de zinc y compuestos de zinc y de ésta manera puede ser aprobado como desecho industrial sin afectar al medio.

Ventajas

- Es un proceso simple en cuanto a diseño, instalación arranque y operación.
- El uso convencional de acero al carbón es aceptable para el equipo. El sistema no es corrosivo y no se requiere recubrimiento del recipiente.

Desventajas

- Si contiene 20 ppm de zinc o más es peligroso y se debe de solicitar a alguna compañía especializada la colección del material, el cual, deberá de estar envasado debidamente.
- Para el manejo de óxido de zinc, se deberán usar máscaras, guantes y lentes de seguridad.
- Se deberá evitar la entrada de hidrocarburos líquidos y asfaltenos al contactor. Ya que los primeros causan espumamiento y los segundos van recubriendo las partículas de óxido de zinc, disminuyendo la capacidad de reacción.
- El gas debe estar saturado de agua.
- El agua que se emplea para reposición del lodo, debe de estar libre de hidrocarburos y con un contenido menor de 2000 ppm de sólidos disueltos totales.
- El pH del lodo, debe ser mayor de 4.6 para que pueda llevarse a cabo la reacción. El lodo de óxido de zinc, opera con aditivos que mantienen el pH sobre 6 y con dispersantes que previenen el asentamiento de los lodos.



Se considera un factor de expansión de 1.25 sobre el volumen del lodo requerido para cálculos finales de volumen del equipo.

3.5.4 Proceso con Mallas Moleculares

Los aluminos-silicatos de sodio y calcio pueden ser usados para eliminar el H₂S, CO₂, H₂O y otros compuestos de azufre del gas y líquidos derivados de éste.

Como las mallas moleculares son cristales, poseen un tamaño de poro más o menos uniforme y poseen un espacio interno muy grande, lo que hace que tengan una capacidad de adsorción grande. Además, como poseen cargas polares en la superficie del cristal, ocasiona que tenga mayor fuerza de adsorción que los adsorbentes convencionales amorfos convencionales, dando como resultado el tener una mayor capacidad de adsorción a bajas concentraciones de H₂S (menor presión parcial)

Equipo de proceso

El equipo consiste principalmente de 3 ó 4 torres empacadas con la malla molecular que operan en paralelo, en las que el gas a endulzar fluye hacia abajo. Cada torre opera durante 36 hrs, con 12 MMPCSD de gas de regeneración caliente (204-315.5°C o 400°-600°F), el cual fluye hacia arriba y requiriéndose otras 4 hrs. De enfriamiento, se requiere además de un separador de líquidos contenidos en el gas amargo antes de que éste entre a la torre empacada. Una vez que el gas se ha endulzado, una parte de éste es ramificado, pasándolo por un calentador (204-315.5°C o 400°- 600°F), para la regeneración de las torres adsorbedoras.

Parámetros de operación

El tamaño de la torre y el tiempo de residencia del gas dependen de las siguientes variables:

Efecto de la presión: la capacidad de adsorción se incrementa al aumentar la presión parcial de los gases ácidos. Un aumento de la presión total ocasiona un aumento en la capacidad de adsorción entre el H₂S, CO₂ y otras moléculas de hidrocarburos. Por otro lado si se incrementa la concentración de CO₂, se tendrá una disminución de la capacidad de adsorción para el H₂S



debido a que las moléculas ocuparán los sitios activos para la adsorción del azufre. En la práctica, las operaciones a altas presiones es la más conveniente para incrementar la capacidad de la unidad.

Efecto del flujo: cuando la velocidad del gas se incrementa, las moléculas del H_2S viajarán más rápidamente, de este modo es necesaria una mayor área de contacto, para poder proporcionar el tiempo de residencia adecuado para la adsorción, lo que obliga a aumentar la zona de transferencia de masa, provocando un aumento del tamaño de la torre. Por otro lado, ni el flujo ni la altura de la torre tiene un efecto significativo en la dinámica de saturación del H_2S .

Efecto de la concentración de CO_2 : la presencia del CO_2 , tiene un efecto negativo en los procesos de endulzamiento debido a la competencia entre las moléculas de H_2S y CO_2 por los sitios disponibles para la adsorción, retardando la adsorción del H_2S , lo que hace necesario una mayor área de adsorción, haciendo necesaria una mayor altura de la torre.

Efecto de la concentración de H_2O : las moléculas de agua tienen una fuerte afinidad por las mallas moleculares, llegando a desplazar las moléculas de H_2S y CO_2 ya adsorbidas. En las torres, el agua ocupara aproximadamente el 10% de la longitud real de ésta, preferentemente la zona cercana a la succión de alimentación. Se pueden tratar gases que contengan 6% de CO_2 y de 15 a 20 granos / 100 ft³ de H_2S o mercaptanos, obteniéndose un producto de hasta 0.2 ppm de azufre total.

Parámetros de diseño

La adsorción que tiene lugar se lleva en tres secciones de la columna:

1. Zona de saturación de agua, cercana a la sección de alimentación de la columna;
2. Sección de Coadsorción de H_2S y CO_2 , y;
3. Zona de transferencia de masa, en donde ocurre el desplazamiento del CO_2 por el H_2S .

La sección 1 no es tomada en cuenta en la longitud de la columna para la adsorción de azufre y CO_2 .



Ventajas

- Las mallas moleculares son efectivas para la eliminación selectiva de compuestos de azufre en presencia de dióxido de carbono.
- La inversión inicial es menor que la de una planta de endulzamiento con aminas.

3.6 Tecnologías de conversión directa

3.6.1 Proceso Sulfa – Treat

Varios tipos del proceso Sulfa - treat tratan los contaminantes del gas y aire con una selectividad media para eliminar el H_2S y algunos mercaptanos ligeros. Este proceso se puede aplicar a corrientes de gas con bajo contenido de H_2S . Consiste en la reacción del H_2S del gas amargo, con un compuesto de Fe mezclado con otras sustancias químicas. La velocidad de reacción se incrementa conforme la temperatura se eleva de $40^\circ F$ en adelante. Se obtienen concentraciones con 0.1 ppm máximo de H_2S , dependiendo del sistema que se diseñe.

Este proceso presenta las siguientes ventajas:

- Proceso simple. no requiere de ningún equipo mecánico, sólo de un recipiente empacado con el material.
- Servicios auxiliares mínimos.
- Sulfa-treat y los productos de su reacción no son tóxicos y pueden manejarse sin mascararas, guantes ó lentes de seguridad.
- El material no es regenerable, debe cambiarse una vez agotado, el desecho no es tóxico y ha probado ser benéfico en la agricultura.
- No existen limitaciones en cuanto a la presión de operación, pero en cuanto a la temperatura se recomienda no operar por debajo de $4.4^\circ C$ ($40^\circ F$).

- Se pueden tratar volúmenes desde 1 a más de 100 MMPCSD de gas, contenido de 10 a 10000 ppm de H_2S .
- La reacción es exotérmica, sin embargo no se llega a requerir aislamiento en el recipiente absorbedor.

Pero también se presentan las siguientes desventajas:

- Proceso no regenerable, cambio del medio absorbente con frecuencia. el volumen de material de desecho puede llegar a ser muy elevado
- Para una operación continua, se requiere de dos columnas absorbedoras, una para operación y otra para cambio de material.
- Para vaciado de material agotado, se requiere de equipo auxiliar.

Existen cerca de 2000 unidades a nivel mundial, esta patentado por la división M – IL . L . C. de Sulfa Treat

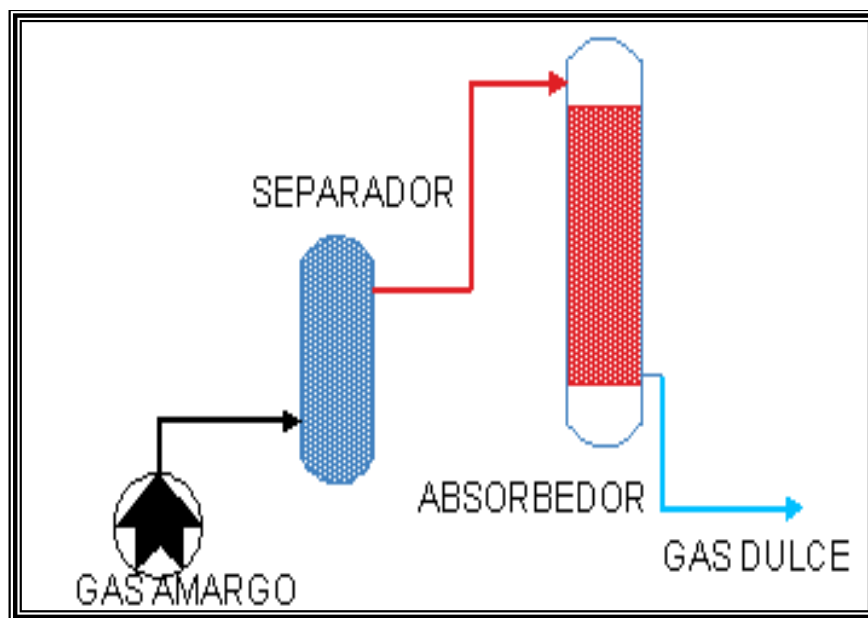


Figura 3.12. Proceso simplificado Sulfa-treat



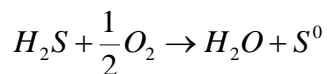
3.6.2 Proceso Lo-Cat

Es un proceso de oxidación del ácido sulfhídrico que lo convierte directamente en azufre con una eficiencia del 99.99%, se puede aplicar para cabezas de gas de yacimiento, gas combustible, gas ácido, gas natural, dióxido de carbono, gas de cola en unidad Claus y gas de síntesis donde se ventila mediante una corriente de aire. El rango de presión de operación va desde condiciones de vacío hasta cientos de psi, mientras que el rango de la temperatura es de los 4.4 a los 60°C (40 a los 140° F). Este proceso produce grandes cantidades de azufre, puede ser recuperado de una pasta compacta por medio de filtros o incluso si se funde el azufre.

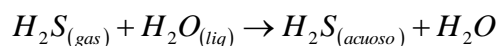
El proceso se lleva a cabo empleando soluciones diluidas de hierro en agentes quelantes. Al ponerse en contacto la corriente de gas con la solución en el absorbedor, el hierro se reduce a la forma ferrosa y permanece en solución dejando azufre como un lodo de partículas finas el cual puede ser separado por asentamiento posteriormente. La solución sirve como un catalizador en la reacción total del ácido sulfhídrico con oxígeno (reacción total), y toma parte en la reacción y absorción por transferencia de electrones, las reacciones pueden ser divididas en absorción y regeneración. La solución es regenerada por contacto con el aire. El pH debe conservarse de 8 a 8.5.

Se presentan las siguientes reacciones durante el proceso:

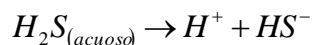
Reacción total:



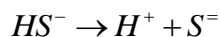
Absorción



1ª. Ionización:

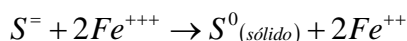


2ª. Ionización:

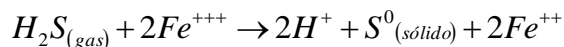




Oxidación por iones metálicos (Fe^{+++}):

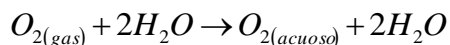


Reacción General:

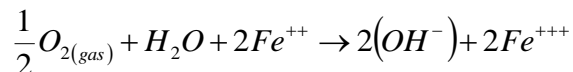


Regeneración

Absorción:



Regeneración de ión metal (reacción total)



Se dispone de tres modos de configurar el proceso, dependiendo del tipo de gas y del uso final que tenga el gas dulce.

El gas ácido se pone en contacto en la columna de absorción con una solución catalítica impregnada en limadura de hierro, donde el H_2S se absorbe y se oxida a azufre sólido. El gas dulce resultante sale del absorbedor. La solución catalítica reducida regresa a la columna de oxidación donde se pone en contacto con aire y la solución catalítica se re-oxida. Una vez regenerada la solución catalítica se regresa a la columna de absorción. La regeneración continua de la solución del catalizador se realiza por muy bajo costo de operaciones químicas.

En el sistema patentado de auto-circulación las columnas de absorción y de oxidación se encuentran en combinación en un recipiente, pero separados internamente por mamparas. La distribución del gas ácido y del aire para la regeneración tiene un diseño especial creando



una serie de “disipadores de gas” eliminando las bombas externas de circulación de la solución.

En el tercer tipo de sistema de proceso de endulzamiento de una corriente contaminada, la absorción y oxidación del H_2S a azufre elemental, también como la regeneración de la solución catalítica ocurren en un solo recipiente. El aire de la corriente del gas se usa para regenerar el catalizador, eliminando el ventilador de aire de la columna de oxidación. La concentración de H_2S se puede dar de pocas ppm del 100% que entra en la corriente de alimentación. Se producen muchas toneladas de azufre. No existen restricciones para el tipo de gas que va a ser tratado; sin embargo algunos contaminantes semejantes al SO_2 hacen incrementar los costos de operación.

Este proceso presenta las siguientes ventajas:

- Actividad catalítica extremadamente alta.
- Solución catalítica completamente no tóxica.
- Gran flexibilidad de aplicación.
- Ahorro de energía. el proceso trabaja a temperatura ambiente. No se requiere calentamiento o enfriamiento de la solución.
- Pueden manejar diferentes presiones y composiciones en el gas. Se pueden tratar corrientes de gas a alta presión.
- Diseño de auto-circulación.
- Las aplicaciones comerciales son variadas, se pueden procesar corrientes de gas a presión atmosférica o a presiones cercanas a 70.5 kg/cm^2 man. (1000 psig) para gas natural. La concentración de ácido sulfhídrico puede ser tan alta como el 100% y manejo de gas de unos cuantos MMPCSD a miles de MMPCSD.
- El reactivo utilizado en este proceso, no es afectado por contaminantes tales como: amoníaco, dióxido de carbono, cianuro y una variedad de hidrocarburos.
- Puede ser selectivo al ácido sulfhídrico. Remover el H_2S sin eliminar el CO_2 .

Pero también se presentan las siguientes desventajas:

- El proceso requiere de varios equipos mecánicos en operación normal, lo que implica problemas de mantenimiento y disponibilidad de partes de repuesto.
- El proceso requiere de diferentes servicios auxiliares como energía eléctrica y un medio de enfriamiento para la solución que va a regeneración.

Existen en operación 119 unidades, patentado por la Compañía U. S. Filter / Lo-Cat.

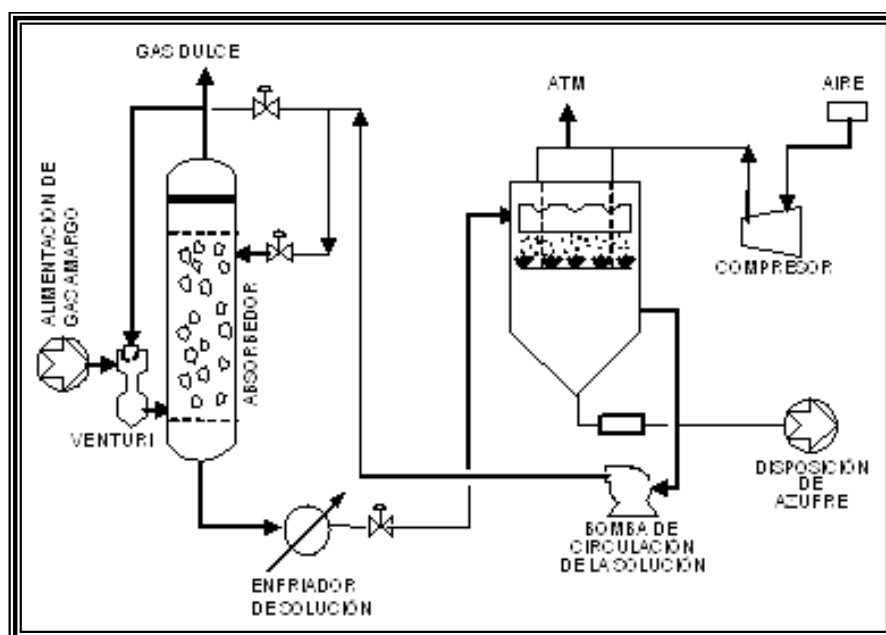


Figura 3.13. Proceso Simplificado Lo-Cat.

3.6.3 Proceso Strettford

El proceso utiliza una solución alcalina de sales sódicas de ácidos de Antraquinona disulfónicos (A. D. A.), carbonato de sodio, vanadato de sodio, ácido antraquinona disulfónico y fierro. La solución alcanza un equilibrio con respecto al CO_2 , solo se extraen pequeñas cantidades de CO_2 ; la concentración máxima de H_2S en el gas amargo es del 25%.



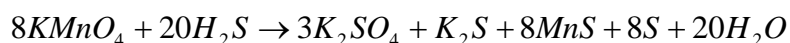
El gas amargo se alimenta a contracorriente con la solución Stretford en un absorbedor. El H₂S se disuelve en la solución alcalina y reacciona con el vanadato, oxidándose a azufre elemental y se separa en un tanque, se bombea a un oxidador y se contacta con una corriente de aire para su regeneración. El azufre que se forma se divide finamente y flota; se forma una nata de donde se recupera el solvente y se recircula al absorbedor y el azufre se envía a procesamiento.

La temperatura de operación está entre la temperatura ambiente y 49°C (120°F) por lo que no existen tendencias a la corrosión y el equipo se fabrica en acero al carbón.

Las reacciones del proceso son independientes de la presión. El gas dulce obtenido tiene 1 ppm de H₂S. Las pérdidas disolvente son bajas (0.5 lb/MMPCD).

3.6.4 Proceso Carusorb 200

El Carusorb 200 es un medio filtrante de aire, compuesto de permanganato de potasio y alúmina activada específicamente diseñada para control de H₂S, mercaptanos, dióxido de azufre y otros contaminantes corrosivos gaseosos. La reacción involucrada es la siguiente:



Estas son esferas de color púrpura brillante de alúmina activada conteniendo permanganato de potasio, con lo siguiente:

Contenido químico:

Alrededor de 4% en peso de permanganato de potasio.

Humedad de 12 a 16% en peso.

Tamaño de la partícula:

Tamaño de esfera de 1 / 4 in.



Están disponibles otros tamaños bajo solicitud.

Densidad:

45 a 50 lb / ft³

Debido a las propiedades de la alúmina activada, el Carusorb 200 rápidamente absorbe impurezas del aire, al cual es expuesto. Además, las impurezas inoxidables son oxidadas por el permanganato de potasio presente.

El H₂S se convierte a un residuo insoluble que contiene azufre, el cual, es retenido por el Carusorb 200 y agua de acuerdo a la reacción química (estado sólido). El factor clave en el funcionamiento del Carusorb 200, es la gran área superficial y volumen del poro, el cual permite la continua eficiencia a pesar de la deposición del residuo conteniendo azufre.

El Carusorb 200 cambia de color púrpura a café-gris durante la reacción con todo el material oxidable. Con compuestos de azufre, la fase café continúa la reacción. Ya que una cantidad baja de componentes activos es necesaria para la eliminación de contaminantes, el medio debe cambiar de color totalmente para considerarse desactivado. Un análisis del nivel de contaminantes en el efluente del filtro puede también determinar la necesidad de remplazar el Carusorb 200.

Ventajas

Mientras el Carusorb 200 controlará adecuadamente un gran número de contaminantes de aire como el formaldehído, el etileno y varios olores desagradables, se recomienda específicamente para remover H₂S, dióxido de azufre, mercaptanos y materiales similares.

Requerimientos para remoción de H₂S:

Eficiencia de remoción: alta (99%)

Capacidad de absorción: 14.5 lb de H₂S / 100 lb Carusorb 200



Desventajas

Estabilidad: puesto que este producto (Carusorb 200) usado para la purificación del aire, debe ser almacenado en recipientes cerrados antes de su uso.

Originalmente el Carus no provee equipo o recipientes especiales para contener el Carusorb 200 pero puede recomendar proveedores para el diseño e instalación del equipo.

Antes de realizar la comparativa de los diferentes procesos de las tecnologías de endulzamiento, se presenta la siguiente tabla que contiene la selectividad hacia los contaminantes así como su medio absorbente y su estado.

Proceso	Extrae		Medio Absorbente	Estado
	H ₂ S	CO ₂		
Absorción química con un líquido				
Monoetanolamina	X	X	MEA	Activo
Dietanolamina	X	X	DEA	Activo
Trietanolamina	X	X	TEA	Comercialmente no es importante
Metildietanolamina	X		MDEA	Comercialmente no es importante
SNPA-DEA	X	X	DEA	Activo
Econamina	X	X	DGA	Activo
Sulfinol	X	X	Sulfolano/Diisopropanolamina	Activo
Soluciones de sales alcalinas				
Catacarb	X	X	Carbonato de potasio caliente	Activo
Carbonato de potasio caliente	X	X	Carbonato de potasio caliente	Activo
Giammarco Vetrocoke (CO ₂)		X	Carbonato de potasio/alumina	Activo
Benfield	X	X	Carbonato de Potasio/Benfield	Activo
Flexsorb	X	X	Carbonato de potasio caliente/amina	Activo
Absorción química y/o física				
Purisol	X	X	n-metil-2 pirolidona	Activo

Tabla 3.2. Selectividad de los procesos de endulzamiento.



Proceso	Extrae		Medio absorbente	Estado
	H ₂ S	CO ₂		
Estasolvan	X		Tri-n-butyl fosfato	Activo
Solvente Flúor	X	X	Carbonato de propileno	Activo
Selexol	X	X	Dimetil polietilenglicol	Activo
Rectisol	X	X	Metanol	
Amisol	X	X	Metanol/MEA o DEA	Activo
Absorción-Oxidación con líquido				
Giammarco	X		Carbonato de potasio/Arsenitos	Activo
Vetrocoke (H ₂ S)				
Lo cat	X		Fe/agentes quelantes	Activo
Sulfa-Treat	X		Sustancia de Fe	Activo
Lechos sólidos				
Óxido de hierro	X			Activo
Oxido de zinc	X			Activo
Mallas moleculares	X	X		Activo

Tabla 3.2. Selectividad de los procesos de endulzamiento (continuación).

3.7 Comparación de los Procesos de Endulzamiento

A continuación se hace una comparación cualitativa entre las tecnologías monitoreadas basadas en la información obtenida para seleccionar la tecnología más adecuada. Considerando los siguientes aspectos y características de la Tabla 3.3, se consideran las calificaciones de 0, 1, 3 y 5 que se describen en la Tabla 3.4, y las que mayor puntaje tengan serán las seleccionadas. Entre mayor sea la calificación, quiere decir, que es cuando no hay mayor problema en cuanto a su estudio, no existe algún inconveniente al implementarla, hay suficiente información sobre dicha tecnología y cumple con los requerimientos.



Factor	Sub. aspecto	Línea base
A. Concordancia del diseño con las bases de diseño	Capacidad y factor de servicio Especificaciones de materias primas Especificaciones de productos Condiciones en límite de batería	3.5 MMPCSD los 365 días del año Concentraciones bajas de GA 4 ppmv H ₂ S Ver bases de diseño
B. Características relevantes del proceso	Equipo Condiciones de operación Características especiales de los productos	Se dispone de un área máxima 1010 psia y 100° F
C. Flexibilidad del proceso	Materia prima Capacidad de operación Numero de equipos de relevo Automatización	Siempre disponible 3.5 MMPCSD como mínimo 1 Semi - automático
D. Consumo de materias primas	Absorbedor	Regeneración del solvente
E. Consumo de servicios auxiliares	Vapor Electricidad Agua de enfriamiento	Disponibles
F. Mano de obra requerida	Operación mantenimiento	El sistema es semi – automático, requiere supervisión
G. Tratamiento de efluentes	Normas Sistemas de tratamiento	Se manda a recuperación de azufre
H. Impacto ecológico de la tecnología	Agua Aire	No debe contaminar el ambiente
I. Riesgos implícitos en la tecnología	Seguridad	De acuerdo a la Normatividad

Tabla 3.3 Aspectos de selección del proceso de la tecnología.

Descripción	calificación
Atributo no disponible – no cumple	0
Calificación mínima (pobre en este atributo)	1
Calificación media (cumple satisfactoriamente en este atributo)	3
Calificación máxima (cumple totalmente en este atributo)	5

Tabla 3.4 Escala de calificación de atributos



Para definir la calificación máxima y mínima se aplicaron los siguientes criterios, ver Tabla 3.5:

Se uso la máxima calificación en la mejor alternativa tecnológica

Se uso la calificación mínima en lo mínimo esperado, por ejemplo: el proceso no es regenerativo.

Factor	Mínima calificación	Máxima calificación
A.	Cuando no sea un proceso continuo, cuando maneje concentraciones mínimas de Gas amargo, no este dentro de las especificaciones	Se puedan obtener 3.5 MMPCSD los 365 días del año Maneje concentraciones bajas de Gas amargo Se obtenga un gas con 4 ppmv H ₂ S
B.	Se requieran demasiados equipos, no este dentro de las condiciones de operación adecuadas	Sean los adecuados para el área disponible, se pueda operar el sistema a 1010 psia y 100° F
C.	Cuando no se pueda tener una capacidad de 3.5 MMPCSD para producir gas dulce	Siempre se disponga del gas combustible Haya una flexibilidad de obtener 3.5 MMPCSD como mínimo y que el sistema sea semi - automático
D.	Proceso no regenerativo	Proceso regenerativo
E.	Requiera demasiados servicios auxiliares	Solo los elementales o que se aprovechen de otros procesos
F.	Demasiada supervisión	El sistema es semi – automático, requiere poca supervisión
G.	Almacenamiento de sustancias no regenerativas	Se pueda dar tratamiento a las sustancias
H.	Cuando se necesite demasiado cuidado al manipular las sustancias, no se pueda dar tratamiento y genere desechos	Sea limpio, y no genere desechos
I.	Cuando se requieran medidas de precaución	La seguridad sea la indispensable

Tabla 3.5 Criterios para definir la calificación en cada aspecto



Factor	Selexol	Ifpexol	Sulfinol	Rectisol	Purisol	Solvente Fluor	Estasolván	Formaldehído	Base caustica	Sosa caustica	Fierro esponja
A.	3	5	5	5	3	3	3	3	3	3	3
B.	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
C.	5	5	3	3	3	3	3	5	3	3	5
D.	5	5	5	5	5	5	3	0	0	0	0
E.	3	3	3	3	3	3	3	1	3	3	5
F.	5	5	5	5	5	5	5	3	3	3	3
G.	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
H.	5	5	5	5	5	5	5	3	1	1	1
I.	5	5	5	5	5	5	5	5	1	1	1
Calificación	4.0	4.3	4.1	3.9	3.9	3.9	3.8	3.2	3	3	3.4
Decisión Si /No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No
Factor	Lodo dulce	Oxido zinc	Malla molecular	Sulfa Treat	Lo Cat	Strettford	Amisol	Carusorb	Girbotol (Aminas)	Carbonato de potasio	
A.	3	3	3	5	5	3	3	3	5	5	
B.	3	3	3	3	3	3	3	3	5	5	
C.	3	3	1	5	5	3	5	3	5	3	
D.	0	0	3	0	3	3	3	0	5	5	
E.	3	1	3	3	3	3	3	3	5	5	
F.	3	3	3	3	3	3	3	3	5	5	
G.	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	
H.	3	1	3	3	3	3	3	3	5	5	
I.	3	1	5	5	5	5	5	3	5	5	
Calificación	3	2.7	3.2	3.6	3.6	3.2	3.4	3	4.8	4.6	
Decisión Si /No	No	No	No	No	No	No	No	No	Si	Si	

Tabla 3.6 Comparación de los proceso de endulzamiento.



3.7.1 Interpretación de resultados de la comparación de procesos de endulzamiento

En la comparación técnica se analizaron las posibles tecnologías con lo cual se aprecia que aunque todos tienen un fin común, de acuerdo a nuestros requerimientos no satisfacen nuestro objetivo, (ver Tabla 3.6), se descartan los procesos llamados “batch” porque son procesos no regenerativos, los cuales requieren tener en almacenamiento el agente absorbente limpio y el ya contaminado con las impurezas de los gases ácidos lo cual repercutiría afectando el espacio disponible y en el caso de que se puedan regenerar resulta complicada y cara la operación, su capacidad no es limitada en volumen de gas tratado, pero si en cuestión del nivel de impurezas que se permiten en la corriente de alimentación generalmente por debajo del 1% mol. Los procesos que se basan en una conversión directa, los que se basan en la adsorción con tamices moleculares presentan las mismas desventajas que los procesos “batch” por lo que también se descartan.

Otro de los inconvenientes que se presentan generalmente es que en la mayoría de los procesos se tiene que pagar un permiso por una patente o dar regalías por su implementación, la solución absorbente no está disponible en el país o simplemente resulta cara su implementación como en el caso de procesos que emplean separadores a base de membranas.

Existen en la actualidad muchos avances respecto al estudio de los procesos de endulzamiento del gas, empleando agentes biológicos (Biotecnología) pero en este caso, aún se encuentra en etapa experimental, se usa cuando el volumen del gas a tratar no es muy grande pero resulta muy costosa su implementación.

En base en lo anteriormente mencionado, la evaluación técnica de nuestra planta de endulzamiento de gas amargo se va a llevar a cabo mediante el proceso de endulzamiento con soluciones de aminas, debido a que este proceso es el que mejor se adapta a nuestras necesidades. La amina que se va a emplear es la Dietanolamina (DEA) debido a sus ventajas



que tiene ésta, como es el caso de minimización de pérdidas por vaporización de la solución por mencionar alguna.

CAPÍTULO IV

DETERMINACIÓN DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO EMPLEANDO EL PROCESO “GIRBOTOL”

En este capítulo, se estudiara la influencia que tienen algunas variables como son la presión de operación de las torres y la introducción de una nueva variable que es la relación de H_2S/DEA , que más adelante se explica de manera más detallada, la cual tiene una gran importancia en el diseño del proceso.



4.1 GENERALIDADES

Después de haber estudiado las tecnologías existentes en el mercado para el endulzamiento de gas amargo y que dan como resultado las especificaciones de un gas dulce o con bajos contenidos de gases ácidos (H_2S y CO_2) de acuerdo a las especificaciones de normatividad que apliquen en cada región y se seleccionó el proceso de endulzamiento con aminas denominado “GIRBOTOL”. Ahora se van a realizar estudios de sensibilidad para ver los efectos que tienen algunas variables de operación, como la presión por citar alguno, en los equipos de mayor importancia como es el caso de la torre absorbedora (T1), la torre regeneradora (T2); y el asentador de amina rica.

La finalidad es determinar el mejor juego de condiciones de operación para minimizar paros y garantice la especificación del producto, para a continuación poder desarrollar el diseño conceptual.

Para poder realizar estos estudios de sensibilidad se va a emplear una herramienta que es un software para simulación de procesos que se llama PRO-II versión 8.0 en el cual vamos se va a simular parte de la planta endulzadora. El diagrama de flujo de proceso que se simuló es el que se muestra en la figura 4.1.

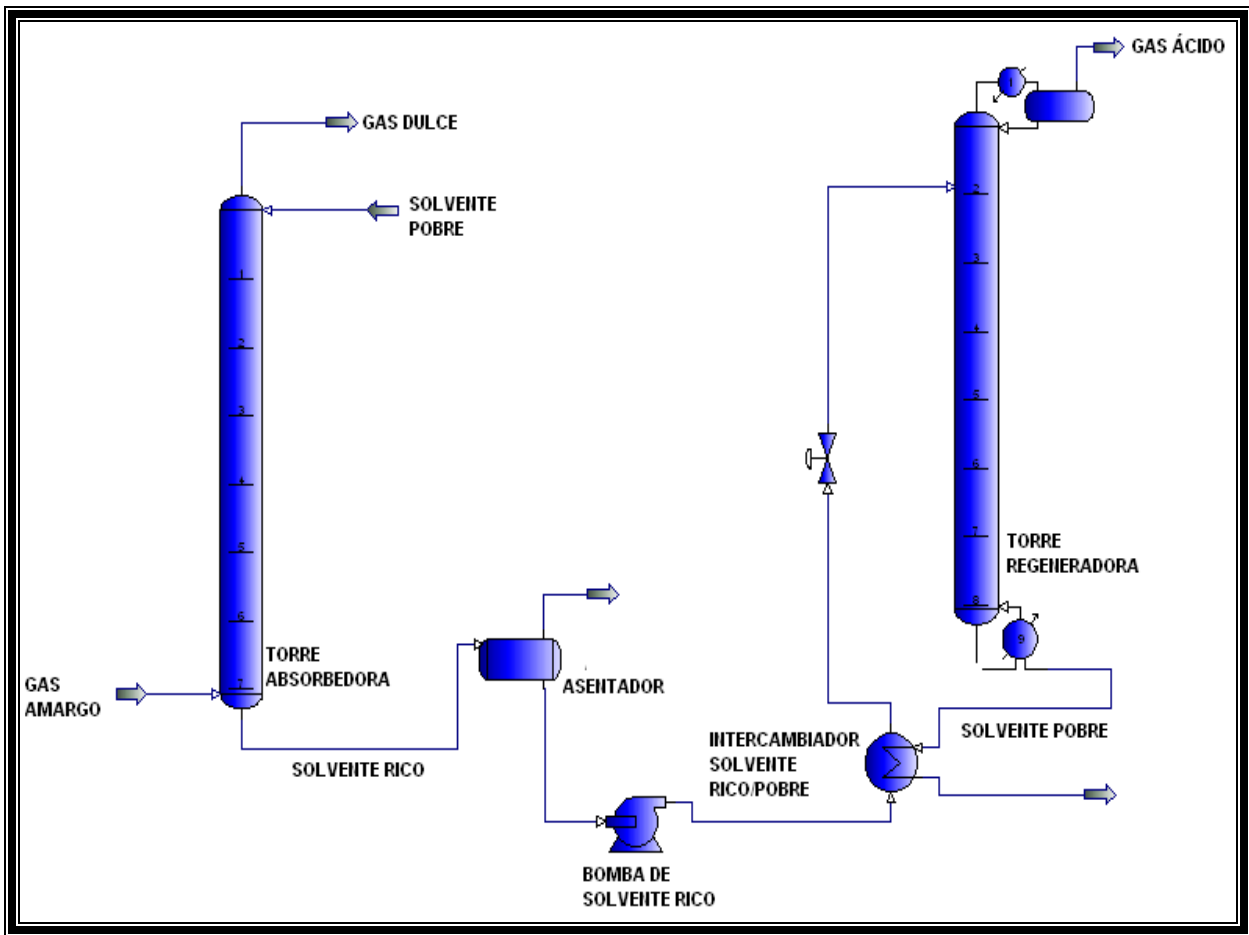


Figura 4.1 Diagrama de flujo de proceso del simulador PRO-II

Las bases técnicas para el análisis de sensibilidad son las siguientes:

Las condiciones y composición de la corriente de entrada son:



<i>Composición (*)</i>	<i>Porcentaje Mol</i>
Hidrógeno	86.32
Ácido sulfhídrico	7.5
Metano	2.9
Etano	1.2
Propano	0.07
i-Butano	0.022
n-Butano	0.02
n-Pentano (+)	0.06
Temperatura °C	38
Presión Kg/cm ² man.	14.5

(*) Gas amargo típico de una planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios

Tabla 4.1. Composición y condiciones del gas amargo.

Flujo de gas amargo de 3.5 MMPCSD

El gas dulce se desea obtener con una cantidad de H₂S de 20 a 50 ppm máximo.

Composición del solvente pobre: Solución de DEA al 20% peso.

4.2 Casos de estudio en la Torre Absorbedora.

En esta torre se lleva a cabo la absorción del H₂S, es decir, el endulzamiento del gas amargo.

El gas ácido entra por la parte inferior de la torre y el solvente pobre (solución acuosa de DEA al 20% peso) ingresa por la parte superior de la torre absorbadora que es en donde se lleva a cabo la absorción del H₂S en la DEA.

El primer caso que se va a estudiar es la influencia de la presión de operación de la torre absorbadora sobre la cantidad de H₂S absorbida, como se muestra en la tabla 4.2



<i>Presión de operación kg/cm² man.</i>	<i>H₂S ppm</i>	<i>DEA Kg- mol/h</i>
2	57	918.5
3	43	918.6
5	28	918.6
5.5	24	918.6
6	24	918.6
8	19	918.6
10	15	918.6
12	13	918.6
14	13	918.6

Tabla 4.2. Influencia de la presión de operación en el endulzamiento.

Gráficamente lo podemos ver representado como se muestra a continuación.

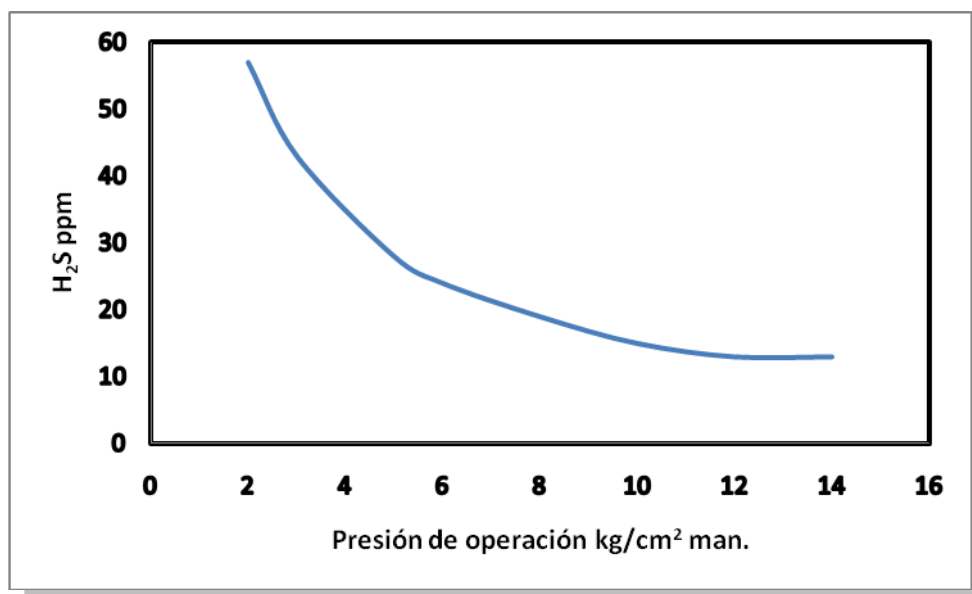


Gráfico 4.1 Remoción de H₂S con respecto a la presión de operación.



Hay que aclarar que este grafico se elabora manteniendo algunas variables constantes como es el caso de la cantidad de DEA existente en el sistema, ésta permaneció constante debido a que sin importar la especificación del gas dulce la cantidad de DEA no variaba como se puede observar en la tabla 4.2.

Otra variable que se mantuvo constante fue una relación H_2S/DEA que lo podemos interpretar como el grado de absorción del H_2S en la DEA. Esta variable se mide en el fondo de la torre absorbadora y tiene valores recomendados entre 0.2 a 0.4. El efecto de esta variable en la torre se estudiará más adelante. Para esta grafica la relación H_2S/DEA fue de 0.37.

En este grafico se puede ver la influencia de la presión de operación de la torre absorbadora (T1) la cual afecta de manera inversamente proporcional a la cantidad de H_2S removido aunque también se observa que alrededor de los 12 kg/cm^2 man. en adelante la cantidad de H_2S comienza a mantenerse constante.

En base en el grafico 4.1 y a la cantidad de H_2S que se desee obtener en el gas dulce (20-50ppm máximo) se puede establecer que la presión mínima de operación de la torre es de 2.5 kg/cm^2 man. con la que se obtiene alrededor de 50ppm de H_2S . Se puede elegir esta presión ya que es una presión baja, lo cual tiene su ventaja en que el costo del equipo que es menor, por otro lado este proceso a baja presión es más seguro que uno a la alta presión.

Las desventajas que tiene operar a esta presión es que la flexibilidad de la planta queda muy limitada, ya que en el momento que se requiera producir gas dulce con una especificación de H_2S menor que ésta (50 ppm) la planta no la va a poder cumplir.

Por otra parte elegir una presión de operación de la torre por encima de los 12 kg/cm^2 man. pensando obtener una cantidad de H_2S menor a medida que se incrementa la presión es contraproducente por que nada más se incrementa el costo del equipo ya que para manejar este nivel de presión los equipos deben ser más robustos, además de ser sometidos a pruebas y



estampados especiales. Sin mencionar el riesgo al que se le expone a los operadores de una manera innecesaria hasta un cierto punto.

Por todo lo anterior la presión de operación óptima a nuestro punto de vista es de 12 kg/cm² man. con la que tenemos una especificación del gas dulce de 13ppm de H₂S y es la que se va a utilizar en todo lo sucesivo.

4.3 Casos de estudio en la Torre Regeneradora.

Esta torre tiene la función de regenerar la DEA por medio de la desorción del H₂S. Esta torre es una torre de aprox. de 24 platos reales. En esta torre existen varios factores que pueden influir en la recuperación de la amina o dicho de otra manera en la cantidad de H₂S que se desorbe para ser enviado a la planta recuperadora de azufre. Estos factores o variables son los siguientes:

- Presión de operación.
- Relación de reflujo.
- Número de plato de alimentación.

En esta torre es igual de importante la relación H₂S/DEA que se mencionó con anterioridad, para la torre absorbedora, ahora el intervalo de la relación H₂S/DEA esta entre 0.01 a 0.02 en la corriente de salida de amina pobre.

Presión de operación.

La presión de operación influye de manera directa en el grado de desorción que se va a obtener en la torre al igual que va a influir en la temperatura de salida de la amina pobre ya que si sobrepasa los 126°C la amina se degrada obtiene productos de degradación que van a afectar en el poder de endulzamiento de la amina. A mayor presión de operación se tenga mayor va a ser la temperatura de salida de la amina pobre y menor va a ser la relación de H₂S/DEA. Como se puede observar en la siguiente tabla 4.3



<i>Presión de operación, kg/cm² man.</i>	<i>Temperatura fondos, °C</i>	<i>H₂S/DEA</i>
0.2	113.7	0.02032
0.3	115.6	0.01959
0.4	117.4	0.01873
0.5	119	0.01805
0.6	120.7	0.01742
0.7	122.3	0.01682
0.8	123.8	0.01628
0.9	125.2	0.01586
1.0	126.65	0.01537
1.2(*)	129.32	0.0145
1.5(*)	133	0.01338

(*)Degradación potencial al tener temperatura mayor a 126°C

Tabla 4.3. Influencia de la Presión de operación en la relación H₂S/DEA con una relación de reflujo constante.

Con lo que se determina que la presión máxima de operación que puede tener la columna es de 1.0 kg/cm² man. ya que pasando esa presión la amina se degrada por efecto de la temperatura en el fondo de la torre; además de que la relación de H₂S/DEA es la menor que podemos tener debido a la restricción de la temperatura de degradación de la amina.

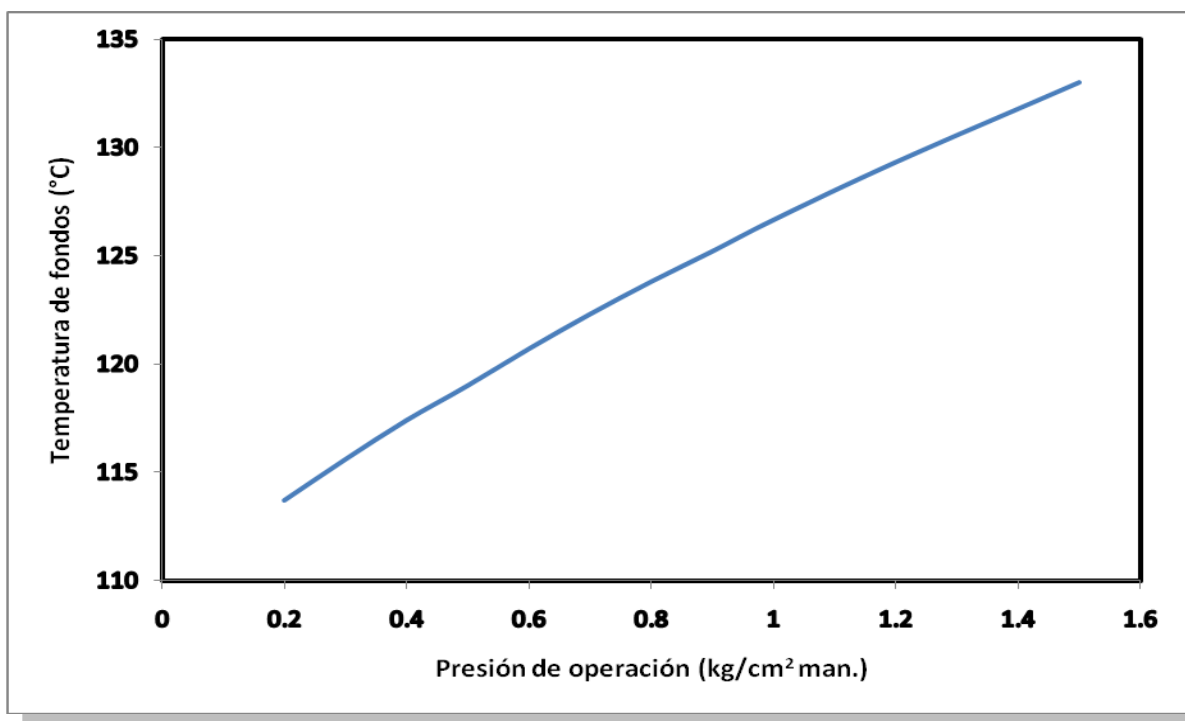


Gráfico 4.2 Relación de la temperatura de fondos con respecto a la presión de operación

Relación de reflujo.

La relación de reflujo va a ser la responsable de que la carga térmica del rehervidor aumente o disminuya según sea el caso, ya que al aumentar la relación de reflujo va a aumentar la carga térmica debido a la cantidad de líquido y esto va a implicar mayor requerimiento de servicios auxiliares (vapor de calentamiento y agua de enfriamiento) así como mayor tamaño del equipo. Otro aspecto que se va a ver afectado por la relación de reflujo es el dimensionamiento del equipo (diámetro de la torre).

Los datos de este estudio de sensibilidad de la relación de reflujo se ven reflejado en la tabla 4.4:



Relación de reflujo	Carga térmica del rehervidor, MKcal/h	Carga térmica del condensador, MKcal/h	H ₂ S/DEA	Temperatura domos, °C	Temperatura fondos, °C	Diámetro de la torre, mm
1.5	0.8845	-0.2270	0.03498	35.48	126.47	610
2.0	0.9654	-0.3047	0.03082	35.6	126.52	762
3.0	1.1256	-0.4612	0.02573	35.75	126.57	762
4.0	1.2857	-0.6189	0.02239	35.8	126.6	762
5.0	1.4460	-0.7775	0.01997	35.9	126.6	762
6.0	1.6065	-0.9367	0.01808	35.95	126.62	762
7.0	1.7672	-1.0964	0.01658	36	126.63	762
8.0	1.9283	-1.2566	0.01533	36.01	126.64	762
10.0	2.2506	-1.5777	0.01341	36.05	126.65	914
12.0	2.5732	-1.8994	0.01197	36.09	126.65	914

Tabla 4.4. Influencia de la relación de reflujo en el comportamiento de la torre regeneradora de amina.

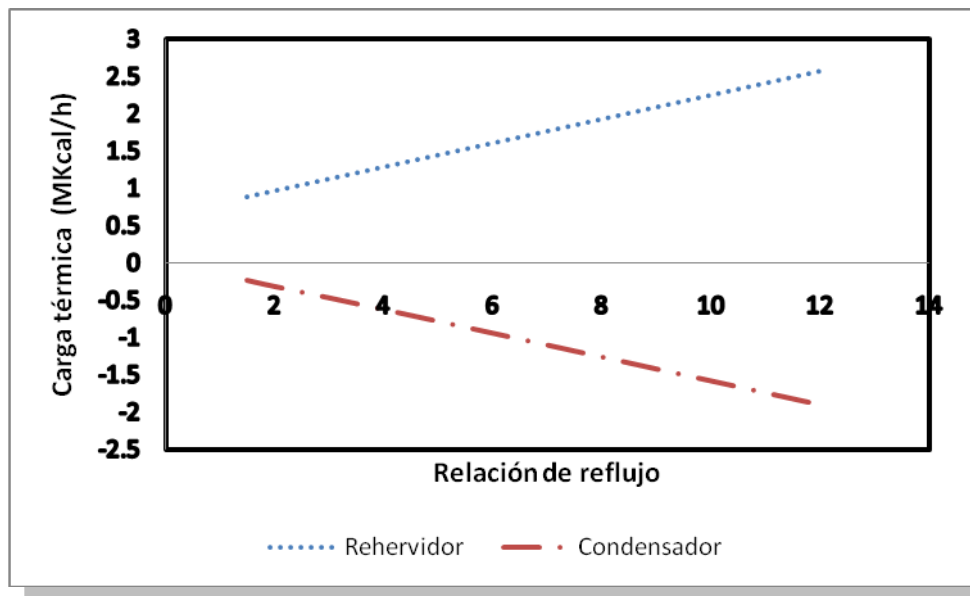


Gráfico 4.3 Sensibilidad de la carga térmica en el rehervidor y en el condensador con respecto a la relación de reflujo



En la tabla 4.4 se observa la manera en la que la relación de reflujo afecta a la carga térmica del rehervidor y del condensador, ya que como se ve a mayor relación de reflujo mayor carga térmica lo que va a implicar mayor cantidad de suministro de vapor y de agua de enfriamiento para el rehervidor y el condensador, respectivamente. Para tener una idea más clara de las cantidades que se requirieran de vapor y de agua de enfriamiento se presenta la siguiente tabla 4.5 con valores estimados.

<i>Relación de reflujo</i>	<i>Carga térmica del rehervidor MKcal/h</i>	<i>Consumo de vapor de agua Kg/h</i>	<i>Carga térmica en el condensador MKcal/h</i>	<i>Consumo de agua de enfriamiento Kg/h</i>
1.5	0.8845	1740	-0.2270	23895
2.0	0.9654	1899	-0.3047	32442
3.0	1.1256	2214	-0.4612	48547
4.0	1.2857	2529	-0.6189	65147
5.0	1.4460	2844	-0.7775	81842
6.0	1.6065	3160	-0.9367	98599
7.0	1.7672	3476	-1.0964	115410
8.0	1.9283	3793	-1.2566	132273
10.0	2.2506	4426	-1.5777	166073
12.0	2.5732	5061	-1.8994	199936

Tabla 4.5. Consumo de servicios auxiliares (vapor de agua y agua de enfriamiento).

Por otro lado, también existe afectación por parte de la relación de reflujo sobre el diámetro de la torre, ya que a mayor relación de reflujo mayor diámetro del equipo y viceversa. La tabla 4.6 muestra este efecto.



<i>Relación de reflujo</i>	<i>Diámetro de la torre, mm</i>
1.5	610
2.0	762
3.0	762
4.0	762
5.0	762
6.0	762
7.0	762
8.0	762
10.0	914
12.0	914

Tabla 4.6 Efecto de la relación del reflujo en el diámetro de la torre regeneradora.

Entonces, ¿como elegir la relación de reflujo más adecuada? En principio, se basa en una relación que ya se había mencionado con anterioridad que es la relación de H₂S/DEA, la cual da una idea aproximada del grado de desorción que se esta llevando acabo en esta torre. Dicha relación se debe de encontrar en el rango óptimo de valores de 0.01-0.02. Ya que valores por arriba del límite superior indica que la amina pobre esta saliendo con una cantidad bastante apreciable de H₂S (el grado de desorción es bajo). Ahora bien, a valores por debajo del límite inferior (0.01), la carga térmica del rehervidor sería tal que su demanda de vapor sería muy grande y los costos de operación serían poco rentables.

En base a lo anterior, se realiza un primer filtrado arrojando la siguiente información que se puede apreciar en el grafico 4.5.

Ya que se establecieron los valores de relación de reflujo a partir de 4.5 nada mas que ahí vamos a estar muy cerca del limite de 0.02 es por ello que vamos a tomar el valor de 5 como



límite inferior, se tomaran en cuenta los valores de la relación H_2S/DEA de la tabla 4.4 al igual que en la carga térmica del rehervidor.

Tomando en cuenta lo anterior se determina que el nuevo intervalo de valores es de 6.0 en adelante. Se puede elegir un valor para la relación de reflujo arbitrario ya que estos cumplen con lo anteriormente mencionado.

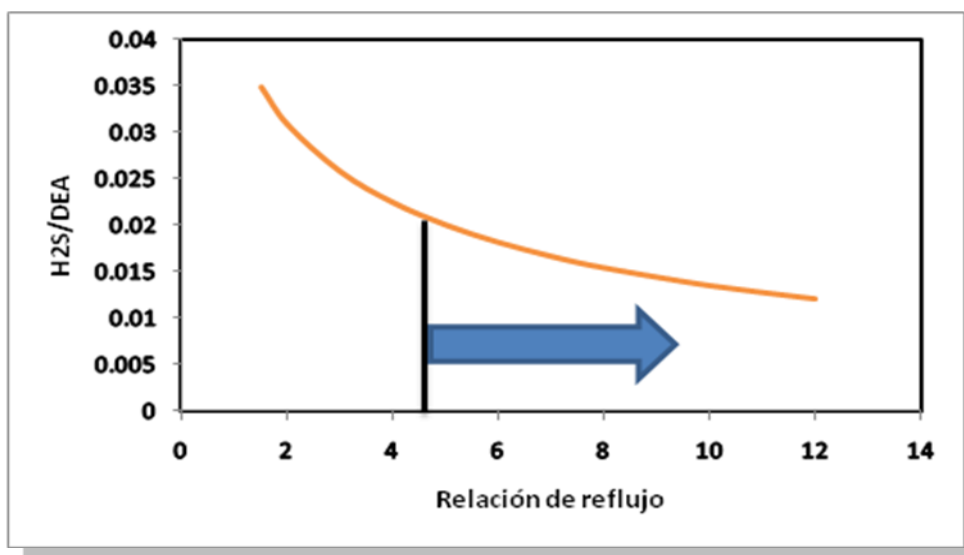


Gráfico 4.4 Sensibilidad de H_2S/DEA con respecto a la relación de reflujo.

Por último, se consideran las cargas térmicas y en la relación de H_2S/DEA .

<i>Relación de reflujo</i>	<i>Carga térmica del rehervidor, MKcal/hr</i>	<i>H_2S/DEA</i>
5.0	1.4460	0.01997
6.0	1.6065	0.01808
7.0	1.7672	0.01658
8.0	1.9283	0.01533
10.0	2.2506	0.01341
12.0	2.5732	0.01197

Tabla 4.7. Efecto de la relación de reflujo en la carga térmica del rehervidor y la relación H_2S/DEA .



Como se puede ver en la tabla 4.7, si se selección una relación H_2S/DEA de 5.0 se tiene la menor carga térmica de la tabla pero también se va a estar muy cerca del límite de ésta relación. Ahora, si se selecciona la máxima relación de reflujo existente en la tabla tendríamos el menor valor de la relación aunque esto se va a ver contrarrestado debido a la gran carga térmica del rehervidor.

Como resultado de todo lo anteriormente expuesto, se considera que un buen valor de relación de reflujo es de 8.0, ya que no está ni muy cerca del límite inferior ni del límite superior de la relación H_2S/DEA . Aunado a esto, tampoco presenta una carga térmica en el rehervidor demasiado grande, (tabla 4.7).

Por estas razones, la relación de reflujo que se va a emplear en este trabajo es de 8.0.

Plato de alimentación.

El plato en el que se alimenta tiene una influencia en la carga térmica del rehervidor, en la carga térmica del condensador y en la relación de H_2S/DEA como se muestra en la siguiente tabla (tabla 4.8)

<i>No. de plato teórico de alimentación</i>	<i>Carga térmica del rehervidor, MKcal/h</i>	<i>Carga térmica del condensador, MKcal/h</i>	<i>H_2S/DEA</i>	<i>Temperatura domos, °C</i>	<i>Temperatura fondos, °C</i>
2	1.9337	-1.2614	0.01432	36.09	126.64
3	1.9281	-1.2565	0.01620	36.03	126.64
4	1.9212	-1.2507	0.01700	36.01	126.63
5	1.9104	-1.2416	0.01963	35.89	126.61
6	1.8910	-1.2255	0.02424	35.81	126.58
7	1.8528	-1.1940	0.03327	35.53	126.5
8	1.7591	-1.1187	0.05489	34.81	126

Tabla 4.8 Influencia del número de plato teórico de alimentación en el comportamiento de la torre regeneradora de amina.



En la tabla 4.8, se observa que conforme aumenta el número de plato de alimentación disminuye la carga térmica del rehervidor y del condensador, en contraposición tenemos que la relación de H₂S/DEA aumenta conforme el número de plato aumenta. Es por ello, que para seleccionar el plato de alimentación idóneo basta checar el valor que tiene la relación H₂S/DEA para cada plato y recordando el criterio para esta relación (0.01-0.02) mencionado con anterioridad tenemos que podemos alimentar en el plato número 2 o 3 (recordando que estos platos son teóricos). Entre estos dos platos existe una diferencia en la carga térmica del rehervidor que es relativamente pequeña en comparación con la ganancia que se tiene con respecto al valor de la relación de H₂S; es por ello, que el plato de alimentación va a ser el plato 2 teórico para efectos de este proyecto.

Resumiendo todo lo anteriormente mencionado, se establecen las especificaciones que se van a tomar en la torre regenerada para el desarrollo de este proyecto.

Presión de operación, kg/cm² man.	1.0
Relación de reflujo	8.0
Plato de alimentación teórico	2
Relación H₂S/DEA en solvente pobre	0.014-0.015
Diámetro de la torre, mm	762

Tabla 4.9 Criterios de diseño de la torre regeneradora de amina

4.4 Caso de estudio del efecto de la presión en el asentador de amina rica.

El asentador de amina rica tiene como función eliminar la mayor cantidad de hidrocarburos presentes en la corriente de la amina rica ya que si estos llegaran a la planta recuperadora de azufre envenenarían el catalizador empleado para dicha función.



La recuperación de hidrocarburos en el asentador se manipula a través de la presión a la cual opera dicho equipo ya que como se muestra en la siguiente tabla 4.8, a mayor presión de operación del equipo menor cantidad de hidrocarburos se recupera; sin embargo, no se debe permitir que el sistema pierda tanta presión debido a que después se tiene que suministrarle presión al sistema mediante una bomba para que pueda llegar a la torre regeneradora venciendo en el camino las caídas de presión por diversos conceptos que en el trayecto se le presente.

<i>Presión de operación del asentador de amina rica, kg/cm² man.</i>	<i>Hidrocarburos recuperados a desfogue ácido, Kgmol/hr</i>
0.2	0.01679
0.5	0.01629
0.7	0.01595
0.9	0.01562
1.0	0.01545
2.0	0.01381
3.5	0.01134
5.0	0.00889

Tabla. 4.10 Tabla de comparación de la presión de operación con la cantidad de HC's recuperados en el asentador

Con respecto a la tabla 4.10, se puede comentar que un buen rango de presión de operación para el asentador de amina es de 0.5 a 1.0 kg/cm² man. debido de que la cantidad de hidrocarburos recuperados es la mayor posible. La presión de 0.2 kg/cm² man., debido a que no hay mucha ganancia en la recuperación de hidrocarburos con respecto a la presión inmediata superior. Es por ello, que se elige la presión de 0.5 kg/cm² man como la presión de operación del asentador de amina rica en el presente trabajo.



Realizando una recopilación de toda la información anteriormente expuesta y que se va a emplear en este proyecto se resume en la siguiente tabla:

TORRE ABSORBEDORA	
Presión de operación, kg/cm² man.	12
Relación H₂S/DEA	0.35-0.40
TORRE REGENERADORA DE DEA	
Presión de operación, kg/cm² man.	1.0
Relación de reflujo	8.0
Plato de alimentación teórico	2
Relación H₂S/DEA	0.014-0.015
Diámetro de la torre, mm	762
ASENTADOR DE AMINA RICA	
Presión de operación, kg/cm² man.	0.5

Tabla 4.11 Condiciones de operación de los equipos.

4.5 Caso de estudio de la influencia de la relación H₂S/DEA de la torre absorbadora en el proceso.

La influencia que tiene el valor de la relación H₂S/DEA de la torre absorbadora en el proceso se limita principalmente al efecto que tiene en el valor de dicha relación pero ahora en la torre regeneradora, como se muestra en la tabla 4.11:



TORRE ABSORBEDORA			TORRE REGENERADORA		
H_2S/DEA	H_2S ppm	DEA, Kgmol /hr	H_2S/DEA	Porcentaje máximo de H_2S domo	H_2S/DEA Al 95% H_2S en el domo
0.19	13	1848.4849	0.02212	96.5	0.02204
0.20	13	1750.0969	0.02142	97	0.02134
0.21	13	1661.6131	0.02077	97	0.02070
0.22	13	1581.6590	0.02016	97	0.02010
0.23	13	1509.0870	0.01964	97.3	0.01952
0.24	13	1442.8211	0.01912	97.5	0.01902
0.25	13	1382.1564	0.01860	97	0.01850
0.26	13	1326.3868	0.01817	97.3	0.01800
0.27	13	1274.9397	0.01773	97.5	0.01760
0.28	13	1227.3439	0.01731	97	0.01723
0.29	13	1183.1663	0.01693	97.5	0.01684
0.30	13	1142.0586	0.01659	97.5	0.01648
0.31	13	1103.7138	0.01625	97.6	0.01613
0.32	13	1067.8625	0.01590	97.6	0.01581
0.33	13	1034.2940	0.01560	97.7	0.01553
0.34	13	1002.7144	0.01531	97.6	0.01523
0.35	13	973.0339	0.01501	97.7	0.01495
0.36	13	945.0612	0.01476	97.7	0.01468
0.37	13	918.6493	0.01451	97.7	0.01442
0.38	13	893.6748	0.01426	97.7	0.01418
0.39	13	870.0222	0.01400	97.7	0.01392
0.40	13	847.5894	0.01380	97.7	0.01369

Tabla 4.12 Influencia del valor de H_2S/DEA de la torre absorbedora en el proceso.

En base a la tabla 4.12, se observa como varia la relación H_2S/DEA de la torre regeneradora con respecto al de la torre absorbedora; ya que si se aumenta el valor de la relación en la torre absorbedora disminuye el valor de dicha relación en la torre regeneradora.



Esto es bueno ya que así se tiene por un lado un buen grado de absorción del H_2S y por el otro un buen grado de desorción del mismo, obviamente en los respectivos equipos.

La dependencia del valor de la relación H_2S/DEA con respecto a la cantidad de amina requerida en el proceso se puede ver en el siguiente gráfico:

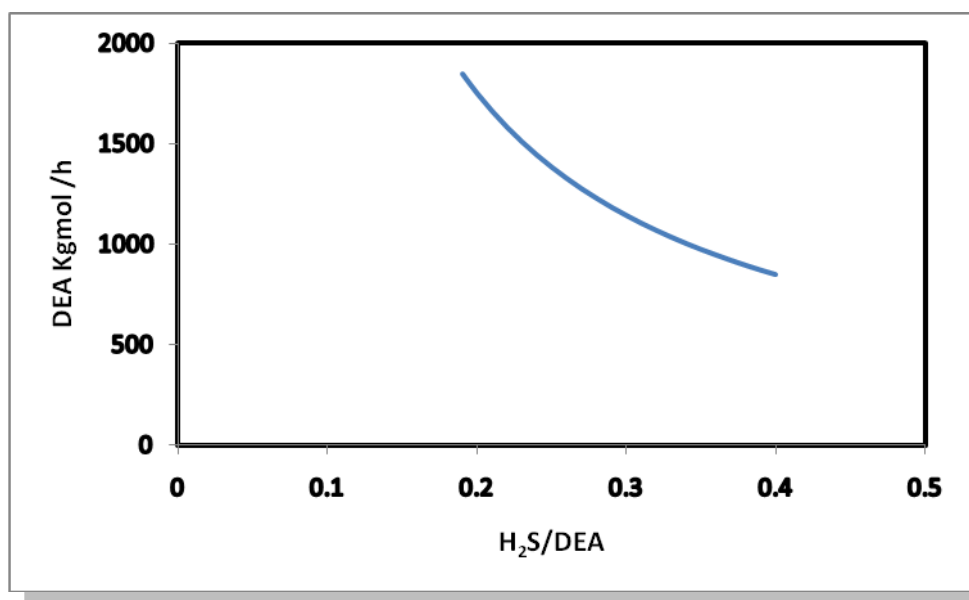


Gráfico 4.5 Relación entre la cantidad de solución de DEA y el cociente H_2S/DEA

Con lo anteriormente mencionado, la mejor elección para el valor de esta relación en la torre absorbedora es darle un valor relativamente alto (0.35-0.37) más arriba ya no se recomienda, ya que esta muy cerca del límite superior. Trabajar con relaciones de H_2S/DEA bajas en la torre absorbedora va a llevar consigo que la relación H_2S/DEA en la torre regeneradora sea alta y se quede fuera del rango de valores recomendado de dicha relación; además, de una cantidad de amina requerida bastante elevada la cual solo implica un gasto innecesario.



Resumiendo todo lo comentado en este capítulo, las condiciones de operación para este proceso van a ser la se muestran en la siguiente tabla (tabla 4.13):

TORRE ABSORBEDORA	
H₂S/DEA	0.37
Presión de operación, kg/cm² man.	12
TORRE REGENERADORA DE DEA	
Presión de operación, kg/cm² man.	1.0
Relación de reflujo	8.0
Plato de alimentación teórico	2
Relación H₂S/DEA	0.014-0.015
Diámetro de la torre, mm	762
ASENTADOR DE AMINA RICA	
Presión de operación, kg/cm² man.	0.5

Tabla 4.13. Condiciones finales de operación para la planta endulzadora de gas amargo

CAPÍTULO V

EVALUACIÓN TÉCNICA DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO.

Se pretende dar a conocer los documentos que conforman una evaluación técnica de una planta. Dentro de estos documentos podemos encontrar: Bases de Diseño, Hojas de Datos de Equipo de Proceso, Criterios de Diseño, Descripción del Proceso, Diagrama de Flujo de Proceso, Balance de Materia y Energía, entre otros; esto con la finalidad de que el lector se familiarice con este tipo de documentos y así tenga una idea más clara de cada uno de ellos.



5.1 Generalidades.

La evaluación técnica de esta planta va a comprender el diseño de todo el proceso de endulzamiento desde la absorción del H₂S de la corriente de gas amargo procedente de la planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios, la producción del gas combustible dulce hasta la regeneración de la amina por medio del suministro de calor.

La evaluación técnica en este trabajo se realizó con la ayuda de un software especializado comercial denominado “PRO-II” con el cual se pudo simular toda la planta de una manera rápida.

Las condiciones de operación para su simulación fueron las siguientes:

TORRE ABSORBEDORA	
H₂S/DEA	0.37
Presión de operación (kg/cm² man.)	12
TORRE REGENERADORA DE DEA	
Presión de operación (kg/cm² man.)	1.0
Relación de reflujo	8.0
Plato de alimentación teórico	2
Relación H₂S/DEA	0.014- 0.015
ASENTADOR DE AMINA RICA	
Presión de operación (kg/cm² man.)	0.5

Las condiciones y características a las cuales van a estar nuestras alimentaciones y productos se especifican en el documento de ingeniería llamado bases de diseño.



En este capítulo, se van a desarrollar algunos documentos técnicos clave del paquete de Ingeniería de Proceso (Conceptual) que conforman la evaluación técnica, los cuales se mencionan a continuación.

- ▶ Bases de Diseño.
- ▶ Descripción del Proceso
- ▶ Criterios de Diseño.
- ▶ Diagrama de Flujo de Proceso.
- ▶ Balance de Materia y Energía.
- ▶ Requerimiento de Agentes Químicos y Servicios Auxiliares.
- ▶ Diagrama de Balance de Servicios Auxiliares.
- ▶ Lista de Equipo.
- ▶ Hoja de Datos y Especificación de Equipo de Proceso.

Esta evaluación técnica es la base para evaluaciones posteriores dentro de las cuales encontramos la evaluación económica la cual no está contemplada dentro de los alcances del presente trabajo.



5.2

BASES DE DISEÑO



BASES DE DISEÑO

1 GENERALIDADES.

Para dar cumplimiento a lo dispuesto en la Norma Oficial Mexicana NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005 se requiere el diseño de una nueva Planta Endulzadora, la cual se denominará Planta Endulzadora de Gas Amargo “U-1000” y se localizará en Tula de Allende, Hidalgo. .

1.1 Función de la Planta.

La planta tiene la función de endulzar los gases amargos provenientes de L.B que son subproducto de una Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios; para de esta forma obtener gas dulce, el cual, puede ser empleado como gas combustible en otras plantas de una refinería.

El producto y subproductos son entregados en L.B. para su envío a otras plantas y/o almacenamiento.

1.2 Tipo de Proceso.

El proceso de endulzamiento consiste en la absorción de los compuestos de azufre (H_2S) presentes en el carga de Gas Amargo proveniente de L.B

El proceso seleccionado está fundamentado en el uso de tecnología plenamente establecida y probada a nivel comercial que actualmente se emplea a nivel mundial debido a sus grandes ventajas.

2 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

2.1 Factor de Servicio.

La planta operará durante 330 días al año, equivalente a un factor de servicio de 0.90.

2.2 Capacidad y Rendimiento.

La capacidad normal de la planta será de 3.5 MMPCSD.



La capacidad mínima será de 1.75 MMPCSD (50% de la capacidad normal)

3 **ESPECIFICACIÓN DE LA ALIMENTACION.**

La Planta Endulzadora de Gas Amargo “U-1000” será diseñada para procesar la siguiente corriente de alimentación:

3.1 Gas Amargo proveniente de Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios:

Composición	Porcentaje mol
Hidrógeno	86.32
Ácido sulfhídrico	7.5
Metano	2.9
Etano	1.2
Propano	0.07
i-Butano	0.022
n-Butano	0.02
n-Pentano (+)	0.06
Temperatura °C	14
Presión kg/cm ² man.	38

ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.

4.1 **Especificación del Gas Combustible:**

Especificación	Gas Combustible
Contenido de azufre, ppm peso	30 máximo.



4.2. Especificaciones de los Subproductos.

Subproducto	Especificación
Gas ácido	H ₂ S 95.0 % mol mínimo.

5 CONDICIONES DEL PRODUCTO EN LÍMITES DE BATERÍA.

Producto	Estado Físico	P man. (kg/cm ²)			Temperatura (°C)		
		Máx	Nor	Mín	Máx	Nor	Mín
Gas combustible	Gaseoso	6.5	6.0	5.5	45	43	38

6 CONDICIONES DE LOS SUBPRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA.

Subproducto	Estado Físico	P manométrica (kg/cm ²)			Temperatura (°C)		
		Máx	Nor	Mín	Máx	Nor	Mín
Gas ácido	Gaseoso	0.8	0.7	0.6	55	43	38

7 AGENTES QUÍMICOS, CATALIZADORES E INERTES.

Producto Requerido	Puntos de Inyección (ver diagrama de Flujo de Proceso)
Inhibidor de corrosión	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Domos de la Torre regeneradora de amina
Antiespumante	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Entrada de DEA pobre a torre lavadora
DEA	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Toda la planta
Carbón activado	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Filtros



8 SERVICIOS AUXILIARES.

8.1 Vapor.

Tipo	Mínimo	Normal	Máximo
Vapor de baja presión			
Presión, kg/cm ² man.	3.3	3.5	4.0
Temperatura, °C	160	180	230
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La requerida		

8.2 Condensado.

El condensado generado en la planta será recuperado y enviado a límites de batería para su tratamiento correspondiente de acuerdo a las condiciones siguientes:

Tipo	Mínimo	Normal	Máximo
Condensado aceitoso			
Presión, kg/cm ² man.	5.0	5.5	6.0
Temperatura, °C	60	60	60

8.3 Agua.

Agua de proceso	
Condiciones dentro del límite de batería	
Presión, kg/cm ² man.	12.0
Temperatura, °C	38
Disponibilidad	La requerida



Agua de enfriamiento			
Sistema de enfriamiento	Torre de enfriamiento		
Condiciones de suministro dentro del límite de batería			
	Mín.	Nor.	Máx.
Presión, kg/cm ² man.	3.5	4.0	5.0
Temperatura, °C	29	32	33
Disponibilidad	La requerida		
Condiciones de retorno dentro del límite de batería			
	Mín.	Nor.	Máx.
Presión, kg/cm ² man	2.1	3.0	3.5
Temperatura, °C	39	42	43

Agua para servicios	
Condiciones dentro del límite de batería	
Presión, kg/cm ² man.	3.5
Temperatura, °C	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

Agua contraincendio	
Condiciones dentro del límite de batería	
Presión, kg/cm ² man.	10.0
Temperatura, °C	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

Agua potable	
Disponibilidad	La requerida
Suministro:	Garrafrones



8.4 Aire

8.4.1 Aire de instrumentos.

Condiciones en el cabezal de distribución	
Presión, kg/cm ² man.	7.0
Temperatura, °C	Ambiente, 40 máx.
Temperatura de rocío, °C	Mín/nor./máx. -40/-20/-10
Impurezas (aceite, etc)	Ninguna
Humedad	Libre humedad
Disponibilidad	La requerida.

8.4.2 Aire de planta.

Se deberán suministrar dos compresores para aire de planta (principal y relevo) con sus post-enfriadores independientes, los cuales deberán preferentemente enfriados por aire. Las condiciones a la cual se requiere son las siguientes:

Presión, kg/cm ² man.	7.0
Temperatura, °C	Ambiente, 40 máx.

8.5 Gas Inerte (nitrógeno).

El nitrógeno para el arranque y mantenimiento de la planta, será proporcionado a partir de un sistema que se instalará para suministrarlo a ésta.

Fuente de suministro	Tanques termo
Presión requerida	10 kg/cm ² man.
Temperatura	38°C
Disponibilidad	La requerida



8.6 Energía eléctrica.

Fuente de Suministro

El suministro de energía eléctrica será proporcionado de una nueva subestación eléctrica a ser localizada dentro de L.B. de esta planta.

Potencia del motor kw (cp)	Tensión diseño motor (volts)	Tensión del sistema (volts)	Frecuencia (Hertz)	Fases
Menor de 0.746 (1.0) ⁽¹⁾	115, 220	120, 220	60	1 ó 3
De 0.746 (1.0) hasta 130.55 (175)	460	480	60	3
De 149.2 (200) hasta 1492 (2000)	4000	4160	60	3
Mayores de 1492 (2000)	13200	13800	60	3

Motores.⁽¹⁾

Iluminación e instrumentos.

Corriente para iluminación:	127/220 Volts, 1/3 fases y 60 ciclos.
Corriente para instrumentos de control:	120 volts, 1 fase y 60 ciclos. Corriente directa: 24 Volts.
Acometida de la corriente dentro de L.B.:	Subterránea.



9 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

La planta se localiza en: Tula de Allende, Hidalgo.

9.1 Temperatura ambiente

Temperatura °C	
Máxima, Extrema	35
Promedio Máxima	27
Media	20
Promedio Mínima	5.8
Mínima Extrema	0

Temperatura	Bulbo seco	Bulbo húmedo
Promedio, °C	35	18

9.2 Humedad relativa

Promedio anual	60 %
----------------	------

9.4 Precipitación pluvial

Total anual, mm	650
Máxima, mm	54.2

9.5 Atmósfera

La presión atmosférica es de 586 mmHg (11.32 lb/in² abs.), con atmósfera corrosiva de refinería (SO_x, NO_x, y H₂S).



10. Bases de diseño conceptual para tuberías.

10.1 Tuberías de proceso y servicios auxiliares.

Criterios.

Los arreglos de tuberías serán diseñados para facilitar el servicio e inspección del o los equipos. Las áreas de mantenimiento tendrán un espacio libre de interferencias de tuberías.

Todos los arreglos de tubería se proyectarán con una localización ordenada, con la ruta más corta posible y el mínimo de accesorios de acuerdo a una buena práctica de ingeniería, sin descuidar las provisiones necesarias para la expansión y flexibilidad.

Los sistemas de tubería deben diseñarse para evitar tropiezos o golpes a la altura de la cabeza, así como las interferencias con los equipos para mantenimiento, remoción, operación o inspección. Cuando las interferencias para remover equipo no se puedan evitar, se debe proveer carretes removibles.

La tubería deberá estar soportada sobre racks, postes o soportes individuales. La localización y diseño de los soportes dependerá de la ruta, el servicio, peso, diámetro, tipo de carga, vibración, etc.

Las válvulas de control, de alivio, etc., deberán ser accesibles para su operación y mantenimiento desde plataformas o piso.

10.2 Drenajes.

La planta contará con sistemas de drenaje cerrado, los cuales son:

1. Aceitoso
2. Pluvial
3. Químico
4. Sanitario

El área de proceso estará delimitada por parteaguas para configurar escurrimientos, por motivos de seguridad.



Los tanques de almacenamiento, contarán con un dique de contención y un sistema de drenaje con doble bloqueo de válvulas.

Las tuberías de drenaje se localizarán como mínimo 20 cm. a lomo de tubo bajo en cruces con ductos eléctricos.

Ningún sistema de drenaje deberá estar alojado debajo de cimentaciones.

Los ramales se dispondrán en forma de peine, orientados hacia los colectores.

Los registros se proyectarán a una distancia, entre ellos, equivalente en metros a los centímetros que tenga el diámetro nominal de los tubos, pero nunca mayor de 50 mts.

Bases de diseño conceptual para instrumentos

El Sistema Básico de Control de Proceso de la Planta Endulzadora de Gas Amargo se realizará por medio de un Sistema de Control Distribuido basado en microprocesadores de tecnología reciente y compatible con la instrumentación de campo independiente de las otras plantas.

El control de operación de la planta se debe de realizar a través de la interfase de operación constituida por consolas las cuales se ubicarán en el Cuarto de Control Centralizado (C.C.C.).

La comunicación entre el C.C.C. y el C.C.S. debe de ser por medio de fibra óptica por canales redundantes con trayectorias diferentes.

Se utilizará fibra óptica independiente y redundante para interconectar el SCD, CCTV y Sistema de gas y fuego, cada una en su conduit correspondiente.

En las corrientes de proceso de entrada y salida de productos de la planta (L. B.) se aplicará totalización continua, y se utilizarán medidores másicos. Para las corrientes de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, vapor, gas combustible, etc.) se emplearán elementos de flujo del tipo de presión diferencial.

Se instalarán detectores de gases combustibles (% LEL), H₂S, y de fuego.

Las bombas para servicio crítico contarán con sensor de vibración.

Se incluyen válvulas de bloqueo rápido de acción remota que permiten aislar grandes cantidades de inventarios de hidrocarburos.



12 **GLOSARIO.**

PEMEX	Petróleos Mexicanos.
BPSD:	Flujo volumétrico de Hidrocarburo líquido que se define como Barriles estándar por día medidos a 15.5°C.
CRETIB:	Corrosividad, Reactividad, Explosividad, Toxicidad, Inflamabilidad o Biológico-infeccioso.
ppm	Partes por millón en peso.
L.B.	Límite de Batería.
IBC	Ingeniería Básica Conceptual.
MMPCSD	Millones de pies cúbicos estándar por día.



5.3

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO



DESCRIPCIÓN DE PROCESO

(Ver Diagrama de Flujo de Proceso)

Introducción

La Planta Endulzadora de Gas Amargo “U-1000” está diseñada para procesar 3.5 MMPCSD de una carga de gas amargo constituida por hidrógeno (28.17 % peso), ácido sulfhídrico (41.72 % peso), metano (7.52 % peso), etano (5.9 % peso), propano (5.08 % peso), butanos (3.75 % peso), pentanos (7 % peso) y agua (trazas).

Se considera que la mezcla amarga de carga a la Planta “U-1000” se recibirá en L.B. fría únicamente.

La finalidad de la planta es la eliminación de compuestos de azufre, presentes en la carga, para obtener gas combustible dentro de especificaciones (30 ppm en peso máx. de H₂S) en el gas combustible.

A continuación se describe el proceso.

La planta tiene como función eliminar el ácido sulfhídrico contenido en el gas amargo proveniente de L.B mediante un proceso de absorción con una solución acuosa de dietanolamina (DEA) al 20% en peso.

La corriente de alimentación de gas amargo proveniente de L.B a una temperatura de 43°C y 14 kg/cm² man se pone en contacto con la solución de DEA, entrando por el fondo de la Torre endulzadora de gases, DA-1101 que opera a una presión de 12.0 kg/cm² man. y una temperatura de 43°C, fluyendo a contracorriente con la amina pobre, sale por el domo de la misma hacia el Separador de gas dulce, FA-1101 donde se separa eventualmente el líquido (amina rica que se integra al FA-1102) y el gas combustible dulce producto se envía a L.B. a una presión 6.0 kg/cm² man. y una temperatura de 43°C.



La amina rica sale por el fondo de la Torre endulzadora de gases, DA-1101 a control de nivel pasando previamente a través del Filtro de cartucho de amina rica, FG 1106 A/B, contando éste con un indicador de presión diferencial. Esta corriente se mezcla con la que proveniente del Separador de gas dulce, FA-1101, para llegar al Asentador de amina rica, FA-1102, que opera a una presión de 0.5 kg/cm^2 man. y una temperatura de 53°C , el cual está dividido por mamparas en tres secciones, donde se separan los vapores con alto contenido de hidrocarburos ligeros y ácido sulfhídrico, enviándose éstos a desfogue ácido. Del segundo compartimiento se separan los hidrocarburos líquidos para su envío hacia el cabezal de hidrocarburos recuperados (slop) en L.B.

Finalmente, la amina rica que se encuentra en el tercer compartimiento se bombea a una presión de 6.3 kg/cm^2 man. con la Bomba de amina rica, GA-1101/R hacia el Intercambiador amina pobre/rica, EA-1102, en donde se calienta a 100°C al intercambiar calor con la corriente de fondos de la Regeneradora de amina, DA-1102, posteriormente se adiciona en línea inhibidor de corrosión y antiespumante, enviándose a control de flujo como alimentación a la torre regeneradora de amina ,DA-1102.

La Regeneradora de amina, DA-1102, opera en el domo a una presión de 1.0 kg/cm^2 man. y una temperatura de 118°C , y en el fondo a 1.3 kg/cm^2 man. y 126°C .

Cuando el líquido de la alimentación a la columna entra en contacto con los vapores calientes generados en el Rehervidor de la regeneradora de amina, EA-1103, se propicia la separación del ácido sulfhídrico del líquido. El calor suministrado por el rehervidor es proporcionado por vapor de baja presión de 3.2 kg/cm^2 man., regresando el líquido y el vapor generado en líneas separadas al fondo de la torre. El condensado del vapor de baja que se genera en el rehervidor llega al Separador de condensado, FA-1103, de donde se envía a L.B.

Los vapores del domo de la torre, pasan por el Primer condensador de la regeneradora de amina, EC-1102 donde se enfrían hasta 55°C , y posteriormente al Segundo



condensador de amina pobre, EA-1104, condensando parcialmente y llegando al Acumulador de reflujo de la regeneradora de amina, FA-1104, para separar las fases a 0.8 kg/cm² man. y 42 °C. El gas ácido (ácido sulfhídrico) se envía a control de presión a la Unidad recuperadora de azufre a 0.7 kg/cm² man. y 42 °C, mientras que el líquido se regresa a control de flujo en cascada con el nivel del FA-1104 al domo de la columna DA-1102 mediante la Bomba de reflujo de la regeneradora, GA-1103/R. Los hidrocarburos líquidos que hayan sido arrastrados se acumulan en el segundo compartimiento del tanque FA-1104, y se envían a hidrocarburos recuperados en L.B. mediante la Bomba de hidrocarburos recuperados, GA-1106/R.

El producto de fondos de la torre DA-1102 a una temperatura de 126°C, se enfría a 79°C con la corriente de alimentación a la misma, en el intercambiador EA-1102, como ya se mencionó, posteriormente se le adiciona condensado de baja presión a control de flujo con la finalidad de mantener constante la concentración de la amina.

A continuación se encuentra el punto de inyección de la amina de reposición proveniente de la Fosa de amina, FE-1101, la cual se maneja por la Bomba de la fosa de amina, GA-1104, para pasar a través del Filtro de fosa de amina, FG-1105 antes de ser inyectada.

Una vez unidas las corrientes, la mezcla resultante se manda al Enfriador de amina pobre regenerada, EC-1101, impulsada por la Bomba de amina regenerada, GA-1102/R, a una presión de 19.5 kg/cm² man.

Una vez fría, la amina pobre al 20 % en peso y 55 °C se divide en dos corrientes: la primera constituida por el 20 % del total de la corriente se pasa a través de los siguientes filtros: Filtro de cartucho de amina pobre, FG-1101, Filtro de carbón de amina pobre, FG-1102, y el Post filtro de cartucho de amina pobre, FG-1103. La segunda corriente constituida por el 80% del total, se envía a control de flujo en cascada con el control de nivel de la torre, posteriormente se mezcla con la corriente efluente de los filtros. La función de los filtros es eliminar impurezas y productos de degradación de la amina.



La amina pobre pasa por el Enfriador de amina pobre, EA-1101, enfriándose en éste hasta una temperatura de 38 °C para posteriormente ingresar a control de flujo a la Endulzadora de gases a una presión de 14 kg/cm² man.



5.4 CRITERIOS DE DISEÑO



CRITERIOS DE DISEÑO.

A continuación se emiten los siguientes criterios de diseño para la Planta Endulzadora de Gas:

Criterios Generales.

Para el diseño de todos los recipientes que operan a presión es necesario considerar también el requerimiento de vacío total, así como lo referente al estampado ASME y registro National Board (se consideran recipientes a presión a los tanques de proceso, torres y cambiadores de calor), así mismo en los casos de requerir relevado de esfuerzos, estos se indicaran en las hojas de datos respectivas.

También se considera un 20 % de sobrediseño en flujo para los circuitos de recirculación, como los de las torres, circuito a rehervidores y condensadores de cada una de las torres.

Para el diseño de cambiadores de calor se considera un sobrediseño de 10 %, tanto en flujo y carga térmica, a excepción de equipo especial que por flexibilidad requiere mayor sobrediseño, (condensadores y rehervidores de las torres, y los intercambiadores de amina pobre - amina rica, así como sus respectivas bombas y los equipos periféricos de la Torre regeneradora de aminas).

Integración Térmica

Para cubrir los requerimientos de energía de la unidad, se considera en primera instancia los arreglos necesarios en los equipos de intercambio térmico que permitan el intercambio de energía de las corrientes calientes con las corrientes frías y viceversa, minimizando al máximo el uso de servicios auxiliares para calentamiento y enfriamiento.



La aplicación de este principio esta sujeto a los niveles de temperatura disponibles, considerando los arreglos que permitan la optimización de la recuperación de calor y el área de transferencia.

Considerando las limitaciones en la disponibilidad de agua de enfriamiento, se debe maximizar el uso de enfriadores con aire, donde lo permita el proceso.

Criterios Específicos.

Criterios de diseño de los equipos.

El diseño de la sección de Regeneración de amina procesa una solución acuosa de dietanolamina (DEA) rica al 20 % en peso. Se considera que la concentración de H_2S en la amina rica, a la salida de las torres de endulzamiento, es de 0.37 moles de H_2S /mol de DEA y la amina regenerada contendrá un máximo de 0.016 moles de H_2S /mol de DEA.

Torre endulzadora de gases (DA-1101).

La Torre endulzadora de gases y el equipo periférico se diseñan para manejar el 120 % del flujo normal. Para proporcionar el servicio de endulzamiento se utilizan como internos platos tipo válvula, de acero inoxidable. La presión de ésta torre se fija en función a la presión de entrega del gas combustible a L.B.

Esta sección se diseñará para producir como corriente principal una corriente de gas combustible con un contenido de H_2S de 20-50 ppm en peso, la cual se envía a L.B. En caso de rechazo de la misma se enviará hacia el desfogue ácido.



Para evitar arrastres de la solución de DEA se instalara un Tanque separador de gas dulce, en el cual, la solución de DEA recuperada será enviada a control de nivel hacia el Asentador de amina rica, FA-1102.

En el diseño de la torre y de los equipos periféricos se esta considerando diseño a vacío total y que se efectúe el estampado ASME con registro National Board del equipo.

Torre regeneradora de amina (DA-1102)

La Torre regeneradora de amina y el equipo periférico se diseñan para manejar el 120 % del flujo normal. Para proporcionar el servicio de regeneración se utilizan como internos platos tipo válvula, de acero inoxidable. La presión de ésta torre se fija en función a la presión de entrega del gas ácido a la planta de azufre, así como de la temperatura de degradación de la solución de DEA pobre.

Esta sección se diseñará para producir como corriente principal una corriente de gas ácido con un contenido mínimo de 95 % mol de H_2S , el cual se envía como carga a la planta de azufre. En caso de rechazo de la misma se enviará hacia el desfogue ácido.

Para evitar arrastres de hidrocarburos a la planta de azufre, que pueden dañar el catalizador de las plantas de azufre, se instalará una mampara separadora al Asentador de amina rica FA-1102, así como al Tanque acumulador de Reflujo FA-1104, mediante esta mampara será posible separar los hidrocarburos arrastrados por la solución de amina, los cuales se manejarán por medio de las Bombas de hidrocarburos recuperados GA-1105/R y GA-1106/R, accionadas por motor eléctrico y que enviarán los hidrocarburos recuperados a slop.

En el diseño de la torre y de los equipos periféricos se esta considerando diseño a vacío total y que se efectúe el estampado ASME con registro National Board del equipo.



Filtros de Amina Pobre (FG-1101/FG-1102/FG-1103)

En el diseño se incluye un tren de filtros para eliminar sólidos, partículas de sulfuro de hierro y productos de degradación de la solución de amina pobre, que son causa de corrosión y formación de espuma. Se hace pasar a través de estos filtros un 20 % del flujo total de la solución de amina pobre regenerada. Para absorber los productos de la degradación, también se incluye un filtro de carbón activado (FG-1102), el pre y post-filtro (FG-1101 y FG-1103) de este Filtro de carbón activado, serán del tipo cartucho para filtrar tamaños de partículas de 5 y 1 micras respectivamente. Se estima una caída de presión permisible en cada uno de ellos de 0.7 kg/cm^2 .

Filtro de Amina Rica (FG-1106A/B)

En el diseño de esta planta se incluye dos filtros (uno en operación y otro de relevo) en la línea de amina rica esto es para eliminar sólidos, partículas de sulfuro de hierro, que son causa de corrosión y formación de espuma. Por este filtro se hace pasar el 100% del flujo total de la corriente. El tamaño máximo de partícula a eliminar en este filtro va a ser de 20 micras, ya que esta es la medida con la cual se evita que pasen contaminantes en la DEA como es el caso del producto de la corrosión de los tubos por el paso de la DEA. La caída máxima permisible de presión es de 0.7 kg/cm^2

Asentador de amina rica (FA-1102)

Este recipiente cuenta con dos mamparas las cuales hacen que el recipiente sea dividido en tres secciones. La finalidad de este recipiente es eliminar los hidrocarburos de la corriente de amina rica. La corriente entrante es recibida en la primera sección, la cual es la más grande debido a que su tiempo de residencia debe ser tal para que se separen de manera eficiente la fase ligera de la pesada. Ésta primera sección se encuentra comunicada con la tercera sección, por medio de un tubo de igualación, en la cual existe únicamente DEA rica esto con la finalidad de que la carga que vaya a la torre regeneradora de amina vaya libre de



hidrocarburos los cuales puedan ir después a la planta de azufre y contaminen el catalizador de la misma; esta tercera sección tiene un tiempo de residencia de 8 min. La sección que va a contener a los hidrocarburos que posteriormente serán enviados a SLOP, tendrá un tiempo de residencia de 7 minutos.

Acumulador de reflujo de la regeneradora de amina (FA-1104)

Se diseñara para un tiempo de residencia del orden de 5 minutos y a presión interna como a presión externa (vacío total).

Rehervidor de la Regeneradora de Amina (EA-1103)

El diseño considera únicamente el uso de vapor de baja presión. El sobrediseño a todo el circuito de fondos incluido el calentador será de un 20% en flujo y en carga térmica.

Accionadores y equipos de relevo.

1. Se utiliza una bomba para cada servicio con su relevo correspondiente, a excepción de aquellos servicios en los que el uso de la bomba no se requiera en operación normal y continua.
2. Todas las bombas y sus respectivos relevos serán accionados por motor eléctrico, a excepción de las bombas que se considere que proporcionan un servicio crítico (Bombas de alimentación a calentadores a fuego directo), entonces serán accionadas con turbina de vapor a contrapresión.



5.5 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

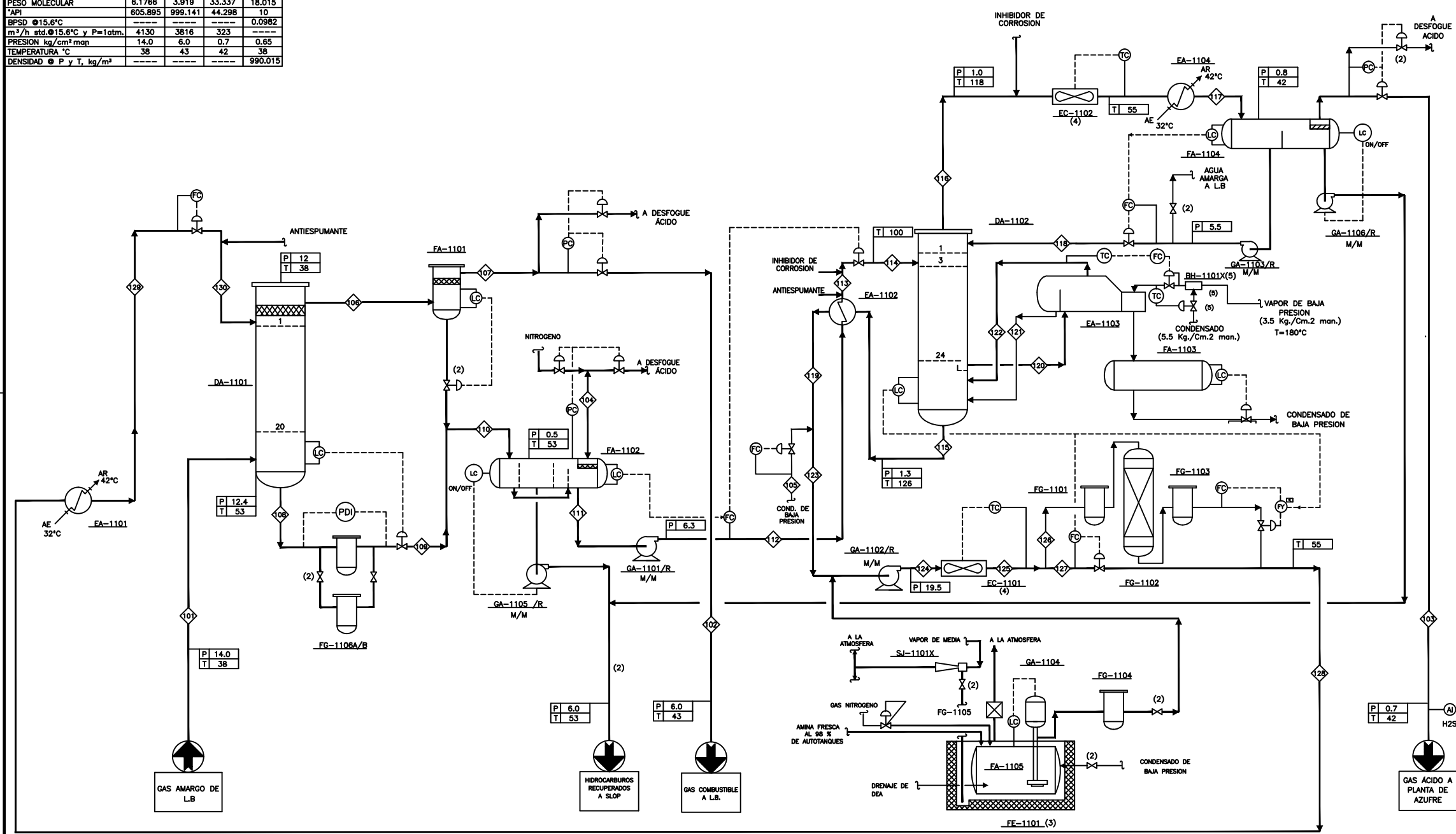
NOTAS

- 1.- LOS VALORES PRESION Y TEMPERATURA ESTAN DADOS EN kg/cm² MAN. T °C, RESPECTIVAMENTE
- 2.- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 3.- SERA DEFINIDO POR EL VENEDOR
- 4.- ENFRIDADOR DE AIRE DE ASPAS CON ANGULO DE ATAQUE VARIABLE
- 5.- VER ESPECIFICACION DEL EQUIPO

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS (4)
TORRES		
DA-1101	ENDULZADORA DE GASES	D=610 mm; L=18288 mm
DA-1102	REGENERADORA DE AMINA	D=914 mm; L=21957 mm
CAMBIADORES DE CALOR		
EA-1101	ENFRIADOR DE AMINA POBRE	Q=0.3205 MMKcal/hr * 1.1
EA-1102	INTERCAMBIADOR DE AMINA POBRE/RICA	Q=1.0015 MMKcal/hr * 1.2
EA-1103	REHEVIDOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	Q=2.2016 MMKcal/hr * 1.2
EA-1104	SEGUNDO CONDENSADOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	Q=0.0349 MMKcal/hr * 1.2
ENFRIADORES CON AIRE		
EC-1101	ENFRIADOR DE AMINA POBRE REGENERADA	Q=0.3769 MMKcal/hr * 1.2
EC-1102	PRIMER CONDENSADOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	Q=1.2346 MMKcal/hr * 1.2
RECIPIENTES		
FA-1101	SEPARADOR DE GAS DULCE	Di=610 mm; L=2742 mm
FA-1102	ASENTADOR DE AMINA RICA	Di=1982 mm; L=5791 mm
FA-1103	SEPARADOR DE CONDENSADO	Di=1219 mm; L=1829 mm
FA-1104	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA REGENERADORA DE AMINA	Di=1219 mm; L=1829 mm
FA-1105	TANQUE DE LA FOSA DE AMINA	Di=2134 mm; L=6096 mm
FOSAS		
FE-1101	FOSA DE AMINA	Di=(3) mm; L=(3) mm
FILTROS		
FG-1101	FILTRO DE CARTUCHO DE AMINA POBRE	Cap.= 4.095 m ³ /h * 1.2 ΔP _{max} = 0.70 kg/cm ²
FG-1102	FILTRO DE CARBON DE AMINA POBRE	Cap.= 4.095 m ³ /h * 1.2 ΔP _{max} = 0.70 kg/cm ²
FG-1103	POST FILTRO DE CARTUCHO DE AMINA POBRE	Cap.= 4.095 m ³ /h * 1.2 ΔP _{max} = 0.70 kg/cm ²
FG-1104	FILTRO DE LA FOSA DE AMINA	Cap.= 22.71 m ³ /h * 1.2 ΔP _{max} = 0.70 kg/cm ²
FG-1105	FILTRO DE CARBON DE LA FOSA DE AMINA	Cap.= (3) m ³ /h ΔP _{max} = (3) kg/cm ²
FG-1106A/B	FILTRO DE CARTUCHO DE AMINA RICA	Cap.= 21.08 m ³ /h * 1.2 ΔP _{max} = 0.70 kg/cm ²
BOMBAS		
GA-1101 /R	BOMBA DE AMINA RICA	21.06 m ³ /h, ΔP=5.8 kg/cm ²
GA-1102 /R	BOMBA DE AMINA REGENERADA	20.69 m ³ /h ΔP=18.8 kg/cm ²
GA-1103 /R	BOMBA DE REFLUJO DE LA REGENERADORA DE AMINA	2.10 m ³ /h, ΔP=4.7 kg/cm ²
GA-1104	BOMBA DE LA FOSA DE AMINA	22.71 m ³ /h ΔP=3.64 kg/cm ²
GA-1105/R	BOMBA DE HIDROCARBUROS A SLOP	11.35 m ³ /h ΔP=5.3 kg/cm ²
GA-1106/R	BOMBA DE HIDROCARBUROS RECUPERADOS	11.35 m ³ /h ΔP=5.3 kg/cm ²
EYECTORES		
SJ-1101X	EYECTOR DE LA FOSA DE AMINA	(3)
DESORRECALENTADORES		
BH-1101X	DESORRECALENTADOR DEL REHEVIDOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	(3) (5)

CORRIENTE	101	102	103	105
	WVOR	WVOR	WVOR	LIQUIDO
COMPONENTE	kg mol/hr	kg mol/hr	kg mol/hr	kg mol/hr
HIDROGENO	159.05	158.703	0.00696	----
ACIDO SULFHDRIICO	13.93	0.00039	13.7376	----
METANO	5.3328	5.3234	1.28E-4	----
ETANO	2.2326	2.2266	1.32E-4	----
PROPANO	1.3119	1.3087	5.50E-5	----
I-BUTANO	0.4190	0.4182	7.85E-6	----
BUTANO	0.3152	0.3139	5.55E-5	----
CS+	1.1034	1.1012	2.45E-5	----
AGUA	0.5451	0.8486	0.6533	0.8657
DEA	----	1.66E-6	1.23E-10	1.72E-6
NH3	----	----	----	----
FLUJO TOTAL kgmol/h	184.2397	170.2419	14.3983	0.8657
FLUJO TOTAL kg/h	1138	667	480	15.60
PESO MOLECULAR	6.1766	3.919	33.337	18.015
*API	605.895	999.141	44.298	10
BPSD @15.6°C	----	----	----	0.0982
m ³ /h std. @15.6°C y P=1atm.	4130	3816	323	----
PRESION kg/cm ² man	14.0	6.0	0.7	0.85
TEMPERATURA °C	38	43	42	38
DENSIDAD @ P y T, kg/m ³	----	----	----	990.015



00000000 PK		FECHA	
		FIRMA	
		FECHA	
		FIRMA	
REV.	06/01/03	D/06/03	06/01/03

PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

PROYECTO TESIS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTTLAN

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

ESD. ACOT.: Dib. No.-U-1000-DFP-001



5.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I**

TESIS

HOJA 1 DE 8

CORRIENTE FASE		101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
		VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA
FLUJO	kg mol/h	184.240	170.496	14.394	0.397	1.134	170.496	170.496	960.804	960.804	960.804
	kg/h	1137.988	671.962	479.860	2.687	20.433	671.962	671.962	20926.316	20926.316	20926.316
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	5.936	5.341	0.597	0.012	0.020	5.341	5.341	20.701	20.701	20.701
TEMPERATURA	°C	38	43	42	53	43	43	43	53	53	53
PRESIÓN	kg/cm ²	15.0	7.0	1.7	1.5	1.7	13.0	13.0	13.4	1.5	1.5
PESO MOLECULAR		6.177	3.941	33.337	6.770	18.016	3.941	3.941	21.780	21.780	21.780
ENTALPÍA	kcal/kg	109.037	115.683	138.111	242.884	38.071	115.683	115.683	40.762	40.762	40.762
FRACCION MOL LIQUIDO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.9996	0.9996
FACTOR ACENTRICO		-0.1734	-0.1935	0.1054	-0.1328	0.3449	-0.1935	-0.1935	0.3655	0.3655	0.3655
DENSIDAD Std. LÍQUIDO	kg/m ³	191.702	125.800	804.107	220.127	999.015	125.800	125.800	1010.896	1010.896	1010.896
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.1919	0.1259	0.8049	0.2203	1.0000	0.1259	0.1259	1.0119	1.0119	1.0119
GRAVEDAD API		605.895	992.189	44.298	510.677	10.000	992.189	992.189	8.337	8.337	8.337
PROPIEDADES FASE VAPOR											
FLUJO	kg mol/h	184.240	170.496	14.394	0.397	n/a	170.496	170.496	n/a	0.397	0.397
	kg/h	1137.988	671.962	479.860	2.687	n/a	671.962	671.962	n/a	2.687	2.687
	m ³ /h	325.806	652.411	219.436	7.158	n/a	353.169	353.169	n/a	7.158	7.158
FLUJO Std. VAPOR	m ³ /h	4129.548	3821.485	322.630	8.896	n/a	3821.485	3821.485	n/a	8.896	8.896
GRAVEDAD ESPECIFICA (Aire=1.0)		0.213	0.136	1.151	0.234	n/a	0.136	0.136	n/a	0.234	0.234
PESO MOLECULAR		6.177	3.941	33.337	6.770	n/a	3.941	3.941	n/a	6.770	6.770
ENTALPÍA	kcal/kg	109.037	115.683	138.111	242.884	n/a	115.683	115.683	n/a	242.884	242.884
CP	kcal/kg-°C	1.210	1.871	0.249	1.106	n/a	1.875	1.875	n/a	1.106	1.106
DENSIDAD	kg/m ³	3.493	1.030	2.187	0.375	n/a	1.903	1.903	n/a	0.375	0.375
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	0.11846	0.13973	0.01356	0.11158	n/a	0.13971	0.13971	n/a	0.11158	0.11158
VISCOSIDAD	cP	0.01013	0.00940	0.01315	0.01043	n/a	0.00940	0.00940	n/a	0.01043	0.01043
PROPIEDADES FASE LÍQUIDO											
FLUJO	kg mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	1.134	n/a	n/a	960.804	960.407	960.407
	kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	20.433	n/a	n/a	20926.316	20923.629	20923.629
	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	n/a	0.021	n/a	n/a	21.137	21.114	21.114
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	n/a	0.020	n/a	n/a	20.701	20.689	20.689
GRAVEDAD ESPECIFICA (H ₂ O @ 15.5°C)		n/a	n/a	n/a	n/a	1.0000	n/a	n/a	1.0119	1.0124	1.0124
PESO MOLECULAR		n/a	n/a	n/a	n/a	18.016	n/a	n/a	21.780	21.786	21.786
ENTALPÍA	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	38.071	n/a	n/a	40.762	40.736	40.736
CP	kcal/kg-°C	n/a	n/a	n/a	n/a	0.998	n/a	n/a	0.916	0.916	0.916
DENSIDAD	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	990.208	n/a	n/a	990.054	990.991	990.991
TENSION SUPERFICIAL	dina/cm	n/a	n/a	n/a	n/a	70.2377	n/a	n/a	65.5030	65.5349	65.5349
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	n/a	n/a	n/a	n/a	0.53607	n/a	n/a	0.31585	0.31605	0.31605
VISCOSIDAD	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	0.69746	n/a	n/a	0.86306	0.86483	0.86483
NOTAS:						Rev.					
						Fecha:					
						Elaboró					
						Revisó					
						Aprobó					



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

TESIS

HOJA 2 DE 8

CORRIENTE FASE		111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
		LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
FLUJO	kg mol/h	960.407	960.407	960.407	960.407	946.015	129.271	129.271	114.877	946.015	1150.868
	kg/h	20923.631	20923.631	20923.631	20923.629	20442.906	2553.886	2553.886	2074.025	20442.906	24138.748
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	20.689	20.689	20.689	20.689	20.089	2.675	2.675	2.078	20.089	23.791
TEMPERATURA	°C	53	53	100	100	127	118	42	42	79	126
PRESIÓN	kg/cm ²	1.5	7.3	6.6	2.0	2.4	2.0	1.8	2.0	1.7	2.3
PESO MOLECULAR		21.786	21.786	21.786	21.786	21.609	19.756	19.756	18.054	21.609	20.974
ENTALPÍA	kcal/kg	40.736	40.873	84.658	84.658	117.407	556.837	59.965	41.996	72.593	117.797
FRACCION MOL LIQUIDO		1.0000	1.0000	1.0000	0.9997	1.0000	0.0000	0.8887	1.0000	1.0000	1.0000
FACTOR ACENTRICO		0.3657	0.3657	0.3657	0.3657	0.3697	0.3177	0.3177	0.3443	0.3697	0.3653
DENSIDAD Std. LÍQUIDO	kg/m ³	1011.363	1011.363	1011.363	1011.363	1017.597	954.729	954.729	997.980	1017.597	1014.616
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.0124	1.0124	1.0124	1.0124	1.0186	0.9557	0.9557	0.9990	1.0186	1.0156
GRAVEDAD API		8.272	8.272	8.272	8.272	7.416	16.564	16.564	10.147	7.416	7.824
PROPIEDADES FASE VAPOR											
FLUJO	kg mol/h	n/a	n/a	n/a	0.258	n/a	129.271	14.394	n/a	n/a	n/a
	kg/h	n/a	n/a	n/a	5.888	n/a	2553.886	479.860	n/a	n/a	n/a
	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	3.974	n/a	2079.371	207.427	n/a	n/a	n/a
FLUJO Std. VAPOR	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	5.776	n/a	2897.480	322.630	n/a	n/a	n/a
GRAVEDAD ESPECIFICA (Aire=1.0)		n/a	n/a	n/a	0.789	n/a	0.682	1.151	n/a	n/a	n/a
PESO MOLECULAR		n/a	n/a	n/a	22.849	n/a	19.756	33.337	n/a	n/a	n/a
ENTALPÍA	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	331.327	n/a	556.837	138.111	n/a	n/a	n/a
CP	kcal/kg-°C	n/a	n/a	n/a	0.361	n/a	0.420	0.249	n/a	n/a	n/a
DENSIDAD	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	1.482	n/a	1.228	2.313	n/a	n/a	n/a
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	n/a	n/a	n/a	0.02713	n/a	0.02166	0.01356	n/a	n/a	n/a
VISCOSIDAD	cP	n/a	n/a	n/a	0.01407	n/a	0.01365	0.01316	n/a	n/a	n/a
PROPIEDADES FASE LÍQUIDO											
FLUJO	kg mol/h	960.407	960.407	960.407	960.149	946.015	n/a	114.877	114.877	946.015	1150.868
	kg/h	20923.631	20923.631	20923.631	20917.740	20442.906	n/a	2074.025	2074.025	20442.906	24138.748
	m ³ /h	21.114	21.116	22.188	22.158	21.465	n/a	2.101	2.101	20.729	25.399
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	20.689	20.689	20.689	20.681	20.089	n/a	2.078	2.078	20.089	23.791
GRAVEDAD ESPECIFICA (H ₂ O @ 15.5°C)		1.0124	1.0124	1.0124	1.0124	1.0186	n/a	0.9990	0.9990	1.0186	1.0156
PESO MOLECULAR		21.786	21.786	21.786	21.786	21.609	n/a	18.054	18.054	21.609	20.974
ENTALPÍA	kcal/kg	40.736	40.873	84.658	84.588	117.407	n/a	41.884	41.996	72.593	117.797
CP	kcal/kg-°C	0.916	0.916	0.997	0.996	0.949	n/a	0.996	0.996	0.931	0.959
DENSIDAD	kg/m ³	990.991	990.896	943.010	944.042	952.396	n/a	987.205	987.157	986.222	950.380
TENSION SUPERFICIAL	dina/cm	65.5349	65.5056	56.6493	56.6781	52.3499	n/a	69.3254	69.3034	61.4837	52.6408
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	0.31605	0.31609	0.32379	0.32396	0.35161	n/a	0.51852	0.51862	0.34774	0.36966
VISCOSIDAD	cP	0.86483	0.86157	0.35633	0.35699	0.25979	n/a	0.64558	0.64423	0.51037	0.25406
NOTAS:							Rev.				
							Fecha:				
							Elaboró				
							Revisó				
							Aprobó				



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I**

TESIS

HOJA 3 DE 8

CORRIENTE		121	122	123	124	125	126	127	128	129	130
FASE		LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
FLUJO	kg mol/h	920.695	230.174	947.149	947.149	947.149	189.430	757.719	947.149	947.149	947.060
	kg/h	19986.301	4152.445	20463.342	20463.334	20463.334	4092.667	16370.667	20463.334	20463.334	20460.291
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	19.632	4.159	20.110	20.110	20.110	4.022	16.088	20.110	20.110	20.106
TEMPERATURA	°C	125.985	126	79	79	55	55	55	55	43	43
PRESIÓN	kg/cm ²	2.335	2.3	1.7	20.5	19.8	19.8	19.8	17.7	17.0	15.0
PESO MOLECULAR		21.708	18.040	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.604
ENTALPÍA	kcal/kg	116.578	653.678	72.558	73.005	50.438	50.438	50.438	50.438	39.375	39.425
FRACCION MOL LIQUIDO		1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
FACTOR ACENTRICO		0.3704	0.3446	0.3697	0.3697	0.3697	0.3697	0.3697	0.3697	0.3697	0.3697
DENSIDAD Std. LÍQUIDO	kg/m ³	1018.038	998.463	1017.578	1017.578	1017.578	1017.578	1017.578	1017.578	1017.578	1017.620
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.0190	0.9994	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186
GRAVEDAD API		7.356	10.078	7.419	7.419	7.419	7.419	7.419	7.419	7.419	7.413
PROPIEDADES FASE VAPOR											
FLUJO	kg mol/h	n/a	230.174	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
	kg/h	n/a	4152.445	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
	m ³ /h	n/a	3283.617	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
FLUJO Std. VAPOR	m ³ /h	n/a	5159.110	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
GRAVEDAD ESPECIFICA (Aire=1.0)		n/a	0.623	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
PESO MOLECULAR		n/a	18.040	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
ENTALPÍA	kcal/kg	n/a	653.678	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kcal/kg-°C	n/a	0.460	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
DENSIDAD	kg/m ³	n/a	1.265	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	n/a	0.02292	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
VISCOSIDAD	cP	n/a	0.01348	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
PROPIEDADES FASE LÍQUIDO											
FLUJO	kg mol/h	920.695	n/a	947.149	947.149	947.149	189.430	757.719	947.149	947.149	947.060
	kg/h	19986.301	n/a	20463.342	20463.334	20463.334	4092.667	16370.667	20463.334	20463.334	20460.291
	m ³ /h	20.966	n/a	20.749	20.755	20.473	4.095	16.379	20.473	20.354	20.350
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	19.632	n/a	20.110	20.110	20.110	4.022	16.088	20.110	20.110	20.106
GRAVEDAD ESPECIFICA (H ₂ O @ 15.5°C)		1.0190	n/a	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186	1.0186
PESO MOLECULAR		21.708	n/a	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.604
ENTALPÍA	kcal/kg	116.578	n/a	72.558	73.005	50.438	50.438	50.438	50.438	39.375	39.425
CP	kcal/kg-°C	0.948	n/a	0.931	0.931	0.924	0.924	0.924	0.924	0.922	0.922
DENSIDAD	kg/m ³	953.291	n/a	986.233	985.941	999.517	999.517	999.517	999.517	1005.350	1005.406
TENSION SUPERFICIAL	dina/cm	52.4612	n/a	61.4930	61.4019	66.0284	66.0284	66.0284	66.0284	68.3270	68.3328
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	0.34913	n/a	0.34784	0.34794	0.34162	0.34162	0.34162	0.34162	0.33738	0.33756
VISCOSIDAD	cP	0.26298	n/a	0.51057	0.50615	0.84131	0.84131	0.84131	0.84131	1.14923	1.14941
NOTAS:							Rev.				
							Fecha:				
							Elaboró				
							Revisó				
							Aprobó				



CORRIENTE		131						
FASE		MEZCLA						
FLUJO	kg mol/h	960.804						
	kg/h	20926.316						
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	20.701						
TEMPERATURA	°C	53						
PRESIÓN	kg/cm ²	12.7						
PESO MOLECULAR		21.780						
ENTALPÍA	kcal/kg	40.762						
FRACCION MOL LIQUIDO		1.0000						
FACTOR ACENTRICO		0.3655						
DENSIDAD Std. LÍQUIDO	kg/m ³	1010.896						
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.0119						
GRAVEDAD API		8.337						
PROPIEDADES FASE VAPOR								
FLUJO	kg mol/h	0.020						
	kg/h	0.085						
	m ³ /h	0.044						
FLUJO Std. VAPOR	m ³ /h	0.453						
GRAVEDAD ESPECIFICA (Aire=1.0)		0.145						
PESO MOLECULAR		4.201						
ENTALPÍA	kcal/kg	143.448						
CP	kcal/kg-°C	1.768						
DENSIDAD	kg/m ³	1.914						
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	0.14023						
VISCOSIDAD	cP	0.00972						
PROPIEDADES FASE LÍQUIDO								
FLUJO	kg mol/h	960.784						
	kg/h	20926.230						
	m ³ /h	21.135						
FLUJO Std. LÍQUIDO	m ³ /h	20.700						
GRAVEDAD ESPECIFICA (H ₂ O @ 15.5°C)		1.0119						
PESO MOLECULAR		21.780						
ENTALPÍA	kcal/kg	40.762						
CP	kcal/kg-°C	0.916						
DENSIDAD	kg/m ³	990.106						
TENSION SUPERFICIAL	dina/cm	65.5044						
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h-m-°C	0.31586						
VISCOSIDAD	cP	0.86312						
NOTAS:								
			Rev.					
			Fecha:					
			Elaboró					
			Revisó					
			Aprobó					



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

TESIS

HOJA 5 DE 8

CORRIENTE	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
FASE	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA
TEMPERATURA °C	38	43	42	53	38	43	43	53	53	53
PRESION kg/cm ²	15.0	7.0	1.7	1.5	1.7	13.0	13.0	13.4	1.5	1.5
PESO MOLECULAR	6.177	3.941	33.337	6.770	18.016	3.941	3.941	21.780	21.780	21.780
FLUJOS MOLARES kg mol/h										
H ₂	159.051	158.696	0.007	0.319	0.000	158.696	158.696	0.355	0.355	0.355
H ₂ S	13.929	0.001	13.734	0.023	0.000	0.001	0.001	14.402	14.402	14.402
METHANE	5.333	5.323	0.000	0.009	0.000	5.323	5.323	0.009	0.009	0.009
ETHANE	2.233	2.227	0.000	0.005	0.000	2.227	2.227	0.006	0.006	0.006
PROPANE	1.312	1.309	0.000	0.003	0.000	1.309	1.309	0.003	0.003	0.003
IBUTANE	0.419	0.418	0.000	0.001	0.000	0.418	0.418	0.001	0.001	0.001
BUTANE	0.315	0.314	0.000	0.001	0.000	0.314	0.314	0.001	0.001	0.001
PENTANE	1.103	1.101	0.000	0.002	0.000	1.101	1.101	0.002	0.002	0.002
H ₂ O	0.545	1.106	0.653	0.036	1.134	1.106	1.106	907.101	907.101	907.101
DEA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	38.924	38.924	38.924
Total kg mol/h	184.240	170.496	14.394	0.397	1.134	170.496	170.496	960.804	960.804	960.804
FRACCION MOL										
H ₂	0.8633	0.9308	0.0005	0.8038	0.0000	0.9308	0.9308	0.0004	0.0004	0.0004
H ₂ S	0.0756	0.0000	0.9541	0.0569	0.0000	0.0000	0.0000	0.0150	0.0150	0.0150
METHANE	0.0289	0.0312	0.0000	0.0217	0.0000	0.0312	0.0312	0.0000	0.0000	0.0000
ETHANE	0.0121	0.0131	0.0000	0.0126	0.0000	0.0131	0.0131	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE	0.0071	0.0077	0.0000	0.0066	0.0000	0.0077	0.0077	0.0000	0.0000	0.0000
IBUTANE	0.0023	0.0025	0.0000	0.0016	0.0000	0.0025	0.0025	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANE	0.0017	0.0018	0.0000	0.0025	0.0000	0.0018	0.0018	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANE	0.0060	0.0065	0.0000	0.0047	0.0000	0.0065	0.0065	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0030	0.0065	0.0454	0.0897	1.0000	0.0065	0.0065	0.9441	0.9441	0.9441
DEA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0405	0.0405	0.0405
NOTAS:						Rev.				
						Fecha:				
						Elaboró				
						Revisó				
						Aprobó				



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I**

TESIS

HOJA 6 DE 8

CORRIENTE		111	112	113	114	115	116	117	118	119	120
FASE		LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	VAPOR	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA	°C	53	53	100	100	127	118	42	42	79	126
PRESION	kg/cm ²	1.5	7.3	6.6	2.0	2.4	2.0	1.8	2.0	1.7	2.3
PESO MOLECULAR		21.786	21.786	21.786	21.786	21.609	19.756	19.756	18.054	21.609	20.974
FLUJOS MOLARES	kg mol/h										
H ₂		0.036	0.036	0.036	0.036	0.000	0.007	0.007	0.000	0.000	0.000
H ₂ S		14.379	14.379	14.379	14.379	0.563	13.992	13.992	0.259	0.563	0.830
METHANE		0.001	0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETHANE		0.001	0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
IBUTANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
BUTANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PENTANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H ₂ O		907.066	907.066	907.066	907.066	906.528	115.268	115.268	114.615	906.528	1111.102
DEA		38.924	38.924	38.924	38.924	38.924	0.004	0.004	0.004	38.924	38.936
Total	kg mol/h	960.407	960.407	960.407	960.407	946.015	129.271	129.271	114.877	946.015	1150.868
FRACCION MOL											
H ₂		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ S		0.0150	0.0150	0.0150	0.0150	0.0006	0.1082	0.1082	0.0023	0.0006	0.0007
METHANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETHANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IBUTANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O		0.9445	0.9445	0.9445	0.9445	0.9583	0.8917	0.8917	0.9977	0.9583	0.9654
DEA		0.0405	0.0405	0.0405	0.0405	0.0411	0.0000	0.0000	0.0000	0.0411	0.0338
NOTAS:							Rev.				
							Fecha:				
							Elaboró				
							Revisó				
							Aprobó				



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTILÁN CAMPO I**

TESIS

HOJA 7 DE 8

CORRIENTE		121	122	123	124	125	126	127	128	129	130
FASE		LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA	°C	125.985	125.985	78.875	79.355	79.355	55.000	55.000	55.000	43.000	43.000
PRESION	kg/cm ²	2.335	2.335	1.680	20.533	20.533	19.833	19.833	17.733	17.033	15.033
PESO MOLECULAR		21.708	18.040	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.605	21.604
FLUJOS MOLARES	kg mol/h										
H ₂		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H ₂ S		0.544	0.287	0.563	0.563	0.563	0.113	0.450	0.563	0.563	0.474
METHANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ETHANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
IBUTANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
BUTANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
PENTANE		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H ₂ O		881.228	229.873	907.662	907.662	907.662	181.532	726.130	907.662	907.662	907.662
DEA		38.923	0.014	38.924	38.924	38.924	7.785	31.139	38.924	38.924	38.924
Total	kg mol/h	920.695	230.174	947.149	947.149	947.149	189.430	757.719	947.149	947.149	947.060
FRACCION MOL											
H ₂		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ S		0.0006	0.0012	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0005
METHANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETHANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IBUTANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
BUTANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PENTANE		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O		0.9571	0.9987	0.9583	0.9583	0.9583	0.9583	0.9583	0.9583	0.9583	0.9584
DEA		0.0423	0.0001	0.0411	0.0411	0.0411	0.0411	0.0411	0.0411	0.0411	0.0411
NOTAS:							Rev.				
							Fecha:				
							Elaboró				
							Revisó				
							Aprobó				



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
 CUAUTITLÁN CAMPO I

TESIS

HOJA 8 DE 8

CORRIENTE FASE		131 MEZCLA
TEMPERATURA	°C	52.985
PRESION	kg/cm ²	12.685
PESO MOLECULAR		21.780
FLUJOS MOLARES	kg mol/h	
H ₂		0.355
H ₂ S		14.402
METHANE		0.009
ETHANE		0.006
PROPANE		0.003
IBUTANE		0.001
BUTANE		0.001
PENTANE		0.002
H ₂ O		907.101
DEA		38.924
Total	kg mol/h	960.804
FRACCION MOL		
H ₂		0.0004
H ₂ S		0.0150
METHANE		0.0000
ETHANE		0.0000
PROPANE		0.0000
IBUTANE		0.0000
BUTANE		0.0000
PENTANE		0.0000
H ₂ O		0.9441
DEA		0.0405
NOTAS:		
	Rev.	
	Fecha:	
	Elaboró	
	Revisó	
	Aprobó	



5.7 REQUERIMIENTO DE AGENTES QUÍMICOS Y SERVICIOS AUXILIARES



REQUERIMIENTO DE AGENTES QUIMICOS



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
 CUAUTITLÁN CAMPO I

AGENTES QUIMICOS

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	U-1000-AQ-ATE	
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE: 3

SERVICIO AGENTE ANTIESPUMANTE (3)(4)

TIPO AB-1

CLAVE	EQUIPO	<u>CONSUMO ESTIMADO (1)(2)</u>		<u>CONSUMO MENSUAL (1)(2)</u>
		kg/dfa		kg/mes
EA-1102 (1)	INTERCAMBIADOR DE AMINA POBRE/RICA	50.2	(2)	201.0
DA-1101 (1)	ENDULZADORA DE GASES	49.1	(2)	196
TOTAL		99.3		397.0

PROPIEDADES:

GRAVEDAD ESPECIFICA 20/4 °C	1.0013
VISCOSIDAD CINEMÁTICA A 20 °C, cSt	810.15
TEMPERATURA DE INFLAMACIÓN, °C	195
TEMPERAURA DE CONGELACIÓN, °C	0
pH	5

NOTAS:

- (1) EN LA LITERATURA SE RECOMIENDA QUE LA DOSIFICACIÓN DEL AGENTE ANTIESPUMANTE SE HACE DIRECTAMENTE EN LA LÍNEA POR CHOQUE DE 100- 300 ppm, EN PESO CON RESPECTO A LA AMINA CIRCULANTE, CUIDANDO QUE NO QUE NO EXCEDA DE 300 ppm
- (2) CANTIDAD REQUERIDA POR CHOQUE (4 CHOQUE DE UNA HORA POR MES).
- (3) SE REQUIERE DOSIFICAR EL ANTIESPUMANTE EN UN PERIODO MÁXIMO DE 1 HORA.
- (4) LOS FLUJOS INDICADOS SON DE REACTIVO PURO

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

AGENTES QUIMICOS

CUAUTITLÁN CAMPO I

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-AQ-IC
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	2 DE: 3

SERVICIO AGENTE INHIBIDOR DE CORROSIÓN

TIPO KN-1

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO ESTIMADO (1)(2)	CONSUMO MENSUAL (1)(2)
		kg/día	kg(mes)
EA-1102 (1)	INTERCAMBIADOR DE AMINA POBRE/RICA	2.51	75.3
DA-1102 (1)	REGENERADORA DE AMINA.	7.36	221
TOTAL		9.87	296.3

PROPIEDADES:

PESO ESPECÍFICO A 20/4 °C	0.85-0.9
PH	8.0 -10.0
CONTENIDO DE NITRÓGENO, % peso	2.0 - 3.0

NOTAS:

- (1) LA DOSIFICACIÓN QUE SE RECOMIENDA EN LA LITERATURA ES LA SIGUIENTE:
DOMOS DE LA REGENERADORA DE AMINAS ES A RAZON DE 15 ppm EN PESO.
EN LA ALIMENTACIÓN DE LA REGENERADORA DE AMINAS A RAZÓN DE 5 ppm EN PESO.
- (2) LOS FLUJOS INDICADOS SON DE REACTIVO PURO

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



REQUERIMIENTO DE SERVICIOS AUXILIARES



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

SERVICIOS AUXILIARES

CUAUTITLÁN CAMPO I

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-SA-VMP
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE: 5

SERVICIO	VAPOR DE MEDIA PRESIÓN	
CONDICIONES DE SUMINISTRO	Presión: 18.5 kg/cm ² man.	Temperatura: 330 °C en L.B
CONDICIONES DE RETORNO	Presión: kg/cm ² man.	Temperatura: °C a L.B

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	CONSUMO	
		<u>NORMAL</u> kg/h	<u>MÁXIMO</u> kg/h
SJ-1101X	EYECTOR DE LA FOSA DE AMINA	(1)	320
	TOTAL	(1)	320

NOTAS:

- 1) NORMALMENTE SIN FLUJO

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

SERVICIOS AUXILIARES

CUAUTITLÁN CAMPO I

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-SA-VBP
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	2 DE: 5

SERVICIO	VAPOR DE BAJA PRESIÓN	
CONDICIONES DE SUMINISTRO (1)	Presión: 3.2 kg/cm ² man.	Temperatura: 144 °C en L.B
CONDICIONES DE RETORNO	CONDENSADO DE BAJA PRESIÓN	
	Presión: 3.2 kg/cm ² man.	Temperatura: 144 °C a L.B

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CONSUMO</u>	
		<u>NORMAL</u> kg/h	<u>MÁXIMO</u> kg/h
EA-1103	REHERVIDOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	5,037	6,044
	TOTAL	5,037	6,044

NOTAS:

1) VAPOR DE BAJA PRESIÓN DE 3.5 kg/cm² man. Y 180°C, QUE HA SIDO DESOBRECALETAD EN EL BH-1101X A 3.2 kg/cm² man y 144°C

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

SERVICIOS AUXILIARES

CUAUTITLÁN CAMPO I

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-SA-AE
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	3 DE: 5

SERVICIO	AGUA DE ENFRIAMIENTO	
CONDICIONES DE SUMINISTRO	Presión: 4.0 kg/cm ² man.	Temperatura: 32 °C en L.B
CONDICIONES DE RETORNO	Presión: 3.0 kg/cm ² man.	Temperatura: 42 °C a L.B

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CONSUMO</u>	
		<u>NORMAL</u> kg/h	<u>MÁXIMO</u> kg/h
EA-1101	ENFRIADOR DE AMINA POBRE	32,050	35,255
EA-1104	SEGUNDO ENFRIADOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	3,490	4,188
	TOTAL	35,540	39,443

NOTAS:

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

SERVICIOS AUXILIARES

CUAUTITLÁN CAMPO I

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-SA-COND
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	4 DE: 5

SERVICIO	<u>CONDENSADO (1)</u>	
CONDICIONES DE SUMINISTRO	Presión: 5.5 kg/cm ² man.	Temperatura: 53 °C en L.B
CONDICIONES DE RETORNO	Presión: - - - - kg/cm ² man.	Temperatura: - - - - °C a L.B

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	CONSUMO	
		<u>NORMAL</u> kg/h	<u>MÁXIMO</u> kg/h
BH-1101X	DESOBRECALENTADOR DEL REHERVIDOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	159.5	191.4
FA-1105	TANQUE DE LA FOSA DE AMINA	(2)	(2)
GA-1102/R	BOMBA DE AMINA REGENERADA	15.6	17.4
	TOTAL	175	209

NOTAS:

- 1) SE DEBERÁ UTILIZAR CONDESADO LIMPIO Y TRATADO
- 2) NORMALMENT SIN FLUJO

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

SERVICIOS AUXILIARES

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-SA-EE
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	5 DE: 5

SERVICIO <u>ENERGÍA ELÉCTRICA</u> <u>FRECUENCIA 60Hz. (1)</u>						
<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>TENSIÓN SIST.</u> <u>VOLTAJE</u>	<u>FASES</u>	<u>POTENCIA (kW)</u>		
				<u>kW</u> <u>CONSUM.</u>	<u>kW</u> <u>CONECT.</u>	
EC-1101	ENFRIADOR DE AMINA POBRE	480	3	13	14.9	
EC-1102	PRIMER CONDENSADOR DE LA REGENERADORA DE AMINA	480	3	22.5	29.8	
GA-1101/R	BOMBA DE AMINA RICA	480	3	8.0	22.36	
GA-1102/R	BOMBA DE AMINA REGENERADA	480	3	26.2	59.7	
GA-1103/R	BOMBA DE REFLUJO DE LA REGENERADORA DE AMINA	480	3	3.1	7.5	
GA-1104	BOMBA DE LA FOSA DE AMINA	480	3	5.4	7.5	
GA-1105/R	BOMBA DE HIDROCBUROS A SLOP	480	3	4.6	11.2	
GA-1106/R	BOMBA DE HIDROCBUROS RECUPERADOS	480	3	4.6	11.2	
GA-1107X A/BR	BOMBA DE AGENTE INHIBIDOR DE CORROSIÓN	(2)	(2)	(2)	(2)	
GA-1108X A/BR	BOMBA DE AGENTE ANTIESPUMANTE	(2)	(2)	(2)	(2)	
TOTAL				87.5	164.2	

NOTAS:

- 1) VALORES ESTIMADOS EMPLEANDO EFICIENCIAS TÍPICAS EN FUNCIÓN DEL TAMAÑO DEL EQUIPO.
- 2) A SER DEFINIDO POR EL VENDEDOR

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



5.8 DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES

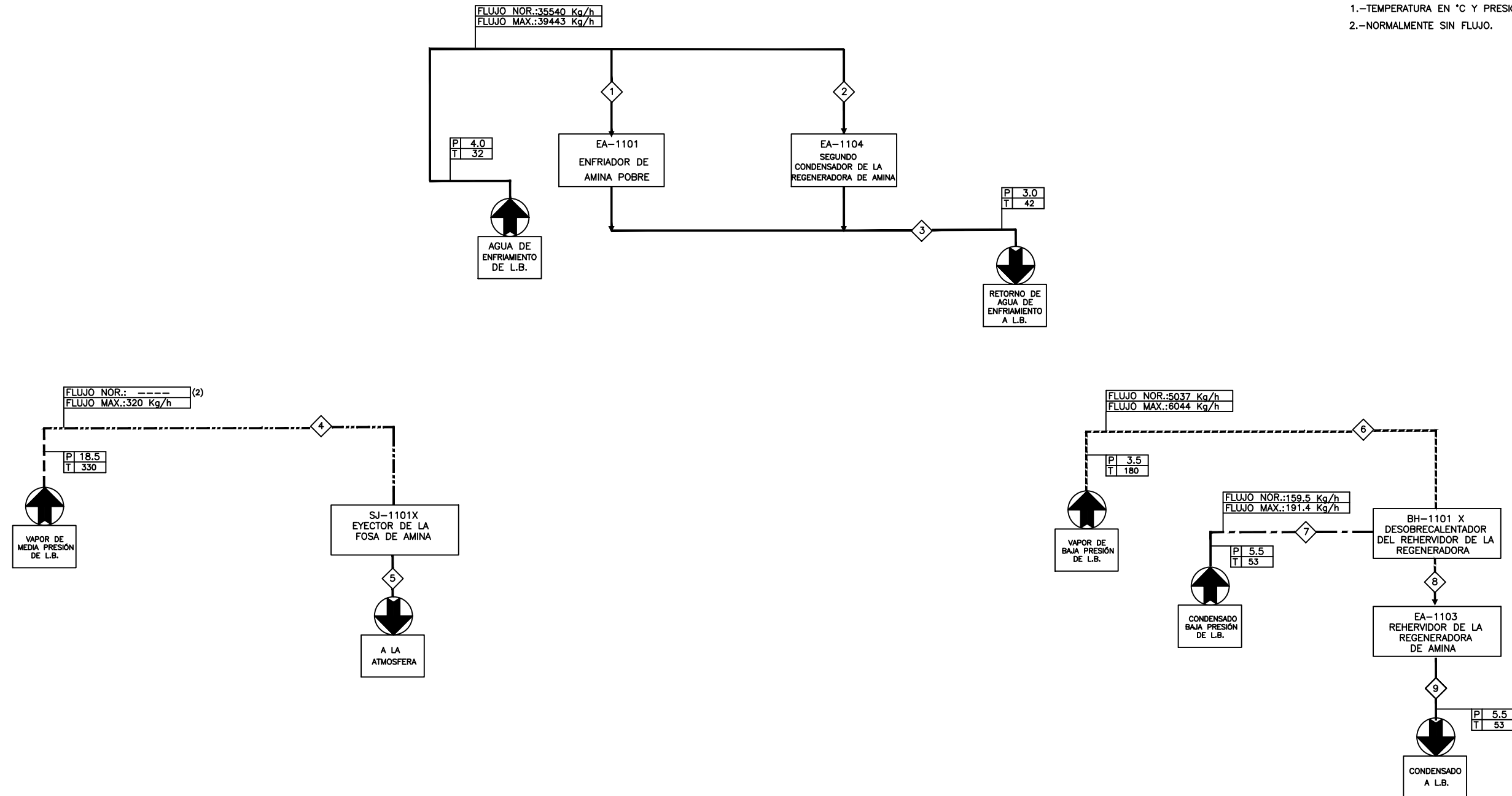
CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9
FLUJO NORMAL m ³ /h	32.214	3.5	35.72	-----	-----	-----	0.1617	-----	5.27
FLUJO MAXIMO m ³ /h	37.311	4.21	39.64	-----	-----	-----	0.1940	-----	6.32
FLUJO NORMAL Kg/h	32050	3490	35540	-----	-----	-----	5037	159.5	5196
FLUJO MAXIMO Kg/h	35255	4188	39443	320	320	6044	191.4	6235	6235
PRESION kg/cm ² man.	4.0	3.0	3.0	18.5	AMB.	3.5	5.5	3.2	5.5
TEMPERATURA °C	32	42	42	330	AMB.	180	53	144	53

SIMBOLOGIA:

- AGUA
- - - - - CONDENSADO
- · - · - VAPOR DE MEDIA PRESION
- · - · - VAPOR DE BAJA PRESION

NOTAS :

- 1.-TEMPERATURA EN °C Y PRESIÓN EN kg/cm² man.
- 2.-NORMALMENTE SIN FLUJO.



DESCRIPCIÓN:						UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
REV.	ELABORÓ	REVISÓ	DIBUJÓ	VERIFICÓ	VALIDÓ	FECHA	FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
							DIAGRAMA DE BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES
							ESC.: ACOT.: Dib. No.-U-1000-DSA REV.



5.9

LISTA DE EQUIPO



LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
<u>TORRES</u>		
DA-1101	Endulzadora de gases	D= 610 mm Lt-t= 18,288 mm
DA-1102	Regeneradora de amina	D= 914 mm Lt-t= 21,957 mm
<u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>		
EA-1101	Enfriador de amina pobre	Q= 0.3205 MM Kcal/h *1.1
EA-1102	Intercambiador de amina pobre/rica	Q= 1.0015 MM Kcal/h *1.2
EA-1103	Rehervidor de la regeneradora de amina	Q= 2.2016 MM Kcal/h *1.2
EA-1104	Segundo condensador de la regeneradora de amina	Q= 0.0349 MM Kcal/h *1.2
<u>AEROENFRIADORES</u>		
EC-1101	Enfriador de amina pobre regenerada	Q= 0.3769 MM Kcal/h *1.2
EC-1102	Primer condensador de la regeneradora de amina	Q= 1.2346 MM Kcal/h * 1.2



RECIPIENTES

FA-1101	Separador de gas dulce	Número de unidades: Una D= 610 mm Lt-t= 2,742 mm
FA-1102	Asentador de amina rica	Número de unidades: Una D= 1,982 mm Lt-t= 5,791 mm
FA-1103	Separador de condensado	Número de unidades: Una D= 1,219 mm Lt-t= 1,829 mm
FA-1104	Acumulador de reflujo de la regeneradora de amina	Número de unidades: Una D= 1,219 mm Lt-t= 1,829 mm
FA-1105	Tanque de la fosa de amina	Nº de unidades: Una D=2,134 mm Lt-t=6,096 mm
FA-1106X A/B (4)	Tanque de inhibidor de corrosión	Nº de unidades: Dos D= (2) mm Lt-t= (2) mm
FA-1107X A/B (4)	Tanque de agente antiespumante	Nº de unidades: Dos D= (2) mm Lt-t= (2) mm

FOSAS

FE-1101	Fosa de amina	(2)
---------	---------------	-----

FILTROS

FG-1101	Filtro de cartucho de amina pobre	Número de Unidades: Una Flujo dis.: $4.095 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P_{\text{máx.}} = 0.7 \text{ kg/cm}^2$ Tipo: Cartucho
---------	-----------------------------------	---



FG-1102	Filtro de carbón de amina pobre	Número de Unidades: Una Flujo dis.: $4.095 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P = 0.7 \text{ kg/cm}^2$ Tipo: Carbon activado
FG-1103	Post filtro de cartucho de amina pobre	Número de Unidades: Una Flujo dis.: $4.095 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P = 0.7 \text{ kg/cm}^2$ Tipo: Cartucho
FG-1104	Filtro de la fosa de amina	Número de Unidades: Una Flujo dis.: $22.71 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P = 0.7 \text{ kg/cm}^2$
FG-1105 (2)	Filtro de carbón de la fosa de amina	Número de Unidades: Una Tipo: "Calgón Canister" con carbón activado
FG-1106 A/B	Filtro de cartucho de amina rica	Número de Unidades: Dos Flujo dis.: $21.08 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P_{\text{máx.}} = 0.7 \text{ kg/cm}^2$ Tipo: Cartucho

BOMBAS

GA-1101/R	Bomba de amina rica	Número de Unidades: Dos Flujo dis.: $21.06 * 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P = 5.8 \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/ motor
GA-1102/R	Bomba de amina regenerada	Número de unidades: Dos Flujo dis.: $20.69 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P = 18.8 \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/ motor
GA-1103/R	Bomba de reflujo de la regeneradora	Número de unidades: Dos Flujo dis.: $2.1 * 1.2 \text{ m}^3/\text{h}$ $\Delta P = 4.7 \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/ motor



GA-1104	Bomba de la fosa de amina	Número de unidades: Una Flujo dis.: 22.71 * 1.1 m ³ /h $\Delta P = 3.64 \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor
GA-1105/R	Bomba de hidrocarburos a slop	Número de unidades: Dos Flujo dis.: 11.35 * 1.1 m ³ /h $\Delta P = 5.3 \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/motor
GA-1106/R	Bomba de hidrocarburos recuperados	Número de unidades: Dos Flujo dis.: 11.35 * 1.1 m ³ /h $\Delta P = 5.2 \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/ motor
GA-1107X A/BR (4)	Bomba de inhibidor de corrosión	Número de unidades: Cuatro Flujo dis.: (2)*1.1 m ³ /h $\Delta P = (2) \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/motor
GA-1108X A/BR X/R (4)	Bomba de agente antiespumante	Número de unidades: Cuatro Flujo dis.: (2)*1.1 m ³ /h $\Delta P = (2) \text{ kg/cm}^2$ Accionador= motor/motor

PAQUETES

PA-1101 X (4)	Paquete del inhibidor de corrosión	(2) (5)
PA-1102 X (4)	Paquete de agente antiespumante	(2) (6)

EYECTORES

SJ-1101 X	Eyector de la fosa de amina	(2)
-----------	-----------------------------	-----



DESOBRECALENTADORES

BH-1101 X Desobrecalentador del rehervidor de (2)
la regeneradora de amina

NOTAS:

1. Todos los recipientes a presión, cambiadores de calor, aerofriadores, filtros y torres deben llevar estampado ASME y su registro National Board Inspection Code (NBIC).
2. El diseño de este equipo es responsabilidad total del vendedor.
3. Los recipientes, torres, reactores y filtros deben considerar por corrosión permisible 3.2 mm como mínimo en cascarón y cabezas y/o 6.4 mm si lo requiere el servicio, (para referencia ver las hojas de datos respectivas).
4. La “X” significa equipo paquete correspondiente.
5. **PAQUETE DE INHIBIDOR DE CORROSIÓN PA-1101 X:** Incluye lo siguiente: Tanques de inhibidor de corrosión, FA-1106 XA/B, Bombas de inhibidor de corrosión, GA-1107X A/BR (4 bombas en total), tuberías, accesorios, válvulas e instrumentación correspondiente. Para los puntos de inyección referirse al Diagrama de Flujo de Proceso. Este paquete es responsabilidad total del vendedor.
6. **EL PAQUETE DE AGENTE ANTIESPUMANTE PA-1102 X:** Incluye lo siguiente: Tanque de Agente Antiespumante FA-1107X A/B Bomba de agente antiespumante GA-1108X A/BR (4 bombas en total) accesorios, válvulas e instrumentación correspondiente. Para los puntos de inyección referirse al Diagrama de Flujo de Proceso. Este paquete es responsabilidad total del vendedor.



5.10 HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO



RECIPIENTES



TORRES



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

**HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
PLATOS**

CLIENTE:		UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.		PROYECTO:		TESIS		
PLANTA:		PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		HOJA		2 DE 2		
LOCALIZACIÓN: TULA DE ALLENDE, HGO.								
CLAVE DEL EQUIPO:				DA-1101				
SERVICIO:				ENDULZADORA DE GASES				
				CLAVE DE LA TORRE:				
				DA-1101				
				No. UNIDADES:				
				VEINTE (20)				
Número de Platos		1-20		1-20				
Tipo de Plato		Válvulas		Válvulas				
Fluido	Líquido	Amina		Amina				
	Vapor o Gas	H ₂ S, H ₂ , LIG.		H ₂ S, H ₂ , LIG.				
Diámetro Interno de la Torre, mm		610		610				
Espaciamiento Entre Platos, mm		610		610				
Material Platos		Acero Inox.		Acero Inox.				
Material Unidades de Contacto		Acero Inox.		Acero Inox.				
Número de pasos		UNO		UNO				
Condiciones en el Plato No.		3		20				
Temperatura	Líquido, °C	43		53				
	Vapor, °C	43		53				
Presión, kg/cm ² man.		12.0		12.4				
Vapor	Densidad kg/m ³ @ P y T	1.903		2.016				
	Flujo	kg/h	672		724			
		m ³ /h @ P y T	353.0		359.0			
Líquido	Densidad kg/m ³ @ P y T	1,004.493		990.054				
	Flujo	kg/h	20,461		20,926			
		m ³ /h @ P y T	20.370		21.137			
	Viscosidad, cP	1.14820		0.86308				
Tensión Superficial, dinas/cm		68.31		65.50				
Tendencia a Espumado: Ninguna Moderada <input checked="" type="checkbox"/> Alta Severa <input type="checkbox"/>								
Máximo de Inundación 82% a Condiciones de Diseño								
Relación Líquido/Vapor Constante <input checked="" type="checkbox"/> Carga de Líquido Constante Carga de Vapor Constante <input type="checkbox"/>								
Capacidad Mínima Requerida 50% de la Capacidad de Diseño								
NOTAS:								
1) Para el diseño de los platos se deberá considerar un 20% adicional con respecto a los flujos indicados								
2) Factor del sistema de 0.85								
Revisión								
Fecha								
Elaborado por								
Aprobado por								
Rev. Mecanica								



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

CUAUTITLÁN CAMPO I

**HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
PLATOS**

CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.				PROYECTO:			
PLANTA: PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)				HOJA 2 DE 2			
LOCALIZACIÓN: TULA DE ALLENDE, HGO.							
CLAVE DEL EQUIPO: DA-1102				CLAVE DE LA TORRE: DA-1102			
SERVICIO: REGENERADORA DE AMINA				No. UNIDADES: VEINTE (20)			
Número de Platos		1-20	1-20				
Tipo de Plato		Válvulas	Válvulas				
Fluido	Líquido	Amina	Amina				
	Vapor o Gas	H₂S, H₂, LIG.	H₂S, H₂, LIG.				
Diámetro Interno de la Torre, mm		914	914				
Espaciamiento Entre Platos, mm		610	610				
Material Platos		Acero Inox.	Acero Inox.				
Material Unidades de Contacto		Acero Inox.	Acero Inox.				
Número de pasos		UNO	UNO				
Condiciones en el Plato No.		3	23				
Temperatura	Líquido, °C	118	126				
	Vapor, °C	118	126				
Presión, kg/cm ² man.		1.0	1.4				
Vapor	Densidad kg/m ³ @ P y T		1.228	1.267			
	Flujo	kg/h	2,554	3,669			
		m ³ /h @ P y T	2,079.0	2,897.0			
Líquido	Densidad kg/m ³ @ P y T		945.190	955.380			
	Flujo	kg/h	23,858	24,139			
		m ³ /h @ P y T	25,241	25,399			
	Viscosidad, cP		0.27657	0.25406			
	Tensión Superficial, dinas/cm		53.90	52.64			
Tendencia a Espumado: Ninguna <input type="checkbox"/> Moderada <input checked="" type="checkbox"/> Alta <input type="checkbox"/> Severa <input type="checkbox"/>							
Máximo de Inundación 82% a Condiciones de Diseño							
Relación Líquido/Vapor Constante <input checked="" type="checkbox"/> Carga de Líquido Constante <input type="checkbox"/> Carga de Vapor Constante <input type="checkbox"/>							
Capacidad Mínima Requerida 50% de la Capacidad de Diseño							
NOTAS: 1) Para el diseño de los platos se deberá considerar un 20% adicional con respecto a los flujos indicados 2) Factor del sistema 0.85							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							
Rev. Mecánica							



FOSAS



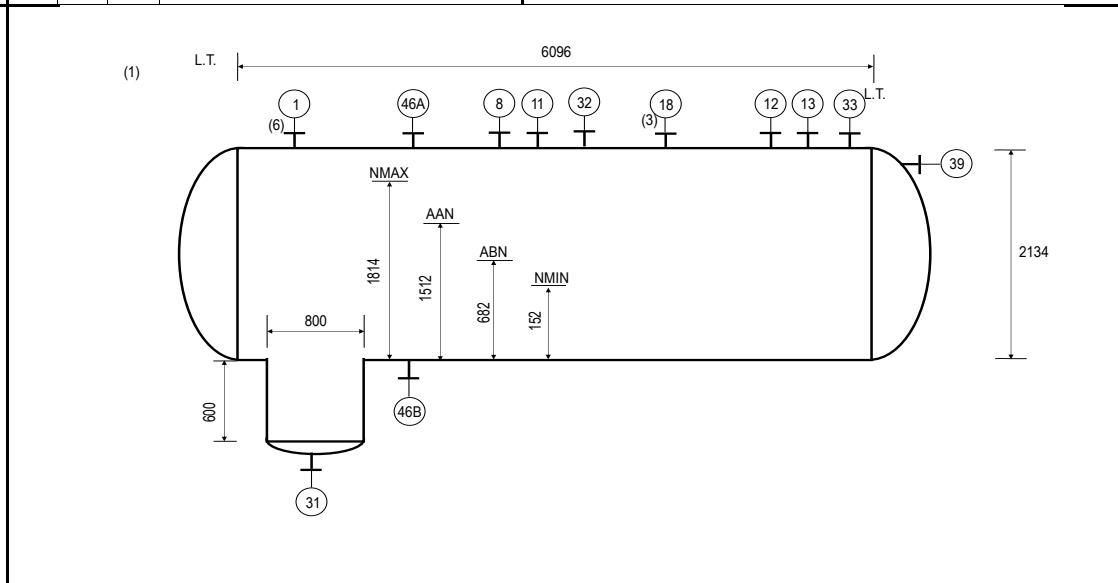
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

**HOJAS DE DATOS DE
PROCESO PARA
RECIPIENTES**

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO		PROYECTO:	TESIS	
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)			U-1000-HD-FA-1105	
LOCALIZACIÓN:	TULA DE ALLENDE, HGO.		HOJA	1	DE 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FA-1105		REQ. / O.C. No.		
SERVICIO:	TANQUE DE LA FOSA DE AMINA		No. DE UNIDADES:	UNA	
			POSICIÓN	HORIZONTAL	
Tipo de Fluido:	Líquido:	SOL. DEA 20% PESO	Flujo:	----	m ³ /h
	Vapor o Gas:	----	Flujo:	----	m ³ /h
Temperatura:	Operación:	30 °C	Máxima:	55 °C	Diseño:
					180 (5) °C
Presión:	Operación:	ATM kg/cm ² man	Máxima:	0.02 kg/cm ² man	Diseño:
					3.5+Vac Tot kg/cm ² man
Dimensiones:	Longitud:	6,096 mm	Díámetro:	2,134 mm	Cap. Total:
					21.80 m ³ (T-T)
Nivel HC/DEA:	Normal:	----	Máximo:	1,814 mm	Mínimo:
					152 mm
Alarmas HC/DEA:	Alto Nivel:	1,512 mm	Bajo Nivel:	682 mm	Nivel de Paro:

Materiales:	Cascarón:	A. Carbón	Cabezas:	A. Carbón	Malla Separadora:
					Espesor: ---- mm
					Material: A. Inoxidable
Tipo Circular:	Díámetro:	---	Tipo Rectangular:	Longitud:	----
					Ancho: ---- mm
Corrosión Perm.:	Cascarón:	6.4 mm	Cabezas:	6.4 mm	Aislamiento:
					NO
					Recub. Int.: ----
Relevado de Esfuerzos:		SI	Estampado ASME:	SI(8)	

BOQUILLAS				NOTAS:
No.	Cant.	D.N.	Servicio	
1	1	610	Registro de hombre (6)	1) Acotaciones en mm
8	1	51	Venteo	2) Tanque de fosa, ver hoja 2 de 2
11	1	(4)	Alimentación de amina	3) Bomba GA-1104, montada en brida
12	1	(4)	Alimentación de condensado	4) Por vendedor
13	1	51	Alimentación de nitrógeno	5) Limpieza con vapor de 180°C
18	1	51	Salida de DEA con bomba vertical	6) Registro hombre con tapa y pescante
31	1	(4)	Entrada de drenaje	7) El diseño, fabricación e inspección debe ser de acuerdo con el código ASME
32	1	51	Línea de drene	Sección VIII Division 1 o equivalente.
33	1	102	Válvula de seguridad	8) Requiere estampado ASME o equivalente.
34	1	102	Venteo a FG-1105 (en línea)	
39	1	(4)	Alimentación de drenes de amina	
46AB	2	51	Indicador de nivel	



Revisión						
Fecha						
Elaborado por						
Aprobado por						
Rev. Mecanico						

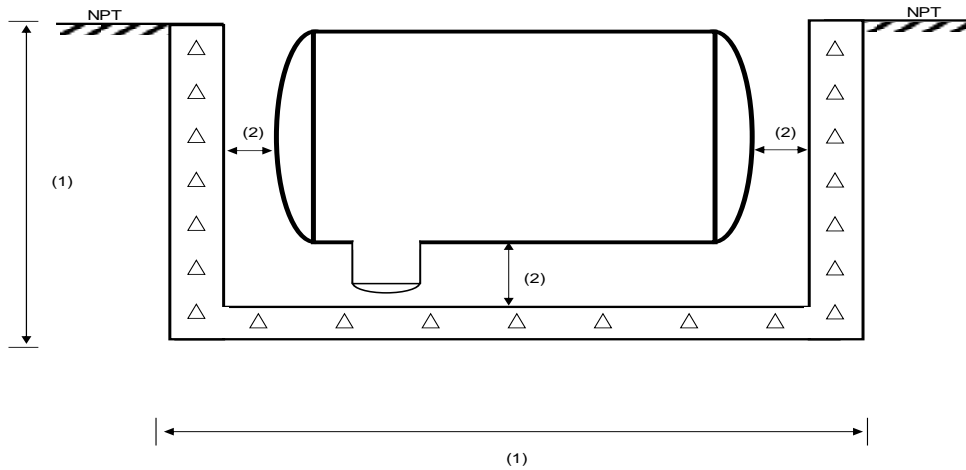


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
 CUAUTITLÁN CAMPO I

**HOJAS DE DATOS DE
 PROCESO PARA
 RECIPIENTES**

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-HD-FA-1105
LOCALIZACIÓN:	TULA DE ALLENDE, HGO	HOJA	1 DE 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FA-1105	REQ. / O.C. No.	
SERVICIO:	TANQUE DE LA FOSA DE AMINA	No. DE UNIDADES:	UNA
		POSICIÓN	HORIZONTAL

FOSA DE AMINA



Notas:

- 1) Se determinará durante la ingeniería de detalle.
- 2) El criterio de dimensionamiento deberá contemplar el espacio mínimo para mantenimiento y limpieza del tanque y la fosa del tanque de amina.

Revisión							
Fecha							
Elaborado por							
Aprobado por							
Rev. Mecánico							



FILTROS



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES**

**HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA FILTROS**

CUAUTITLÁN CAMPO I

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-HD-FG-1101
LOCALIZACIÓN:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FG-1101	REQ./O.C. No:	
SERVICIO:	FILTRO DE CARTUCHO DE AMINA POBRE	No. DE UNIDADES:	UNO
		POSICION:	VERTICAL

1. GENERALIDADES

SERVICIO	SEPARADOR CONTINUO LÍQUIDO-SÓLIDO
TIPO DE FILTRO	CARTUCHO O BOLSA
MEDIO FILTRANTE	ALGODÓN / POLIPROPILENO (1)

2. CONDICIONES DE PROCESO

FLUIDO	SOLUCIÓN DE DEA POBRE AL 20% PESO
FLUJO NORMAL, m ³ /h @ P y T	4.095
FLUJO DISEÑO, m ³ /h @ P y T	4.91
TEMPERATURA, °C	55
PRESIÓN, kg/cm ² man.	18.8
DENSIDAD @ T Y P, kg/m ³	999.517
VISCOSIDAD, cP	0.841
PESO MOLECULAR	21.6
DP PERMISIBLE MÁX. kg/cm ²	0.7
TIPO DE SÓLIDOS	POLVO, ESCAMAS METÁLICAS
CONTENIDO DE SÓLIDOS, kg/d	0-1.5

3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

TAMAÑO DE PARTÍCULA MÁX. mm	NORMAL 5, ARRANQUE :200 +(1)
-----------------------------	------------------------------

4. CONDICIONES DE DISEÑO

TEMPERATURA, °C	100
PRESIÓN, kg/cm ² man.	(2)

5. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

RECIPIENTE	PLACA A.C Ó TUBO A.C
INTERNOS	ACERO INOXIDABLE
CORROSIÓN PERMISIBLE, mm	3.2
TIPO DE TAPA	DE APERTURA RÁPIDA (3)
DP AL FINAL DEL CICLO kg/cm ²	1.05
RELEVADO DE ESFUERZOS	SI
ESTAMPADO ASME Ó EQUIVALENTE	SI

6. DISEÑO DE ACUERDO CON EL CÓDIGO ASME, SECCIÓN VIII DIVISIÓN 1 Ó EQUIVALENTE.

NOTAS:

- (1) SI SE USAN CARTUCHOS DE ALGODÓN DEBEN SER INTERCAMBIABLES CON CARTUCHOS DE POLIPROPILENO
- (2) LA PRESIÓN DE DISEÑO SERÁ DETERMINADA POR LA PRESIÓN DE DISPARO DE LA BOMBA GA-1102/R
- (3) DEBE SER ATORNILLADA
- (4) EL ELEMENTO FILTRANTE DESECHABLE DEBE CABER DENTRO DE UN RECIPIENTE DE 210 LITROS
- (5) ESTE FILTRO PUEDE SER IDÉNTICO AL FILTRO FG-1103 POST FILTRO DE AMINA POBRE.

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA FILTROS

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.	PROYECTO	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	U-1000-HD-FG-1102	
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE: 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FG-1102	REQ./O.C. No:	
SERVICIO:	FILTRO DE CARBON DE AMINA POBRE	No. DE UNIDADES:	UNO
		POSICION:	VERTICAL

1. GENERALIDADES

SERVICIO	SEPARADOR CONTINUO GAS-LÍQUIDO
TIPO DE FILTRO	CAMA DE CARBON ACTIVADO
MEDIO FILTRANTE	CARBÓN ACTIVADO

2. DATOS DE PROCESO

FLUIDO	SOLUCIÓN DE DEA POBRE AL 20% PESO
FLUJO NORMAL, m ³ /h @ P y T	4.095
FLUJO DISEÑO, m ³ /h @ P y T	4.91
TEMPERATURA, °C	55
PRESIÓN, kg/cm ² man.	18.1
DENSIDAD @ T Y P, kg/m ³	999.517
VISCOSIDAD, cP	0.841
PESO MOLECULAR	21.6
DP PERMISIBLE MÁX. kg/cm ²	0.7
TIPO DE SÓLIDOS	PRODUCTOS DE DEGRADACIÓN, AGENTES DE SUPERFICIE AC ¹ HIDROCARBUROS, MERCAPTANOS
% PESO DE SÓLIDOS	----

3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

TAMAÑO DE PARTÍCULA MÁX., MICRA:	ADSORCIÓN
----------------------------------	-----------

4. CONDICIONES DE DISEÑO

TEMPERATURA DE DISEÑO, °C	100
PRESIÓN DE DISEÑO kg/cm ² man.	(1)

5. MATERIALES DE CONSTRUCCION

RECIPIENTE	PLACA A.C Ó TUBO A.C
INTERNOS	ACERO INOXIDABLE
CORROSIÓN PERMISIBLE,mm	3.2 (PARA EL ACERO AL CARBÓN)
TIPO DE TAPA	(2)
DP AL FINAL DEL CICLO, kg/cm ²	1.05
RELEVADO DE ESFUZOS	SI
ESTAMPADO ASME Ó EQUIVALENTE	SI

6. DISEÑO DE ACUERDO CON EL CÓDIGO ASME, SECCIÓN VIII DIVISIÓN 1 Ó EQUIVALENTE

NOTAS:

- 1.- LA PRESIÓN DE DISEÑO SERÁ DETERMINADA POR LA PRESIÓN DE DISPARO DE LA BOMBA GA-1102/R
- 2.-POR VENDEDOR

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I**

**HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA FILTROS**

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO		U-1000-HD-FG-1103
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE: 1
CLAVE DEL EQUIPO	FG-1103	REQ./O.C. No:	
SERVICIO:	POST FILTRO DE CARBÓN DE AMINA POBRE (4)	No. DE UNIDADES:	UNO
		POSICION:	VERTICAL

1. GENERALIDADES

SERVICIO	SEPARADOR CONTINUO LÍQUIDO-SÓLIDO
TIPO DE FILTRO	CARTUCHO O BOLSA
MEDIO FILTRANTE	ALGODÓN / POLIPROPILENO (1)

2. CONDICIONES DE PROCESO

FLUIDO	SOLUCIÓN DE DEA POBRE AL 20% PESO
FLUJO NORMAL, m ³ /h @ P y T	4.095
FLUJO DISEÑO, m ³ /h @ P y T	4.91
TEMPERATURA, °C	55
PRESIÓN, kg/cm ² man.	17.40
DENSIDAD @ T Y P, kg/m ³	999.517
VISCOSIDAD, cP	0.841
PESO MOLECULAR	21.6
DP PERMISIBLE MÁX. kg/cm ²	0.7
TIPO DE SÓLIDOS	POLVO, ESCAMAS METÁLICAS
% PESO DE SÓLIDOS	0-1.5 Kg/Día

3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

TAMAÑO DE PARTÍCULA MÁX. mm	NORMAL Y ARRANQUE: 1-5
-----------------------------	------------------------

4. CONDICIONES DE DISEÑO

TEMPERATURA, °C	100
PRESIÓN, kg/cm ² man.	(2)

5. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

RECIPIENTE	PLACA A.C Ó TUBO A.C
INTERNOS	ACERO INOXIDABLE
CORROSIÓN PERMISIBLE, mm	3.2 (PARA ACERO AL CARBÓN)
TIPO DE TAPA	DE APERTURA RÁPIDA (3)
DP AL FINAL DEL CICLO kg/cm ²	1.05
RELEVADO DE ESFUERZOS	SI
ESTAMPADO ASME	SI

6. DISEÑO DE ACUERDO A LA NRF-028-PEMEX-2004 Y COMPLEMENTARSE CON EL CÓDIGO ASME, SECCIÓN VIII DIVISIÓN 1 Ó EQUIVALENTE

NOTAS:

- (1) SI SE USAN CARTUCHOS DE ALGODÓN DEBEN SER INTERCAMBIABLES CON CARTUCHOS DE POLIPROPILENO
- (2) LA PRESIÓN DE DISEÑO SERÁ DETERMINADA POR LA PRESIÓN DE DISPARO DE LA BOMBA GA-1102/R
- (3) DEBE SER ATORNILLADA
- (4) ESTE FILTRO PUEDE SER IDÉNTICO AL FILTRO FG-1101
- (5) EL ELEMENTO FILTRANTE DESCHABLE DEBE CABER DENTRO DE UN RECIPIENTE DE 210 LITROS.

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
FILTROS

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.	PROYECTO	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	U-1000-HD-FG-1104	
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO	HOJA:	1 DE: 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FG-1104	REQ./O.C. No:	
SERVICIO:	FILTRO DE LA FOSA DE AMINA	No. DE UNIDADES:	UNO
		POSICION:	VERTICAL

1. GENERALIDADES

SERVICIO	SEPARADOR LÍQUIDO-SÓLIDO
TIPO DE FILTRO	CARTUCHO O BOLSA
MEDIO FILTRANTE	ALGODÓN O POLIPROPILENO

2. DATOS DE PROCESO

FLUIDO	SOLUCIÓN DE DEA POBRE AL 20% PESO
FLUJO NORMAL, m ³ /h @ P y T:	22.71
FLUJO DISEÑO, m ³ /h @ P y T:	27.25
TEMPERATURA, °C	55
PRESIÓN, kg/cm ² man.	3.50
DENSIDAD @ T Y P, kg/m ³	980.7
VISCOSIDAD, cP	0.841
PESO MOLECULAR	21.6
DP PERMISIBLE MÁX. kg/cm ²	0.7
TIPO DE SÓLIDOS	LODO, ESCAMAS METÁLICAS
% PESO DE SÓLIDOS	----

3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

TAMAÑO DE PARTÍCULA MÁX.,MICRAS	5 (98% REMOCIÓN)
---------------------------------	------------------

4. DATOS PARA DISEÑO MECÁNICO

TEMPERATURA DE DISEÑO, °C	125 (1)
PRESIÓN DE DISEÑO kg/cm ² man.	(2)
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN RECIPIENT	PLACA A.C Ó TUBO A.C
MATERIAL DE CONSTRUCCION DE INTERI	ACERO INOXIDABLE
CORROSIÓN PERMISIBLE,mm	3.2 (para acero al carbón)
TIPO DE TAPA	DE APERTURA RAPIDA(3)
DP AL FINAL DEL CICLO, kg/cm ²	1.05
RELEVADO DE ESFUZOS	SI
ESTAMPADO ASME Ó EQUIVALENTE	SI

5. VARIOS

- 5.0 EL ELEMENTO FILTRANTE DESECHABLE DEBERÁ CABER DENTRO DE UN RECIPIENTE DE 210 LTS.
- 5.1 SI SE USAN CARTUCHOS DE ALGODÓN,DEBEN SER INTERCAMBIABLES CON CARTUCHOS DE PROPILENO

NOTAS:

- 1.-TEMPERATURA DE AMINA POBRE DE LA CORRIENTE DEL FONDO DE LA TORRE DA-1102
- 2.- LA PRESIÓN DE DISEÑO SERÁ DETERMINADA POR LA PRESIÓN DE DISPARO DE LA BOMBA GA-1104/R
- 3.-DEBE SER ATORNILLADA

Revisión								
Fecha								
Elaborado por								
Aprobado por								



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
 CUAUTITLÁN CAMPO I

**HOJA DE DATOS DE
 PROCESO PARA FILTROS**

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO.	PROYECTO	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	U-1000-HD-FG-1105	
LOCALIZACION:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE: 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FG-1105	REQ./O.C. No:	
SERVICIO:	FILTRO DE CARBÓN DE LA FOSA DE AMINA	No. DE UNIDADES:	UNO
		POSICION:	VERTICAL

1. GENERALIDADES

SERVICIO	ADSORCION DE GASES (H ₂ S Y HC) Y CONTROL DE OLORES
TIPO DE FILTRO	CANNISTER (1)
MEDIO FILTRANTE	CARBÓN ACTIVADO

2. CONDICIONES DE PROCESO

FLUIDO	GASES DE VENTEO CON H ₂ S
TEMPERATURA, °C	55
PRESIÓN, kg/cm ² man.	0.02

3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

TAMANO DE PARTICULA MAX. mm	ADSORCIÓN DE H ₂ S Y GASES AMARGOS
-----------------------------	---

4. DATOS PARA DISEÑO MECÁNICO

MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN REC.	PLACA Ó TUBO DE ACERO AL CARBÓN
-------------------------------	---------------------------------

5. DISEÑO DE ACUERDO CON EL CÓDIGO ASME, SECCIÓN VIII, DIVISIÓN 1 Ó EQUIVALENTE

RELEVADO DE ESFUERZOS	SI
ESTAMPADO ASME Ó EQUIVALENTE	SI
CORROSIÓN	3.2 mm

NOTAS:

- (1) CALGON "IVP VENT SORB"
- (2) FABRICANTE: CALGON CARBON CORPORATION.

Revisión										
Fecha										
Elaborado por										
Aprobado por										



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I

**HOJA DE DATOS DE
 PROCESO PARA FILTROS**

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO:	TESIS
PLANTA:	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)		U-1000-HD-FG-1106A/B
LOCALIZACIÓN:	TULA DE ALLENDE, HGO.	HOJA:	1 DE: 1
CLAVE DEL EQUIPO:	FG-1106A/B	REQ./O.C. No:	
SERVICIO:	FILTRO DE CARTUCHO DE AMINA POBRE	No. DE UNIDADES:	DOS
		POSICION:	VERTICAL

1. GENERALIDADES

SERVICIO	SEPARADOR CONTINUO LÍQUIDO-SÓLIDO
TIPO DE FILTRO	CARTUCHO O BOLSA
MEDIO FILTRANTE	ALGODÓN / POLIPROPILENO (1)

2. CONDICIONES DE PROCESO

FLUIDO	SOLUCIÓN DE DEA POBRE AL 20% PESO
FLUJO NORMAL, m ³ /h @ P y T	21.08
FLUJO DISEÑO, m ³ /h @ P y T	25.30
TEMPERATURA, °C	48
PRESIÓN, kg/cm ² man.	12.4
DENSIDAD @ T Y P, kg/m ³	992.843
VISCOSIDAD, cP	0.969
PESO MOLECULAR	21.8
DP PERMISIBLE MÁX. kg/cm ²	0.7
TIPO DE SÓLIDOS	POLVO, ESCAMAS METÁLICAS
CONTENIDO DE SÓLIDOS, kg/d	0-1.5

3. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

TAMAÑO DE PARTÍCULA MÁX. mm	20
-----------------------------	----

4. CONDICIONES DE DISEÑO

TEMPERATURA, °C	100
PRESIÓN, kg/cm ² man.	14.5

5. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

RECIPIENTE	PLACA Ó TUBO DE ACERO AL CARBÓN.
INTERNOS	ACERO INOXIDABLE
CORROSIÓN PERMISIBLE, mm	3.2
TIPO DE TAPA	DE APERTURA RÁPIDA (2)
DP AL FINAL DEL CICLO kg/cm ²	1.05
RELEVADO DE ESFUERZOS	SI
ESTAMPADO ASME Ó EQUIVALENTE	SI

6. DISEÑO DE ACUERDO CON EL CÓDIGO ASME, SECCIÓN VIII DIVISIÓN 1 Ó EQUIVALENTE.

NOTAS:

- (1) SI SE USAN CARTUCHOS DE ALGODÓN DEBEN SER INTERCAMBIABLES CON CARTUCHOS DE POLIPROPILENO
- (2) DEBE SER ATORNILLADA
- (3) EL ELEMENTO FILTRANTE DESECHABLE DEBE CABER DENTRO DE UN RECIPIENTE DE 210 LITROS

Revisión									
Fecha									
Elaborado por									
Aprobado por									



BOMBAS



INTERCAMBIADORES DE CALOR



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I.

HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES DE
CALOR

CLIENTE	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO No.	TESIS
PLANTA	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	TULA DE ALLENDE, HGO.	DOCUMENTO No.	
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-1101	No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	ENFRIADOR DE AMINA POBRE		
TAMAÑO (mm)	TIPO	POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)		(m ²) ENV. POR UNIDAD	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)		(m ²) ARREG. DE ENVOLV.	

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		AMINA POBRE		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
FLUJO TOTAL	kg / h	20,464		32,050	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	20,464	20,464	32,050	32,050
DENSIDAD	Kg / m ³	999.5	1007.6	994.9	991.4
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.3416	0.3354	0.5329	0.5433
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.9240	0.9150	0.9980	0.9970
VISCOSIDAD	cp	0.8413	1.3285	0.7640	0.6273
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	21.60	21.60	18.02	18.02
VAPOR	kg / h				
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	Kg / m ³				
TEMPERATURA	°C	55.0	38.0	32.0	42.0
PRESION (atm. 0.796 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.	16.7		4.0	
Nº DE PASOS					
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 0.70	CALC.	PERM. 0.70	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 6 kcal / h)		0.321		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² LIMPIO)		SERVICIO			

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.		
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C		
TUBOS	Nº	BWG(MIN/PROM)	D.E.(mm) LONG.(mm) PASO (mm)
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO ARREG. TUBOS
TAPA ENVOLV.(INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE	
CANAL		TAPA CANAL	PLACA DE CHOQUE
ESPEJOS: FLO		FLOTANTE	%CORTE DE MAMPARA
MAMPARAS/SOPORTE		Nº / ESPACIAMIENTO (mm)	TIPO
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO Nº/D.E. (mm)
EMPAQUES			
BOQUILLA: ENVOLV. :ENT.		INTERCONEXION (mm)	SALIDA CLASE
CANAL: ENT.		INTERCONEXION (mm)	SALIDA CLASE
CORR. PERM.:LADO ENVOLV.		LADO TUBOS (mm)	CODIGO TEMA CLASE
AISLANTE		ESPESOR (mm)	SERVICIO
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS	LLENO DE AGUA (kg)
NOTAS:		ESQUEMA	
REV / EDIC			
FECHA			
ELAB-POR			
APRB. POR			



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I.

**HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES DE
CALOR**

CLIENTE	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO			PROYECTO No. TESIS	
PLANTA	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)			HOJA 1 DE 1	
LOCALIZACION	TULA DE ALLENDE, HGO.			DOCUMENTO No.	
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-1102			No. DE UNIDADES UNA	
SERVICIO DE LA UNIDAD	INTERCAMBIADOR DE AMINA POBRE/RICA				
TAMAÑO (mm)	TIPO		POSICION HORIZONTAL		
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	(m ²) ENV. POR UNIDAD				
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	(m ²) ARREG. DE ENVOLV.				
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		AMINA RICA		AMINA POBRE	
FLUJO TOTAL	kg / h	20,929		32,050	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	20,929	20,929	32,050	32,050
DENSIDAD	Kg / m ³	993.7	943.0	994.9	991.4
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.3149	0.3238	0.5329	0.5433
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.9150	0.9970	0.9980	0.9970
VISCOSIDAD	cp	0.9674	0.3563	0.7640	0.6273
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	21.79	21.61	18.02	18.02
VAPOR	kg / h				
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	Kg / m ³				
TEMPERATURA	°C	48.5	100.0	32.0	42.0
PRESION (atm. 0.796 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.	6.3		4.0	
N° DE PASOS					
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 0.70	CALC.	PERM. 0.70	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 6 kcal / h)		1.002		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² °C)	LIMPIO	SERVICIO			
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE					
PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.				
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.				
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C				
TUBOS	N°	BWG(MIN/PROM)	D.E.(mm)	LONG. (mm) ASO (mm)	
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO ARREG. TUBOS		
TAPA ENVOLV.(INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE			
CANAL		TAPA CANAL	PLACA DE CHOQUE		
ESPEJOS: FIO		FLOTANTE	%CORTE DE MAMPARA		
MAMPARAS/SOPORTE		N° / ESPACIAMIENTO	(mm)	TIPO	
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°/D.E. (mm)		
EMPAQUES					
BOQUILLA: ENVOLV. :ENT.		INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	CLASE
CANAL: ENT.		INTERCONEXION	(mm)	SALIDA	CLASE
CORR. PERM.:LADO ENVOLV.		LADO TUBOS	(mm)	CODIGO	TEMA CLASE
AISLANTE		ESPESOR	(mm)	SERVICIO	
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS	LLENO DE AGUA (kg)		
NOTAS:	ESQUEMA				
REV / EDIC					
FECHA					
ELAB-POR					
APRB. POR					



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I.

HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES DE
CALOR

CLIENTE	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO No.	TESIS
PLANTA	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	TULA DE ALLENDE, HGO.	DOCUMENTO No.	
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-1103	No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	REHERVIDOR DE LA REGENERADORA DE AMINA		
TAMAÑO (mm)	TIPO	POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)		(m ²) ENV. POR UNIDAD	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)		(m ²) ARREG. DE ENVOLV.	

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
		AMINA REGENERADA		VAPOR DE BAJA PRESIÓN	
FLUIDO CIRCULADO					
FLUJO TOTAL	kg / h	24,145		5,196	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	24,145	19,992		5,196
DENSIDAD	Kg / m ³	950.3	953.3		922.5
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.3697	0.3492		0.5918
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.9590	0.9480		1.0120
VISCOSIDAD	cp	0.2541	0.2630		0.1893
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	20.97	21.70		18.02
VAPOR	kg / h		4,154	5,196	
CALOR LATENTE	kcal / kg		654.0	655.8	
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol		18.04	18.02	
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C		0.0229	0.0243	
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C		0.4600	0.5170	
VISCOSIDAD	cp		0.0135	0.0139	
DENSIDAD	Kg / m ³		1.2640	1.8600	
TEMPERATURA	°C	125.7	126.0	144.0	144.0
PRESION (atm. 0.796 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.	1.3		3.2	
Nº DE PASOS					
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 0.70	CALC.	PERM. 0.70	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² °C / kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 6 kcal / h)		2.202		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² LIMPIO)		SERVICIO			

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.		
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C		
TUBOS	Nº	BWG(MIN/PROM)	D.E.(mm) LONG.(mm) PASO (mm)
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO ARREG. TUBOS
TAPA ENVOLV.(INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE	
CANAL		TAPA CANAL	PLACA DE CHOQUE
ESPEJOS: FLO		FLOTANTE	%CORTE DE MAMPARA
MAMPARAS/SOPORTE		Nº / ESPACIAMIENTO (mm)	TIPO
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO Nº/D.E. (mm)
EMPAQUES			
BOQUILLA: ENVOLV. :ENT.		INTERCONEXION (mm)	SALIDA CLASE
CANAL: ENT.		INTERCONEXION (mm)	SALIDA CLASE
CORR. PERM.:LADO ENVOLV.		LADO TUBOS (mm)	CODIGO TEMA CLASE
AISLANTE		ESPESOR (mm)	SERVICIO
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS	LLENO DE AGUA (kg)
NOTAS:		ESQUEMA	
REV / EDIC			
FECHA			
ELAB-POR			
APRB. POR			



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN CAMPO I.

HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES DE
CALOR

CLIENTE	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	PROYECTO No.	TESIS
PLANTA	PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO (U-1000)	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	TULA DE ALLENDE, HGO.	DOCUMENTO No.	
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-1104	No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	SEGUNDO CONDENSADOR DE LA TORRE REGENERADORA DE AMINA		
TAMAÑO (mm)	TIPO	POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	(m ²) ENV. POR UNIDAD		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	(m ²) ARREG. DE ENVOLV.		

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
		AMINA REGENERADA		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
FLUIDO CIRCULADO					
FLUJO TOTAL	kg / h	2,555		5,196	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	2,062	2,075	3,490	3,490
DENSIDAD	Kg / m ³	981.6	987.2	994.9	991.4
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.5336	0.5185	0.5329	0.5433
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.9960	0.9960	0.9980	0.9970
VISCOSIDAD	cp	0.5131	0.6456	0.7640	0.6273
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	18.05	18.05	18.02	18.02
VAPOR	kg / h	492	480		
CALOR LATENTE	kcal / kg	151.8	138.1		
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	32.73	33.34		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.0144	0.0136		
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.2540	0.2500		
VISCOSIDAD	cp	0.0136	0.0132		
DENSIDAD	Kg / m ³	2.2980	2.3130		
TEMPERATURA	°C	55.0	42.0	32.0	42.0
PRESION (atm. 0.796 kg/cm ² abs.)	kg/cm ² man.	0.9		4.0	
Nº DE PASOS					
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 0.70	CALC.	PERM. 0.70	CALC.
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal				
CALOR INTERCAMBIADO (10 6 kcal / h)		0.035		DMLT CORREGIDA (°C)	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² LIMPIO)				SERVICIO	

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.		
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C		
TUBOS	Nº	BWG(MIN/PROM)	D.E.(mm) LONG.(mm) PASO (mm)
ENVOLVENTE		DIAM. INT. (mm)	TUBO TIPO ARREG. TUBOS
TAPA ENVOLV.(INT/REM)		TAPA CABEZAL FLOTANTE	
CANAL		TAPA CANAL PLACA DE CHOQUE	
ESPEJOS: FLO		FLOTANTE	%CORTE DE MAMPARA
MAMPARAS/SOPORTE		Nº / ESPACIAMIENTO (mm)	TIPO
MAMPARA LONG.		FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO Nº/D.E. (mm)
EMPAQUES			
BOQUILLA: ENVOLV. :ENT.		INTERCONEXION (mm)	SALIDA CLASE
CANAL: ENT.		INTERCONEXION (mm)	SALIDA CLASE
CORR. PERM.:LADO ENVOLV.		LADO TUBOS (mm)	CODIGO TEMA CLASE
AISLANTE		ESPESOR (mm)	SERVICIO
PESOS: VACIO		HAZ DE TUBOS	LLENO DE AGUA (kg)
NOTAS:		ESQUEMA	
REV / EDIC			
FECHA			
ELAB-POR			
APRB. POR			



DESOBRECALENTADOR



**DESOBRECALENTADOR DEL REHERVIDOR DE LA REGENERADORA DE
AMINA.**

CLAVE DEL DESOBRECALENTADOR: BH-1101 X

I) FUNCIÓN

La finalidad del Desobrecalentador es acondicionar el vapor de baja presión que se suministra de L.B. al nivel requerido para ser alimentado al Rehervidor de la regeneradora de Amina, EA-1103, para lo cual, se acondicionará mezclándolo con una corriente de Condensado Limpio el cual se suministra desde L.B para así obtener un Vapor Saturado a la salida del desobrecalentador a una presión de $3.2 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ y una temperatura de $144 \text{ }^\circ\text{C}$.

Para la ubicación del Desobrecalentador del rehervidor de la regeneradora de amina referirse al Diagrama de Flujo de Proceso.

II) CONDICIONES DE OPERACIÓN REQUERIDAS:

Especificaciones del Desobrecalentador.

Flujo de vapor atemperado requerido al EA-1103

Normal: $5,196 \text{ kg/h}$

Máximo: $6,235 \text{ kg/h}$

Temperatura: $144 \text{ }^\circ\text{C}$

Presión $\text{kg/cm}^2 \text{ man.}$: 3.2

Para cumplir con este requerimiento a continuación se muestra el estimado de condensado limpio y vapor de baja presión y las condiciones de operación disponibles en la planta:



Condensado Limpio (1) (3):

Flujo Normal:	0.16 m ³ /h (3)
Flujo Normal:	160 kg/h
Flujo Máximo:	0.19 m ³ /h (3)
Flujo Máximo:	192 kg/h
Temperatura mínima-normal-máxima:	50-53-60°C. (3)
Presión normal-máxima	5.5-6.0 kg/cm ² man (3)
Factor de Servicio:	0.90 (operará los 330 días del año)

Vapor de Baja Presión de L.B. (1) (2):

Flujo Normal:	5,036.6 kg/h (2)
Flujo Máximo:	6,044 kg/h (2)
Temperatura normal-máxima:	180-230°C. (2)
Presión normal-máxima	3.5-4.0 kg/cm ² man (2)
Factor de Servicio:	0.9 (operará los 330 días del año)

NOTAS:

- (1) Flujos estimados de referencia que deberán ser actualizados y corregidos por el vendedor
- (2) El vapor de baja presión se suministra del cabezal de V.B.P. de L.B. a las condiciones mencionadas con anterioridad.
- (3) El condensado limpio se suministrará de L.B a las condiciones anteriormente mencionadas.

CONCLUSIONES



CONCLUSIONES

En el presente trabajo se desarrolla una evaluación técnica de una planta endulzadora de gas amargo desde las bases del proceso, esto quiere decir, que primero se tuvo una visión global de todas las técnicas disponibles en el mercado que actualmente existen, para posteriormente realizar la selección que mejor se adecúa en base a nuestras necesidades, que fueron el endulzamiento de gas amargo procedente de una planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios (los destilados intermedios son principalmente diesel).

No solamente se dirá que se cumplió con el objetivo principal, sino que además se puede apreciar que existen diferentes aspectos para realizar una evaluación integral de alternativas tecnológicas y que se deben conocer los términos para poder interpretar los procesos de evaluación. Cabe aclarar que la principal finalidad de este trabajo fue realizar únicamente la evaluación técnica de una planta endulzadora y mostrar las principales características de una evaluación técnica. Hay que entender que la evaluación técnica se refiere a la elaboración de los documentos técnicos que forman parte de una Ingeniería Básica Conceptual y que además son la base para posteriores estudios como son el caso de estudios económicos, de factibilidad, etc.

En forma general y en función de las concentraciones de H_2S , el proceso que cumple con las especificaciones deseadas (30 ppm peso máximo de H_2S), es el proceso *Girbotol* que emplea como solución absorbente Dietanolamina (DEA) con una concentración del 20 % en peso, en comparación con otras aminas, es la más empleada a nivel comercial debido a sus ventajas.

También se persigue que el lector conozca los diferentes documentos técnicos que conforman una Ingeniería Básica como son:

- ✓ Bases de Diseño.
- ✓ Descripción del Proceso.



- ✓ Criterios de Diseño.
- ✓ Diagrama de Flujo de Proceso.
- ✓ Balance de Materia y Energía.
- ✓ Requerimiento de Agentes Químicos y Servicios Auxiliares.
- ✓ Diagrama de Servicios Auxiliares.
- ✓ Lista de Equipo
- ✓ Hojas de Datos de Equipo de Proceso.
- ✓ Otros.

Por otro lado, se debe recalcar que para realizar un buen diseño de un proceso, cualquiera que este sea, se debe de conocer la relación que guardan las variables de proceso con los resultados del proceso, es decir, de que manera nos pueden afectar o favorecer las variables de operación (presión, temperatura, plato de alimentación, relación de reflujo, etc.) en la calidad de productos que se desee. En este trabajo se realizó este tipo de estudios que se le denominó *estudios de sensibilidad* de las variables de operación en el proceso, ahora se sabe que:

- ⊕ El aumento de presión favorece la absorción del H_2S , efecto contrario se tiene en la desorción del mismo para la regeneración de la amina.
- ⊕ Mayor relación de reflujo tenemos mayor grado de desorción (relación kg mol H_2S /kgmol DEA) en la torre regeneradora, aunque llega a un punto en el tal que aunque por más que se aumente la cantidad de reflujo el grado de desorción se mantiene constante; sin embargo, el diámetro de la torre y el consumo de servicios auxiliares si se ve afectado si no se trabaja en una relación de reflujo óptima.
- ⊕ La influencia que tiene el plato de alimentación con la carga térmica del condensador y del rehervidor de la torre regeneradora es importante ya que al aumentar el número de plato disminuye la carga térmica del condensador y del rehervidor. Caso contrario sucede con el grado de desorción de la torre ya que al aumentar el número de plato de alimentación disminuye el grado de desorción.



Este tipo de estudios se pudieron realizar a través del empleo de un software especializado, el cual ahorra mucho tiempo y facilita la realización de este tipo de estudios, los cuales demandarían mucho tiempo y esfuerzo al ser realizados de forma tradicional. Es por ello que es de suma importancia para la carrera de Ingeniería Química el manejo de este tipo de software especializado ya que en el campo laboral son las principales herramientas para el éxito del profesionista. Se desea aclarar que el uso de este tipo de software especializado no reemplaza la preparación profesional del Ingeniero Químico sino que la complementa.

Actualmente, la normatividad ecológica ha tomado un papel muy importante en el diseño de plantas industriales, por ello la necesidad de diseñar plantas que cumplan y, de ser posible, la exceda. Es compromiso del ingeniero químico el esforzarse para ello como en el caso de la presente planta la cual produce gas combustible con 9 ppm peso de H_2S siendo que la normatividad marca un contenido de H_2S 30 ppm peso máx.

ANEXO A
PROPIEDADES DE LAS
ETANOLAMINAS



PROPIEDADES DE LAS ETANOLAMINAS

<u>Propiedades</u>	<u>MEA</u>	<u>DEA</u>
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$
Peso molecular	61.09	105.14
Densidad, 25°C	1.0113	1.0881(30°C)
60°C	0.9844	1.0693
Punto de ebullición:		
760 mm Hg	171	126 (descompone)
50 mm Hg	100	187
10 mm Hg	69	150
Punto de congelación °C	10.5	28.0
Presión de vapor, mm Hg a 20°C	0.36	0.01
Viscosidad absoluta:		
Centipoises, 25°C	18.95	351.9 (30°C)
60°C	5.03	53.85
Índice de refracción, 25°C	1.4525	1.4750
Solubilidad en agua por ciento en peso a 20°C	Completa	96.4
Calor de vaporización en el punto de ebullición, cal/mol	12,150	15,590
Calor específico a 30°C, cal/g °C	0.497	0.531
Calor de fusión, cal/mol	4,900	6,000
Temperatura crítica, °C	341.3	442.1
Presión crítica, atm.	44.1	32.3
Constantes de la ecuación de Antoine:		
A	8.02401	8.12303
B	1921.6	2315.46
C	203.3	173.3

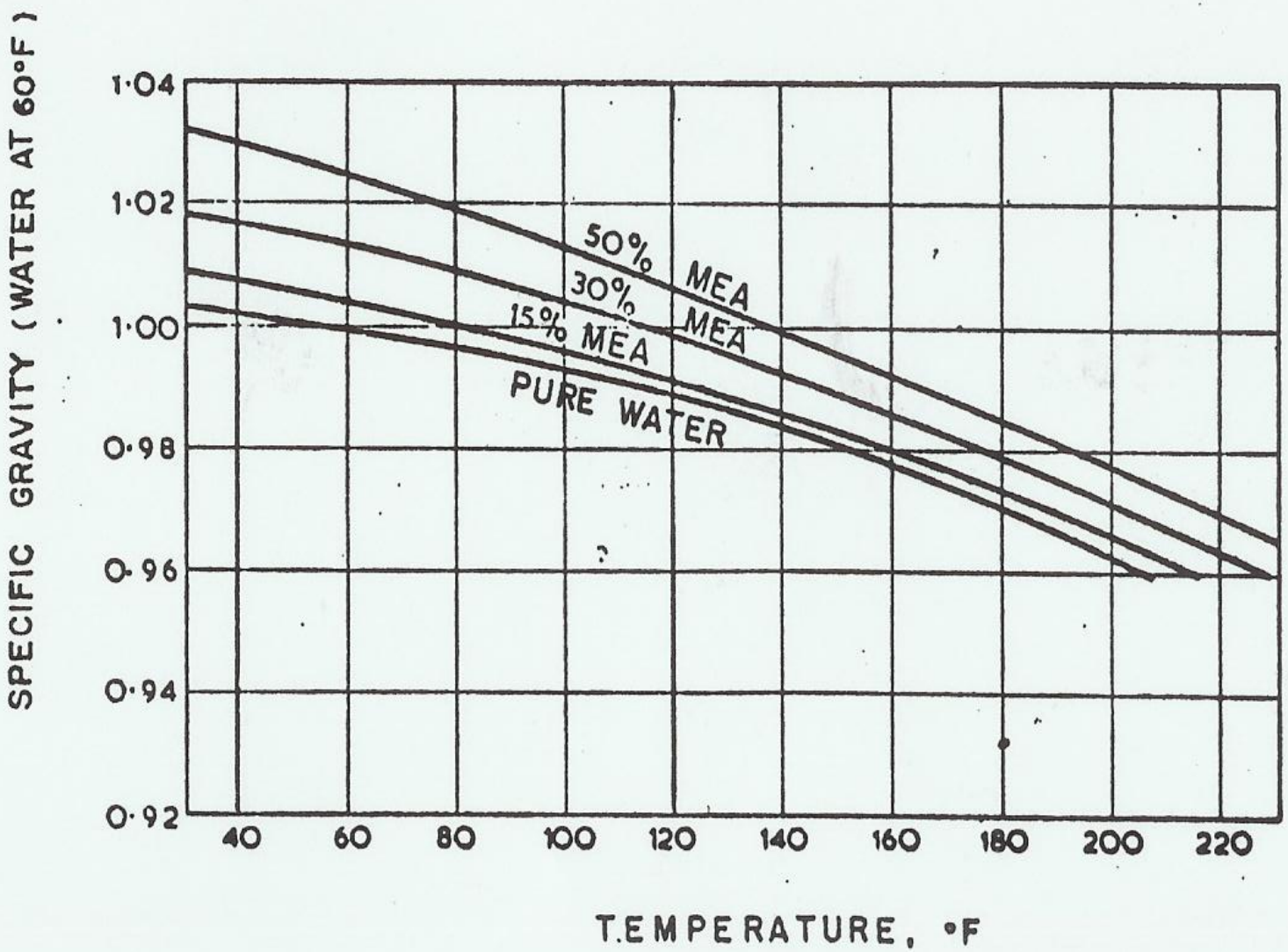


Fig. A.1. Densidad Relativa de soluciones de Monoetanolamina.

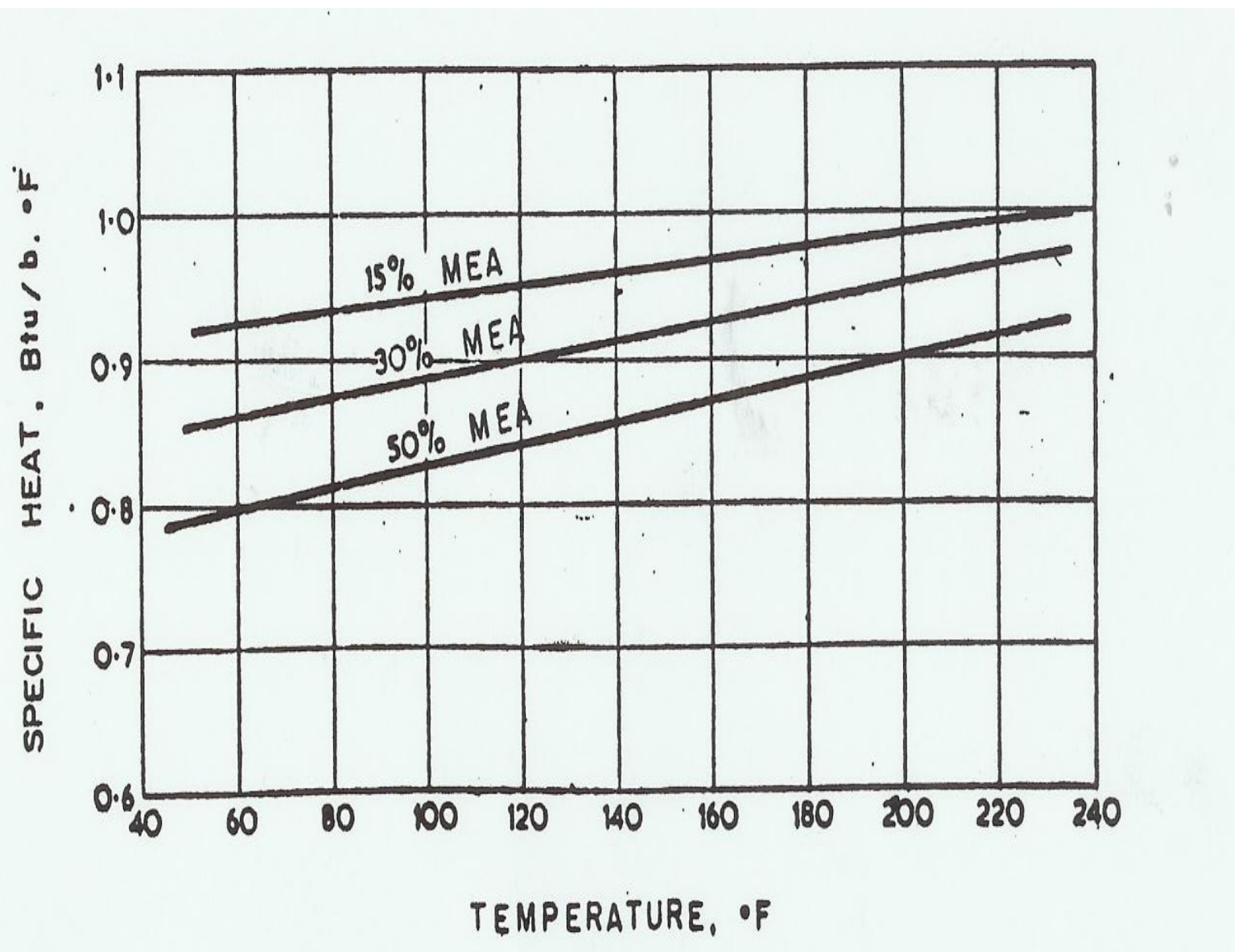
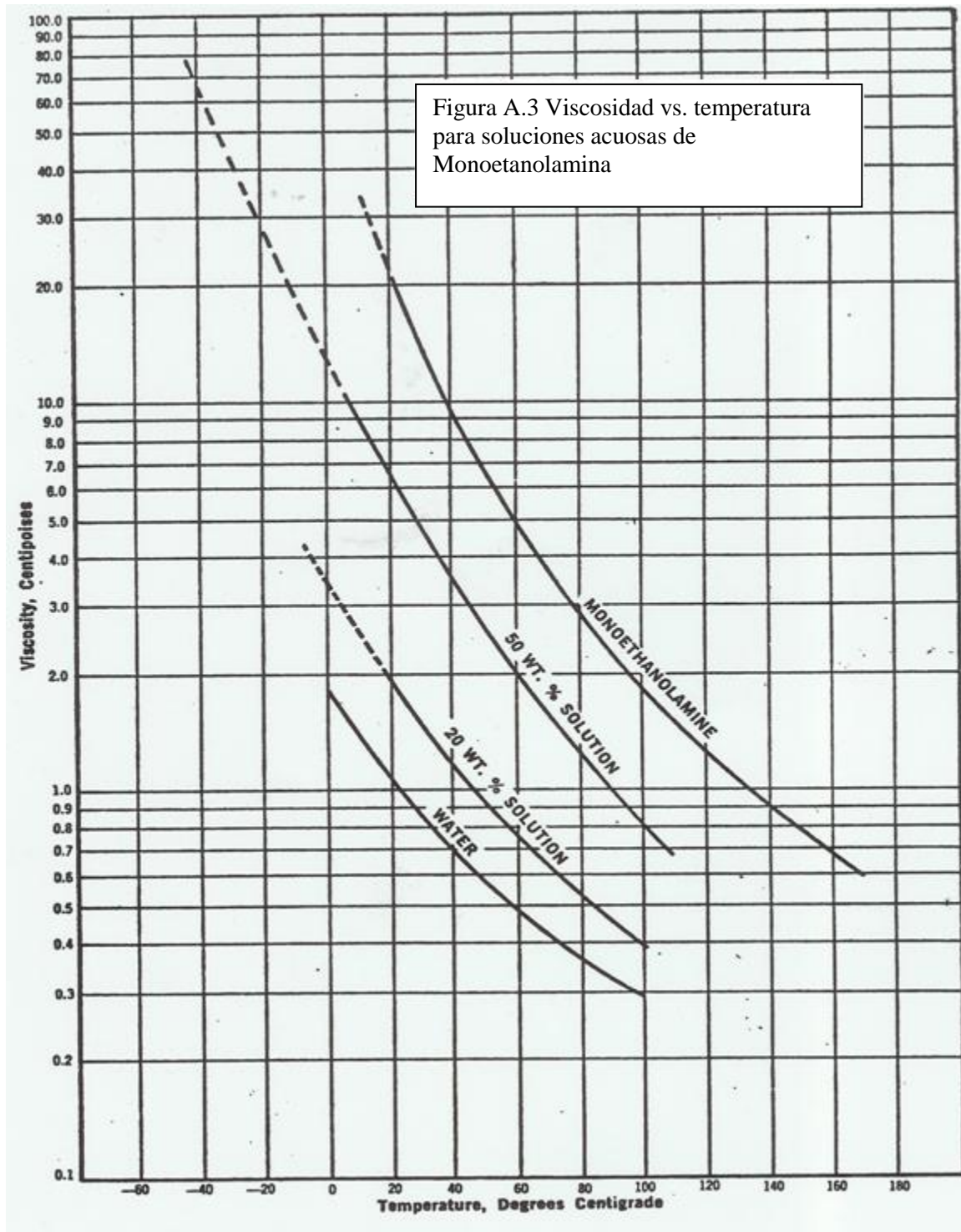
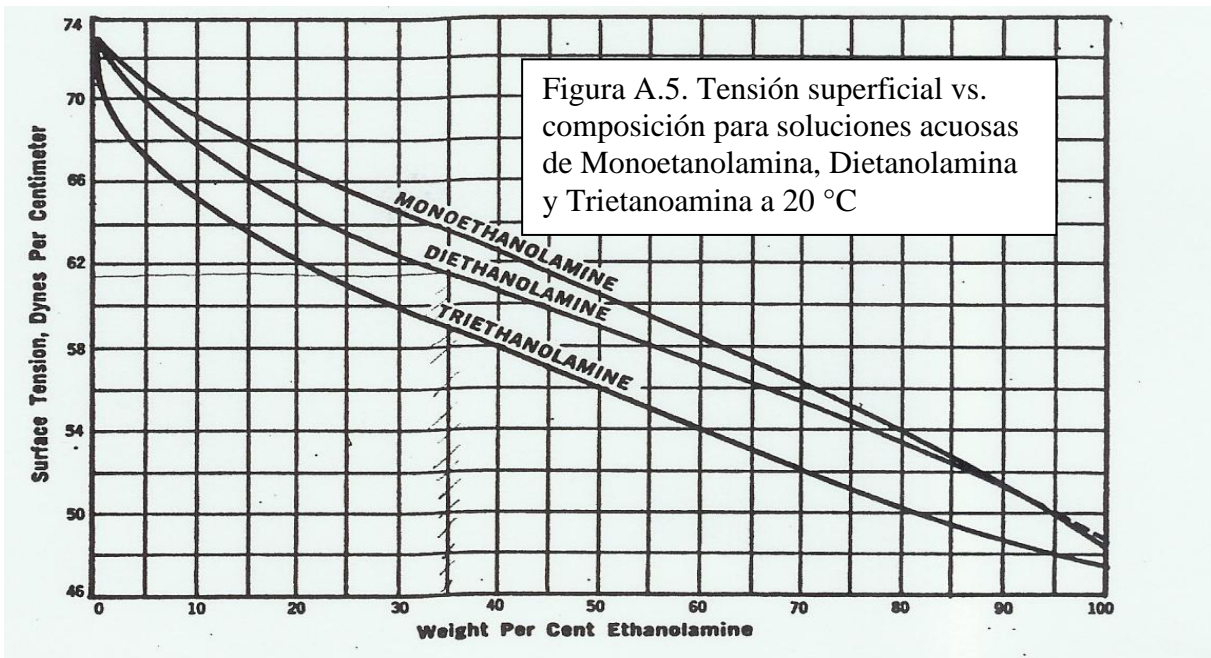
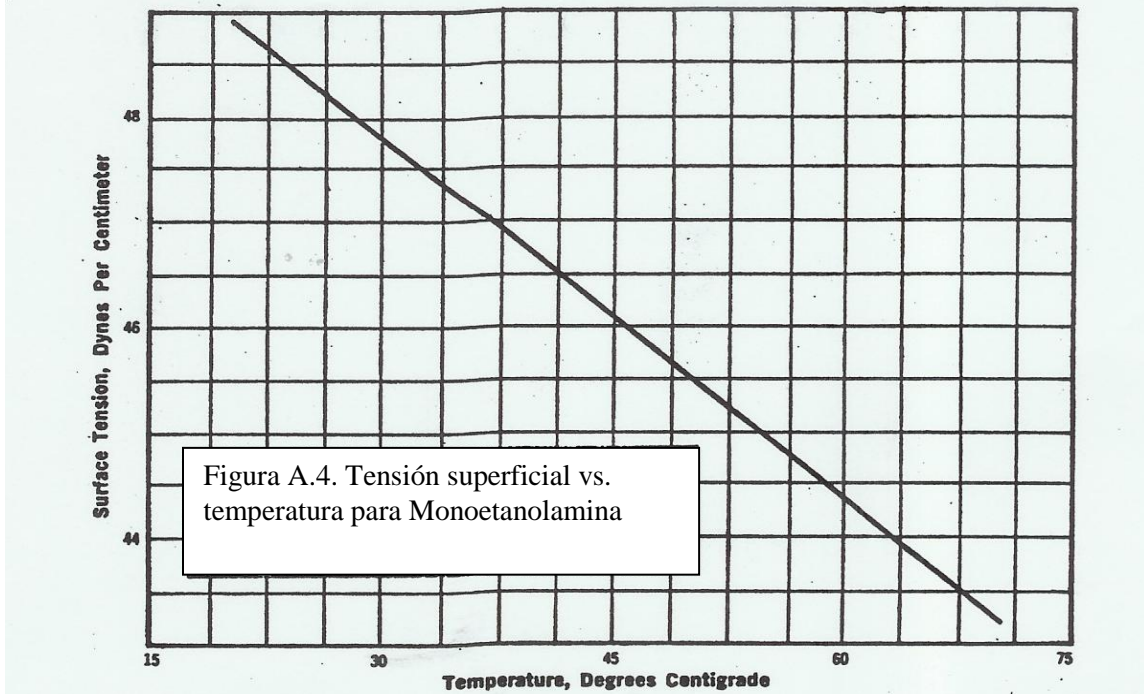
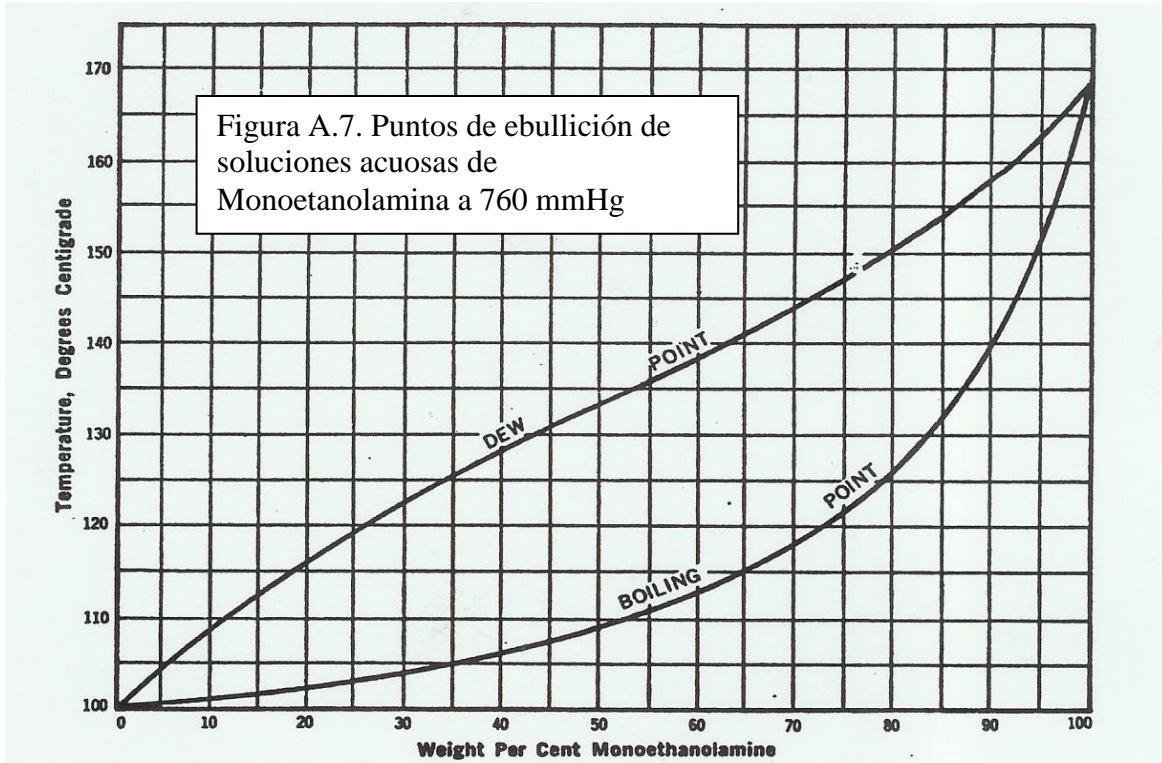
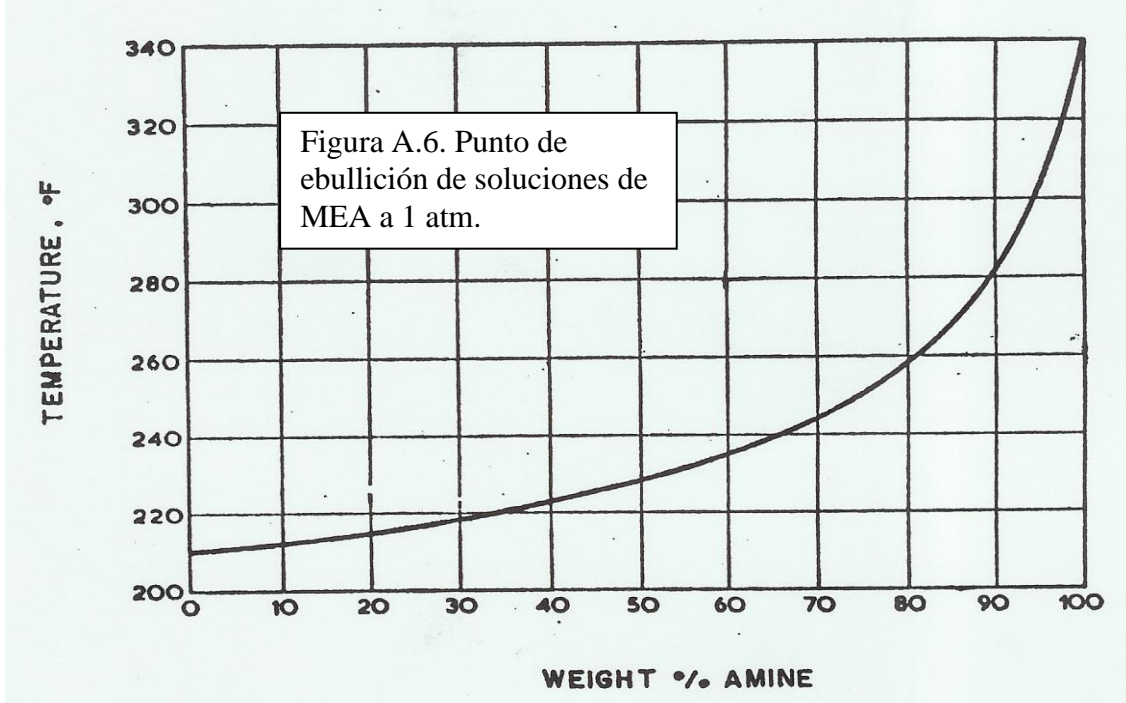


Fig. A.2. Capacidad Calorífica de Soluciones de Monoetanolamina.







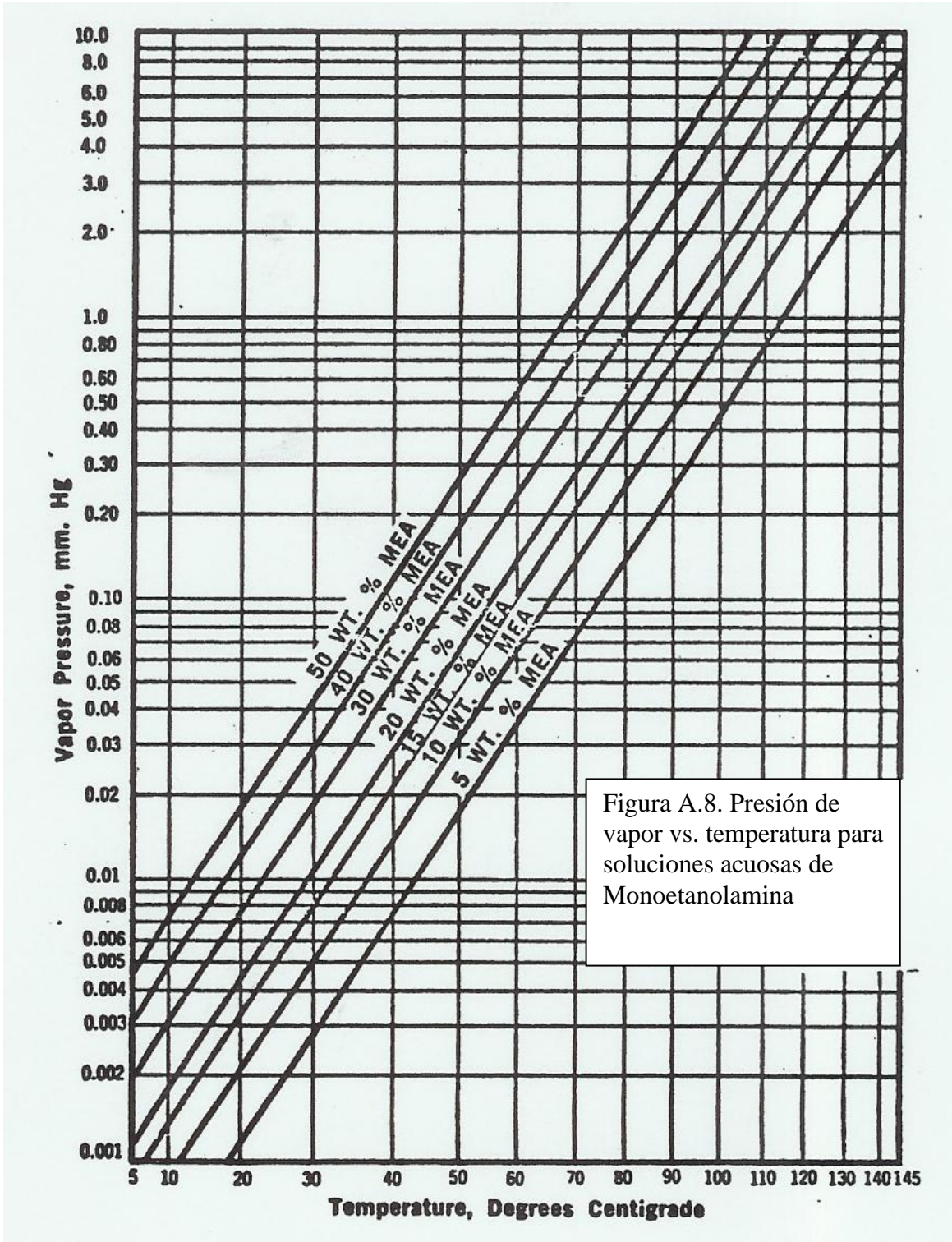


Figura A.8. Presión de vapor vs. temperatura para soluciones acuosas de Monoetanolamina

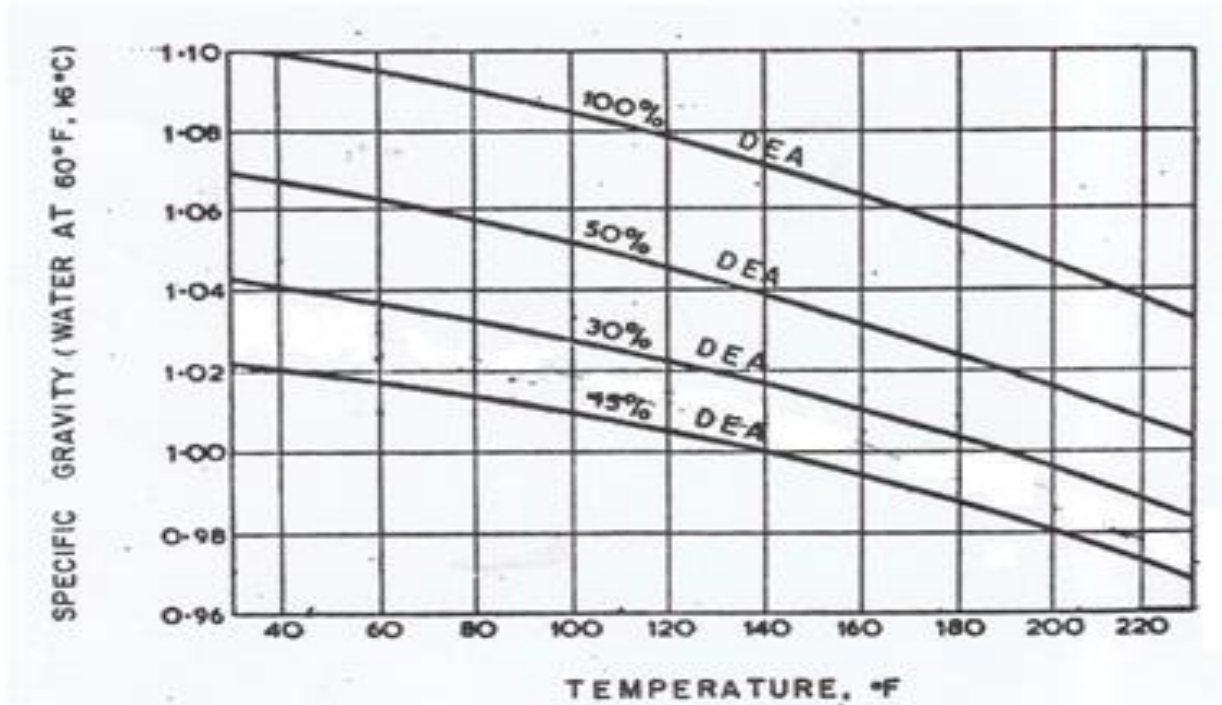


Figura A.9. Densidad Relativa de Soluciones Dietanolamina.

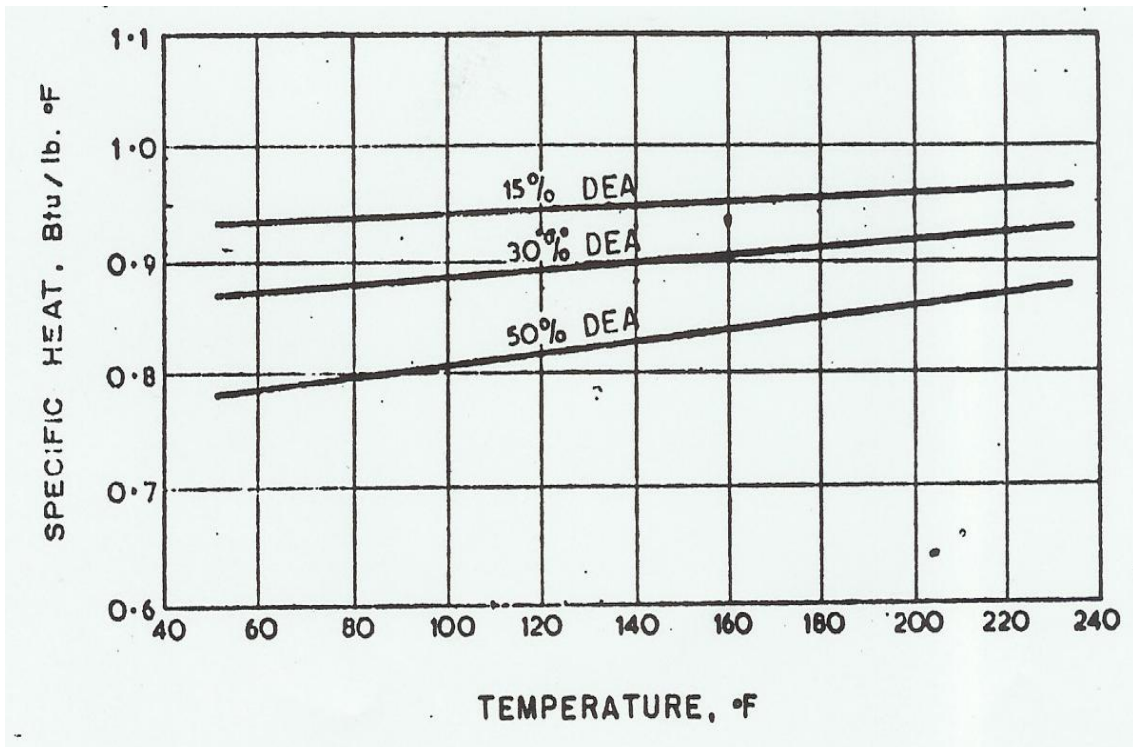
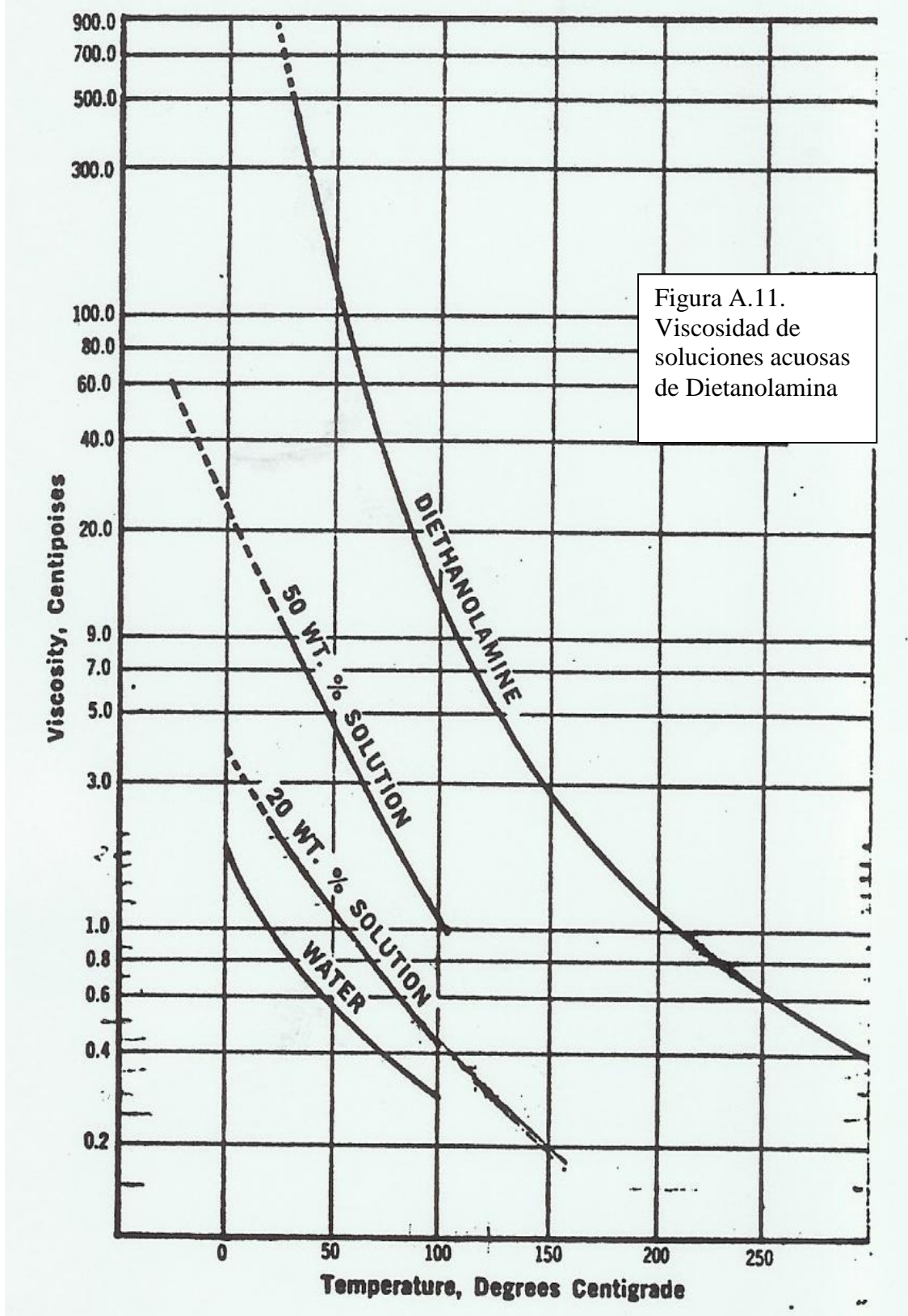


Figura A.10. Capacidad calorífica de soluciones acuosas de Dietanolamina.



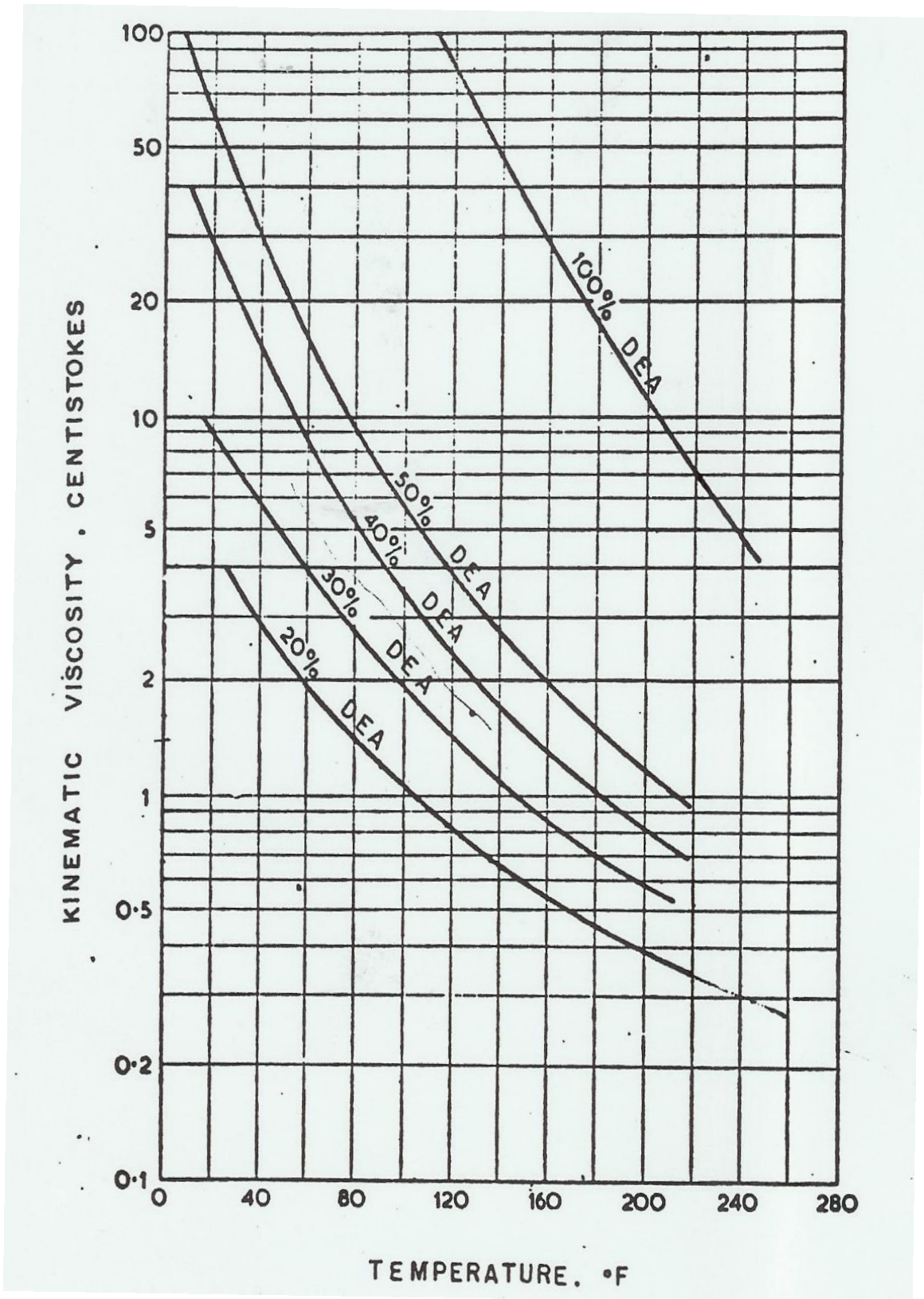


Figura A.12. Viscosidad cinemática de soluciones acuosas de Dietanolamina

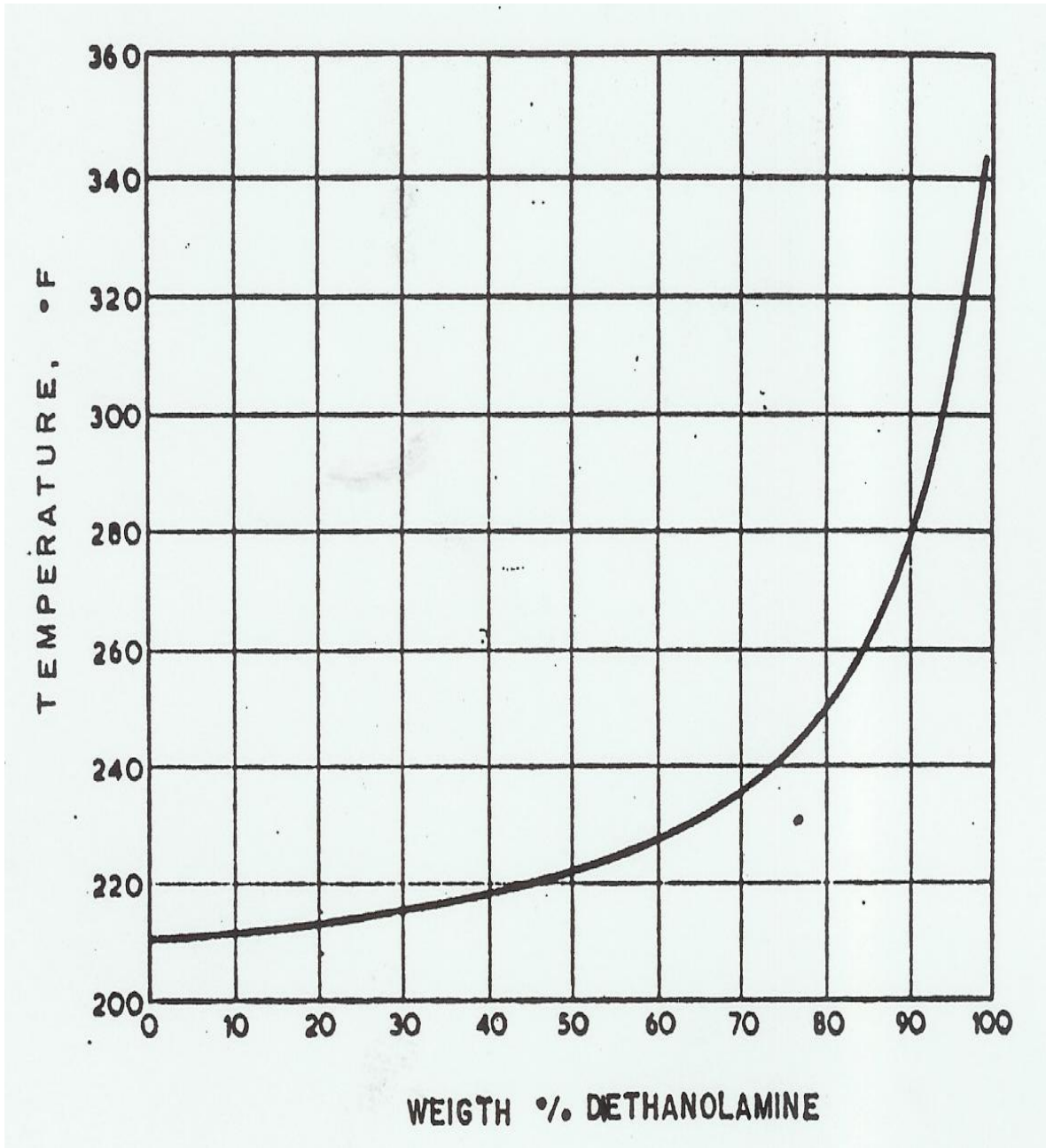


Figura A.13. Puntos de ebullición de soluciones acuosas de Dietanolamina a 1 atm absoluta

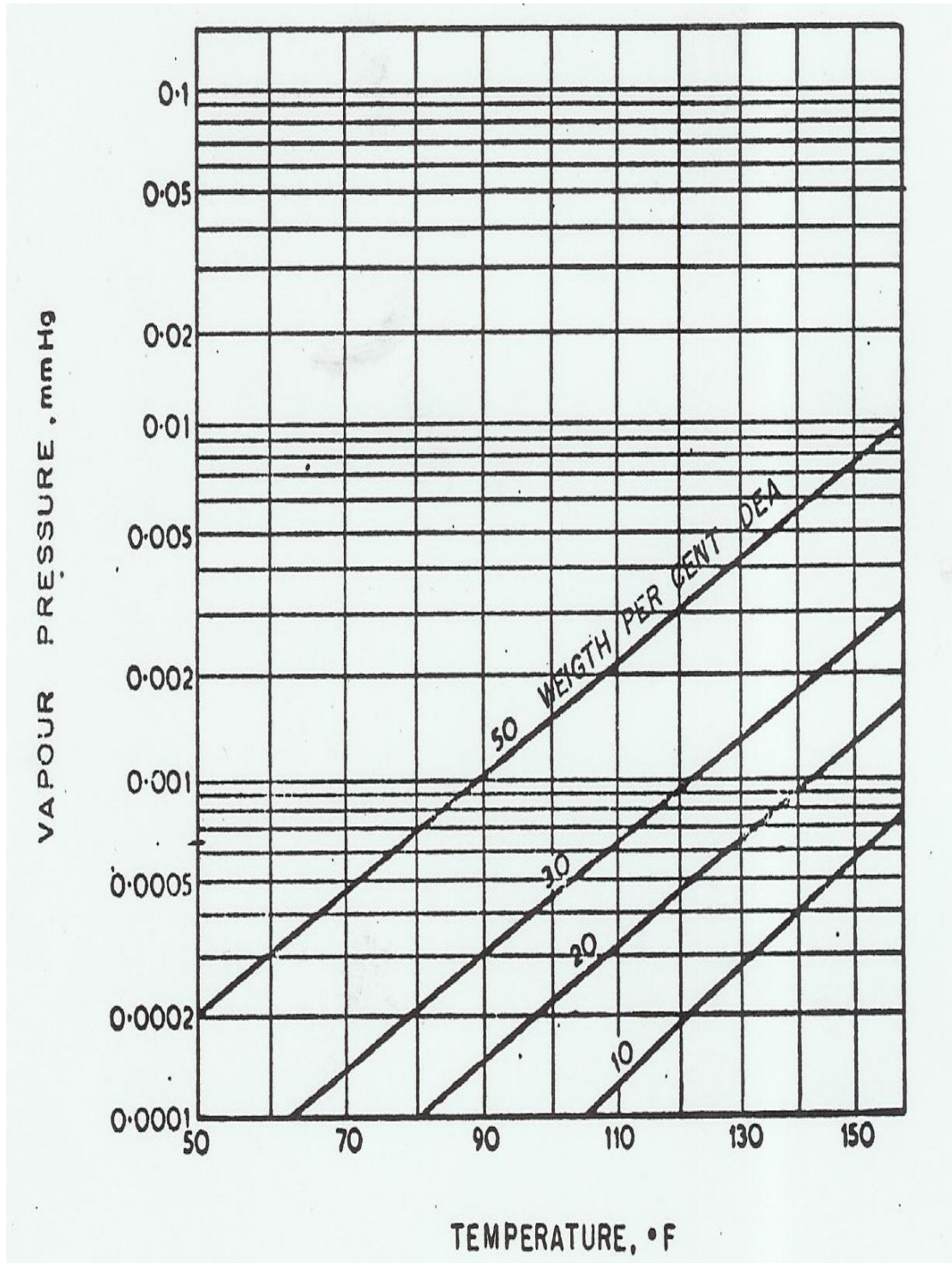
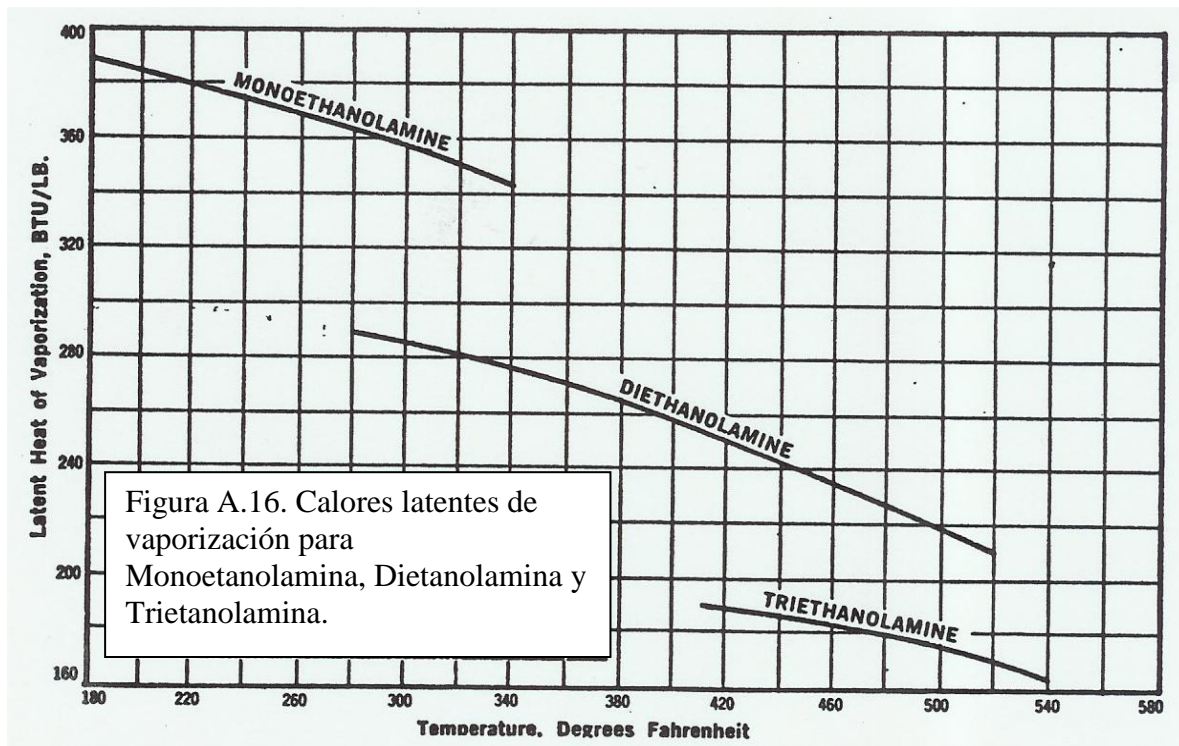
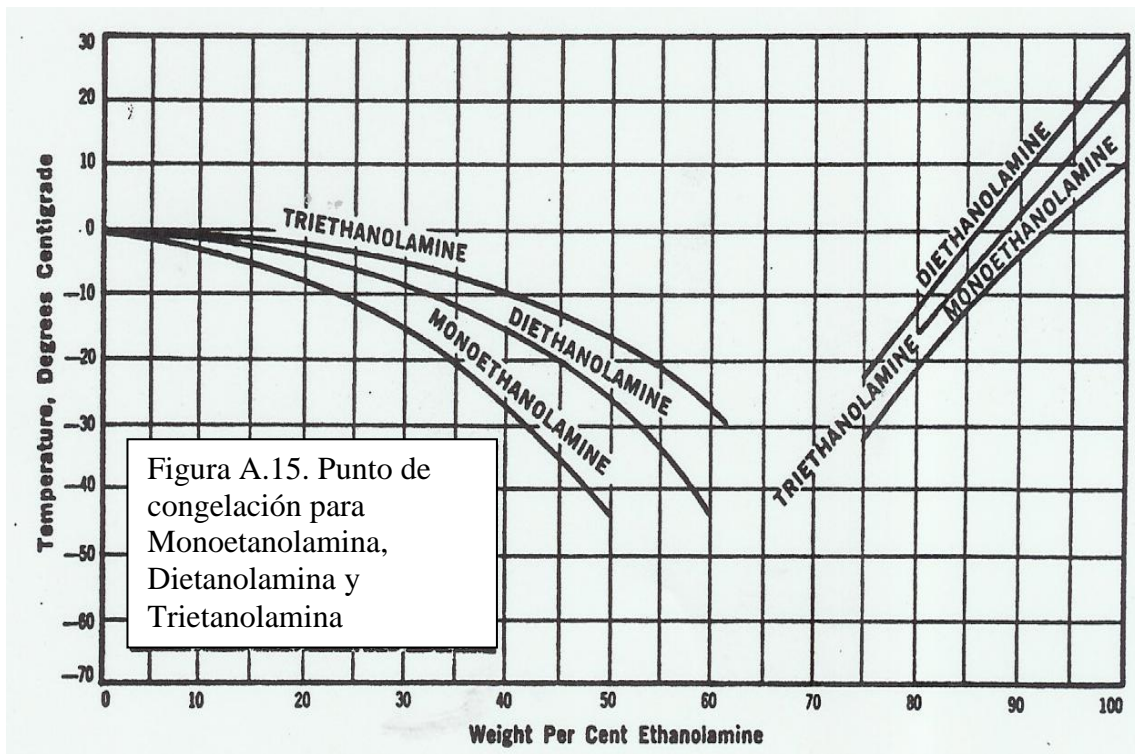


Figura A.14. Presión de vapor vs. temperatura para soluciones acuosas de Dietanolamina.



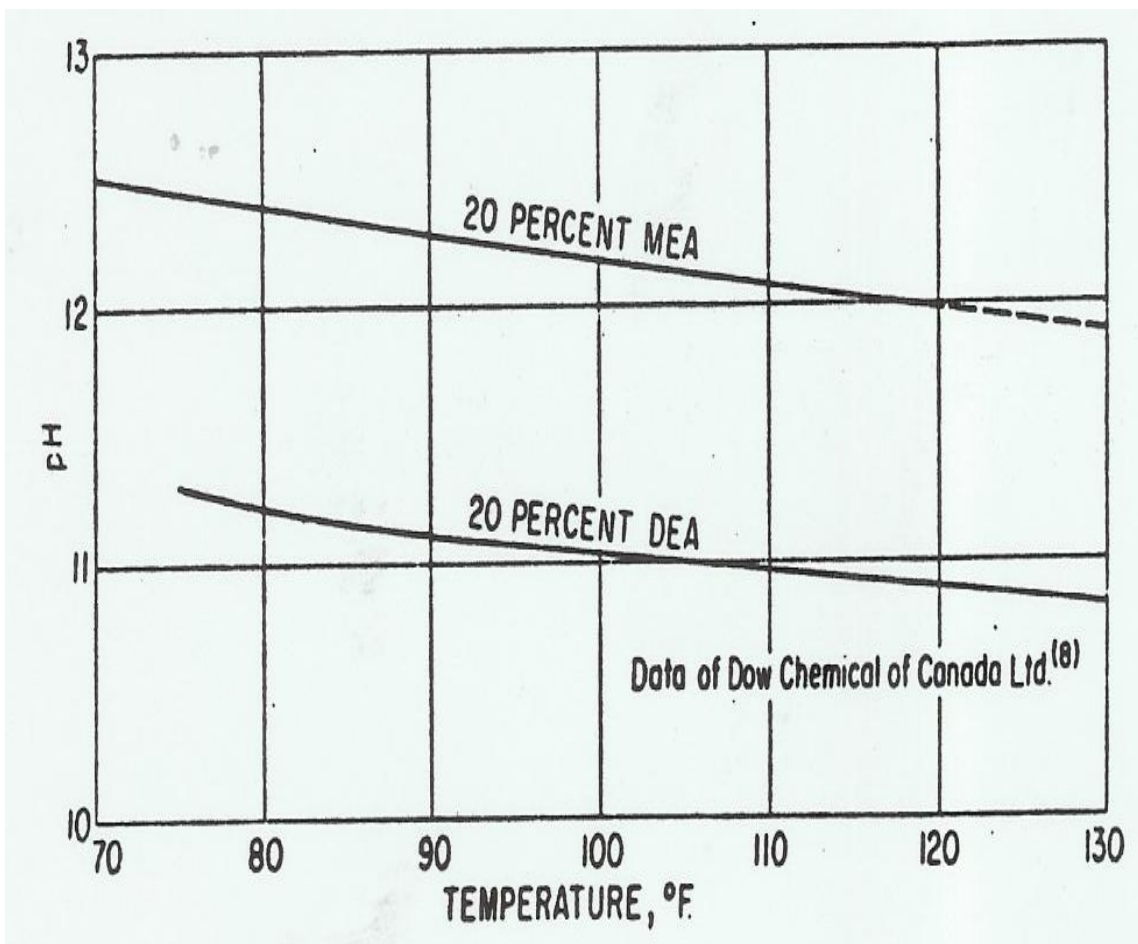


Figura A.17. Valores de pH para soluciones de Monoetanolamina y Dietanolamina.

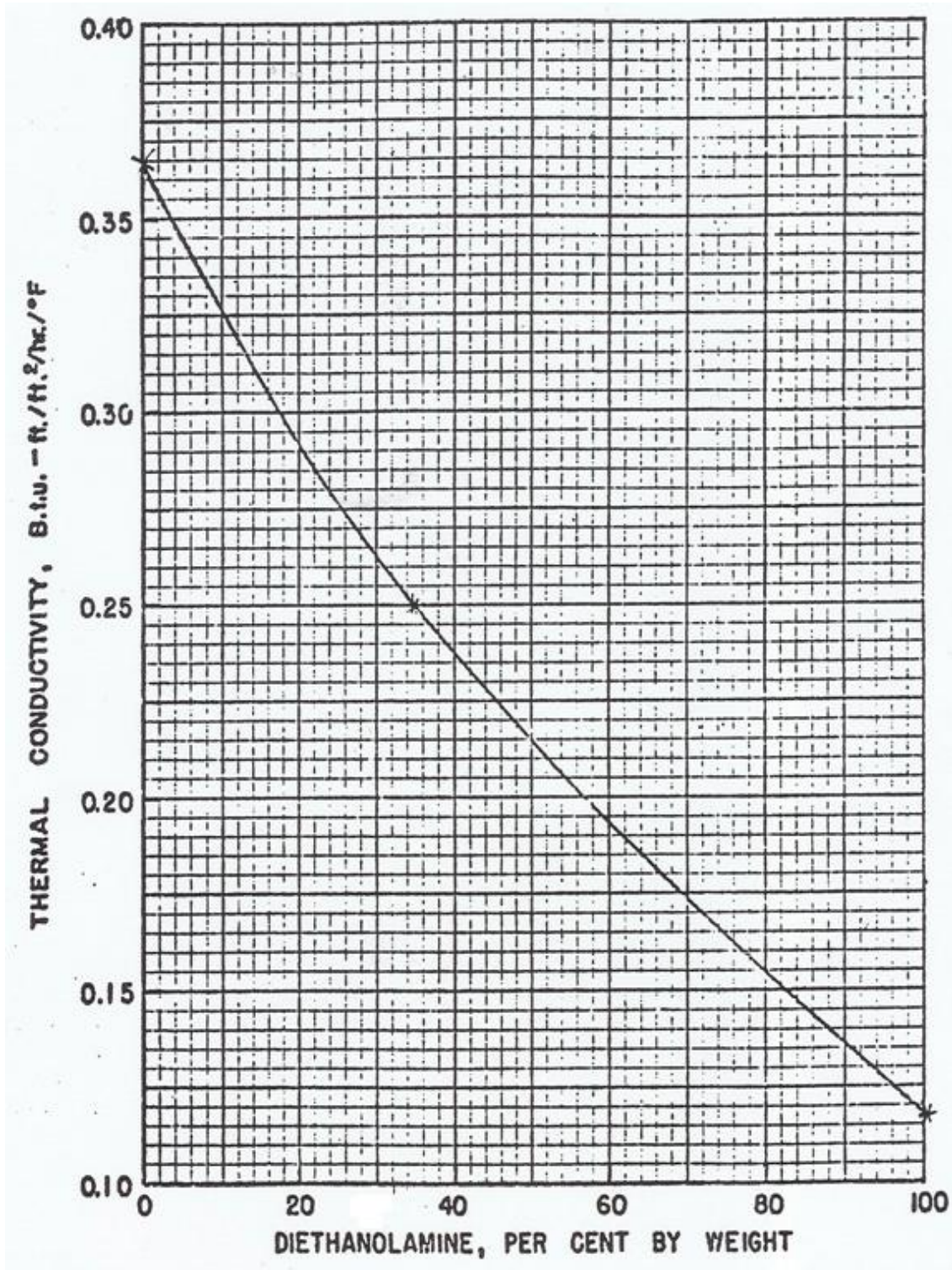


Figura A.18. Conductividad térmica de Dietanolamina.

ANEXO B
EQUILIBRIOS DEL CO₂ Y H₂S EN
SOLUCIONES DE MEA Y DEA



EQUILIBRIOS DE CO₂ Y H₂S EN SOLUCIONES ACUOSAS DE MEA Y DEA A DIFERENTES CONCENTRACIONES

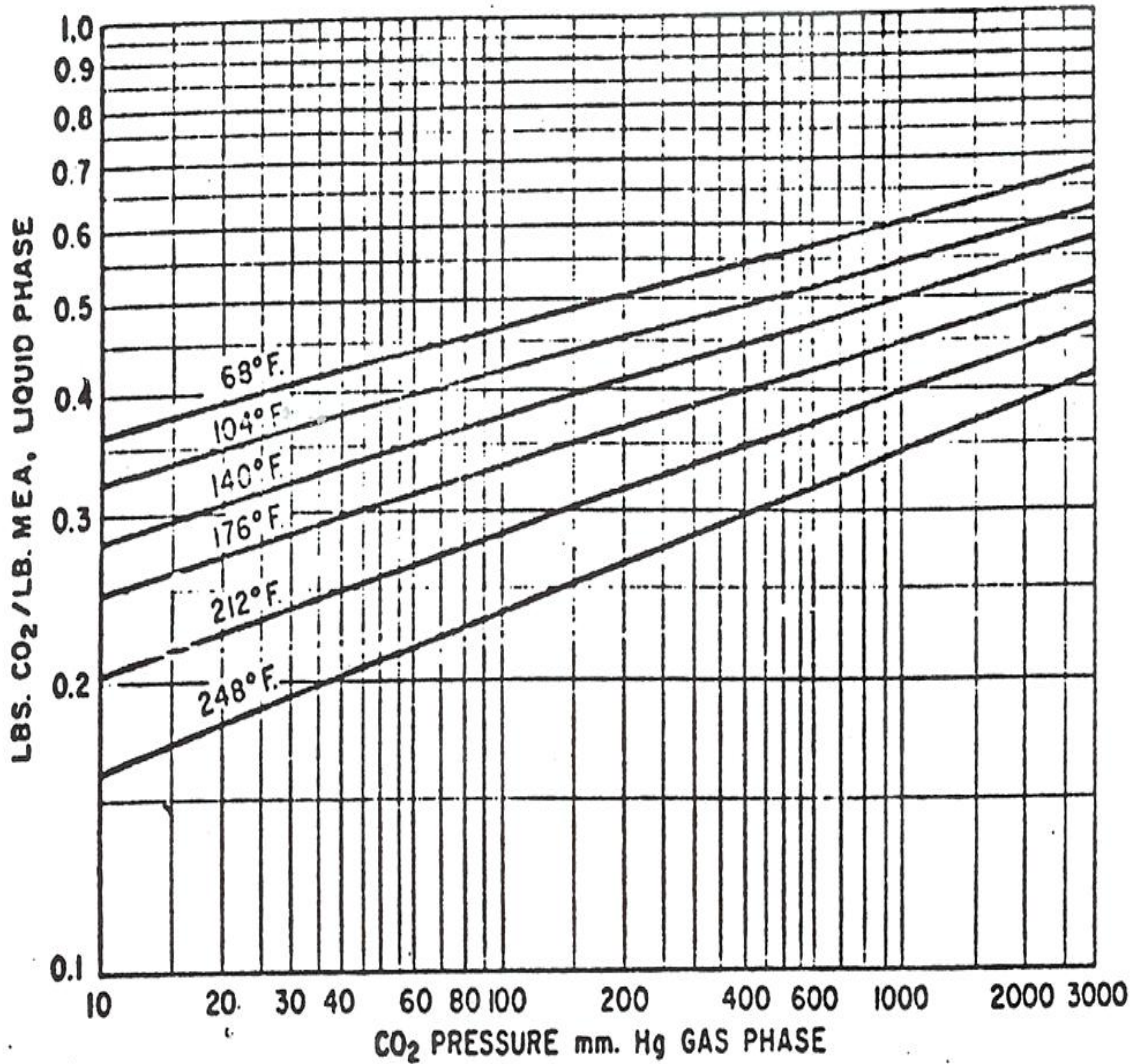


Figura B.1. Equilibrio de CO₂ en soluciones acuosas de Monoetanolamina al 15 %

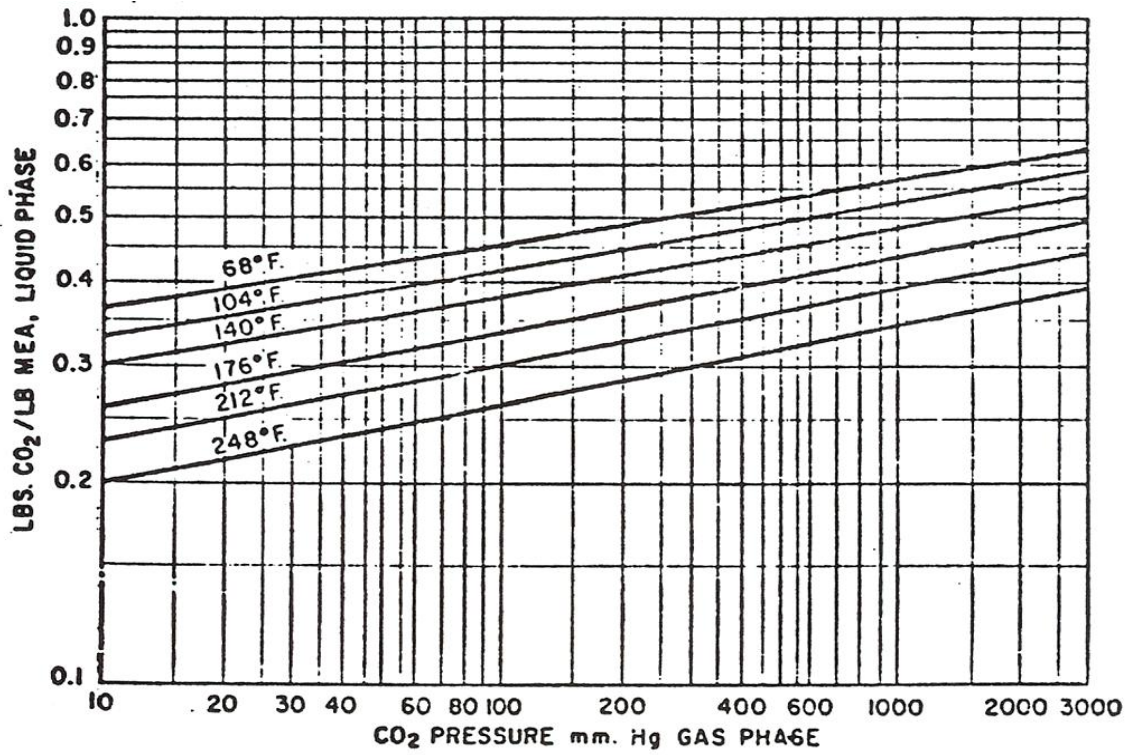


Figura B.2. Equilibrio de CO₂ en soluciones acuosas de Monoetanolamina al 20%

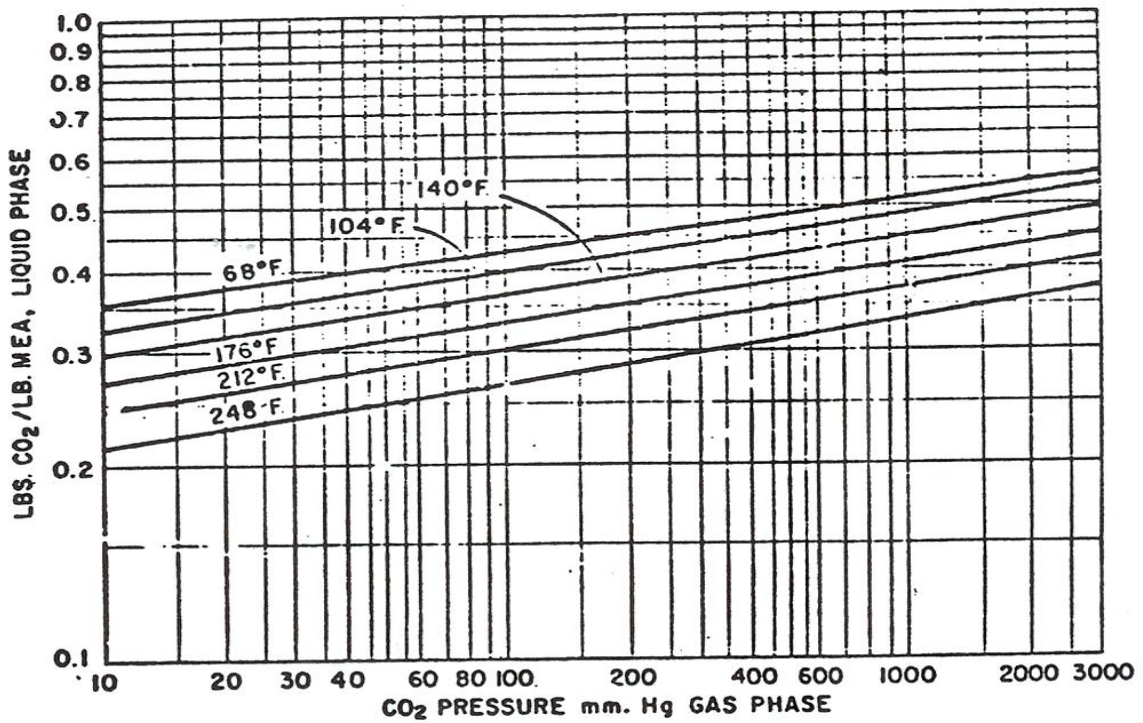


Figura B.3. Equilibrio de CO₂ en solución acuosa de Monoetanoamina al 25 %.

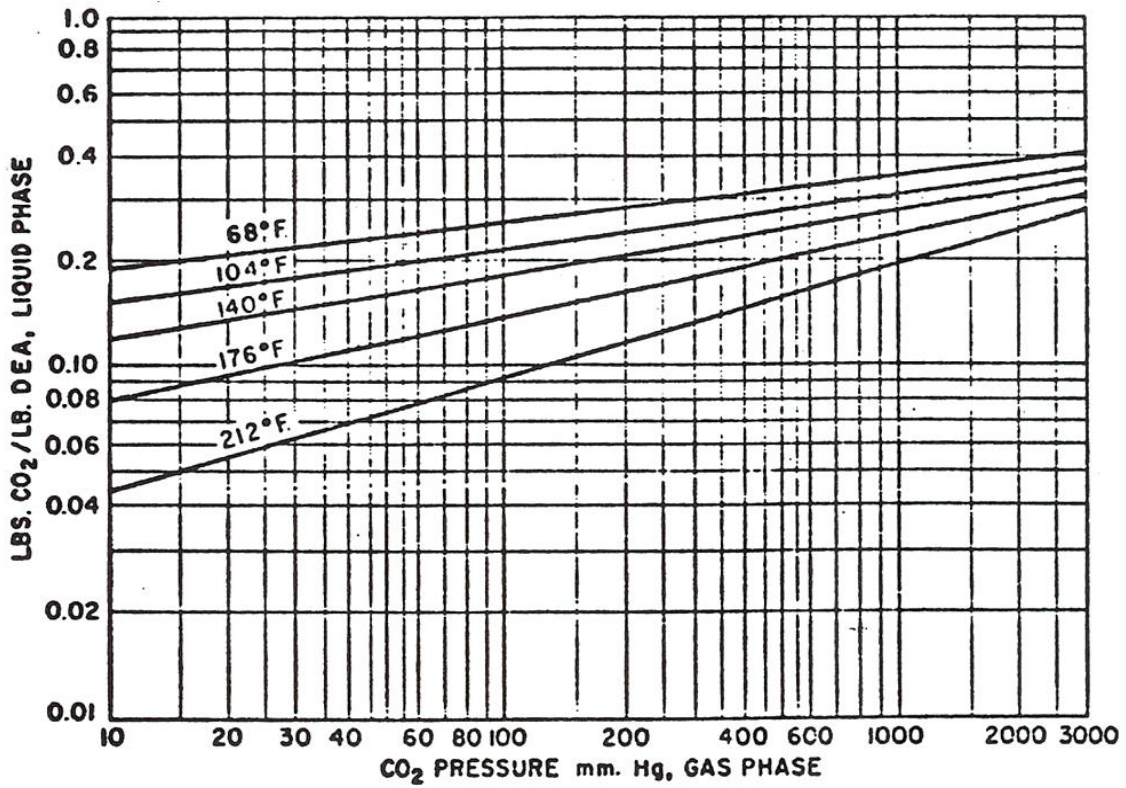


Figura B.4. Equilibrio de CO₂ en solución acuosa de Dietanolamina al 30 %.

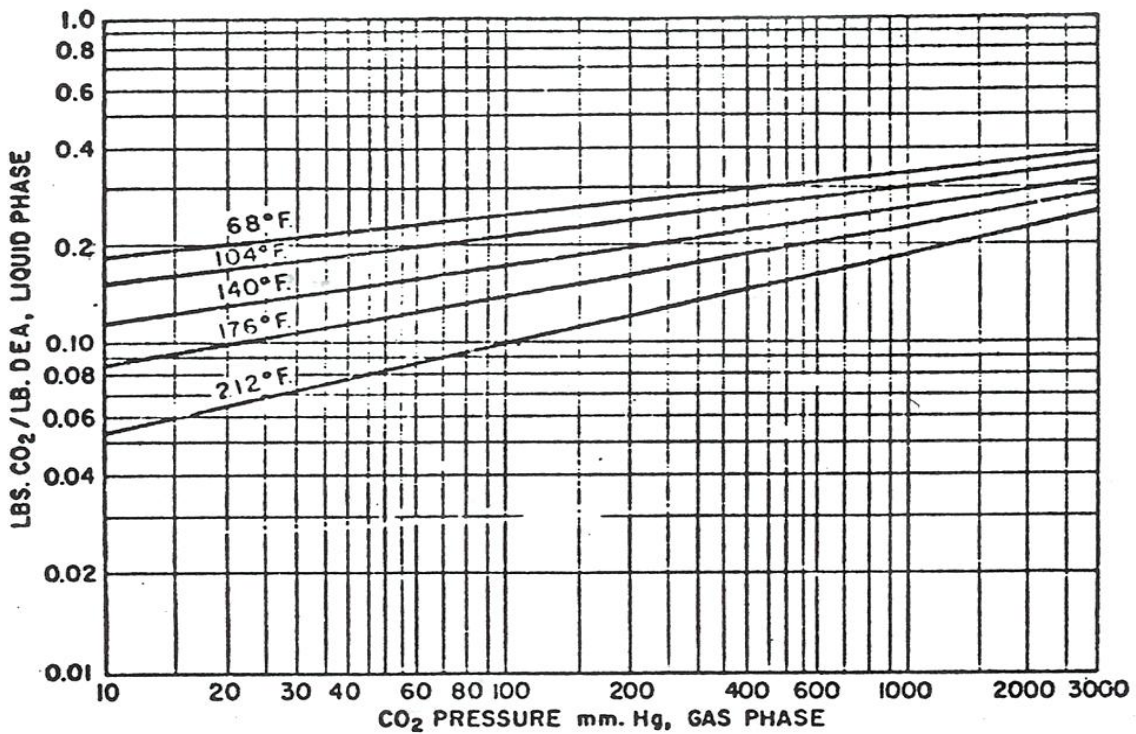


Figura B.5. Equilibrio de CO₂ en solución acuosa de Dietanoamina al 35 %.

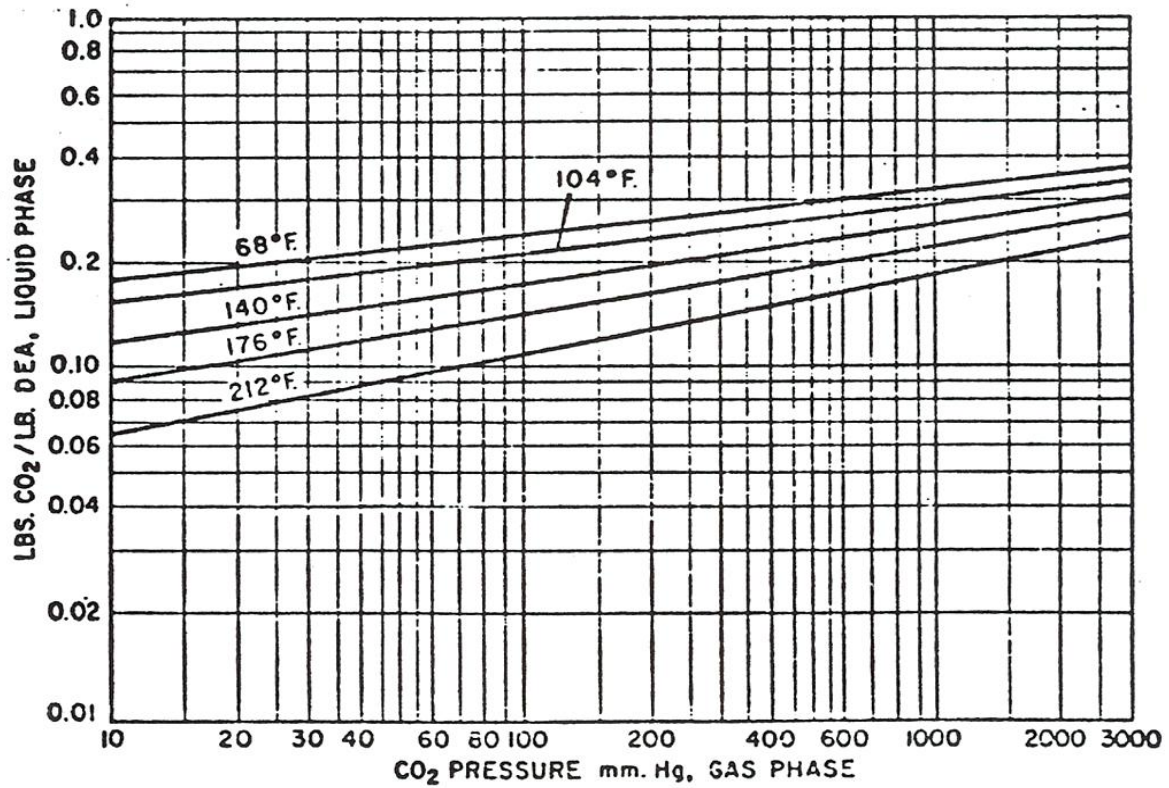


Figura B.6. Equilibrio de CO₂ en solución acuosa de Dietanoamina al 40 %.

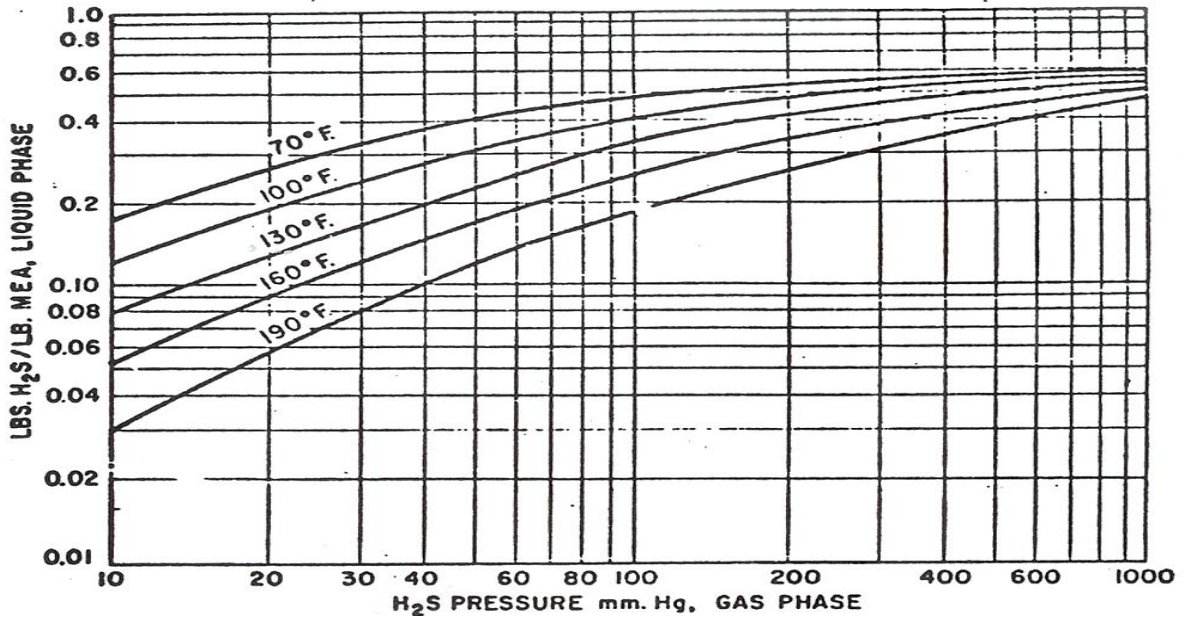


Figura B.7. Equilibrio de H₂S en solución acuosa de Monoetanoamina al 15 %.

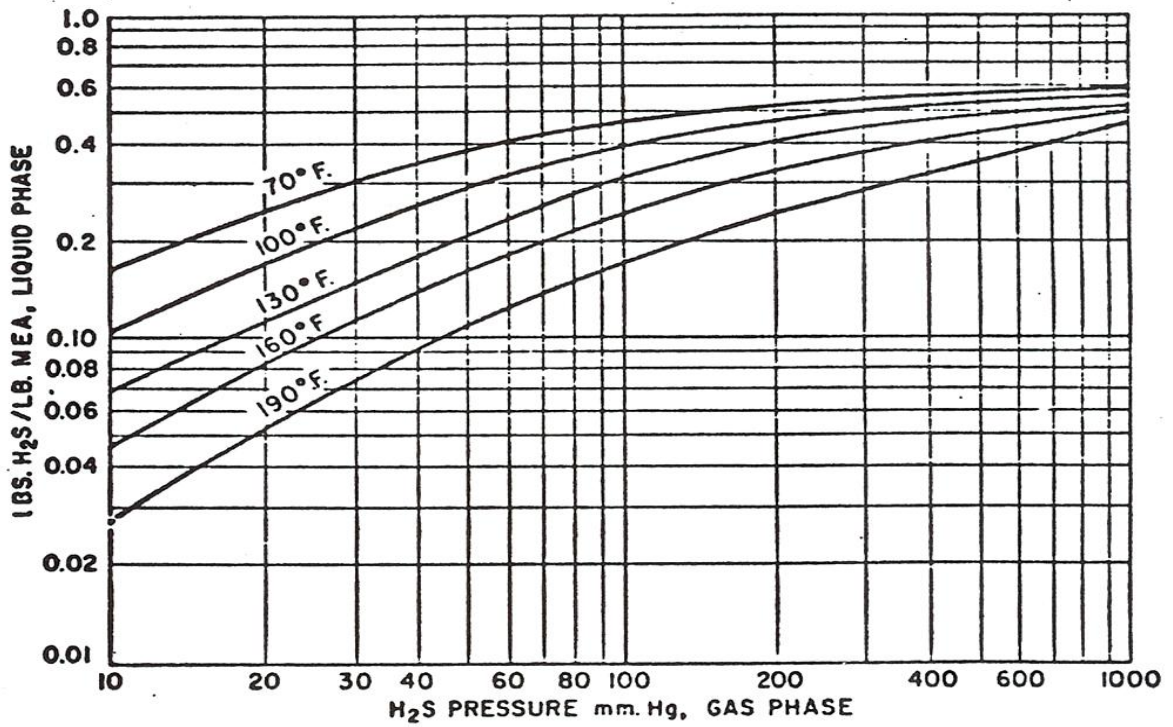


Figura B.8. Equilibrio de H₂S en soluciones acuosas de Monoetanolamina al 20 %.

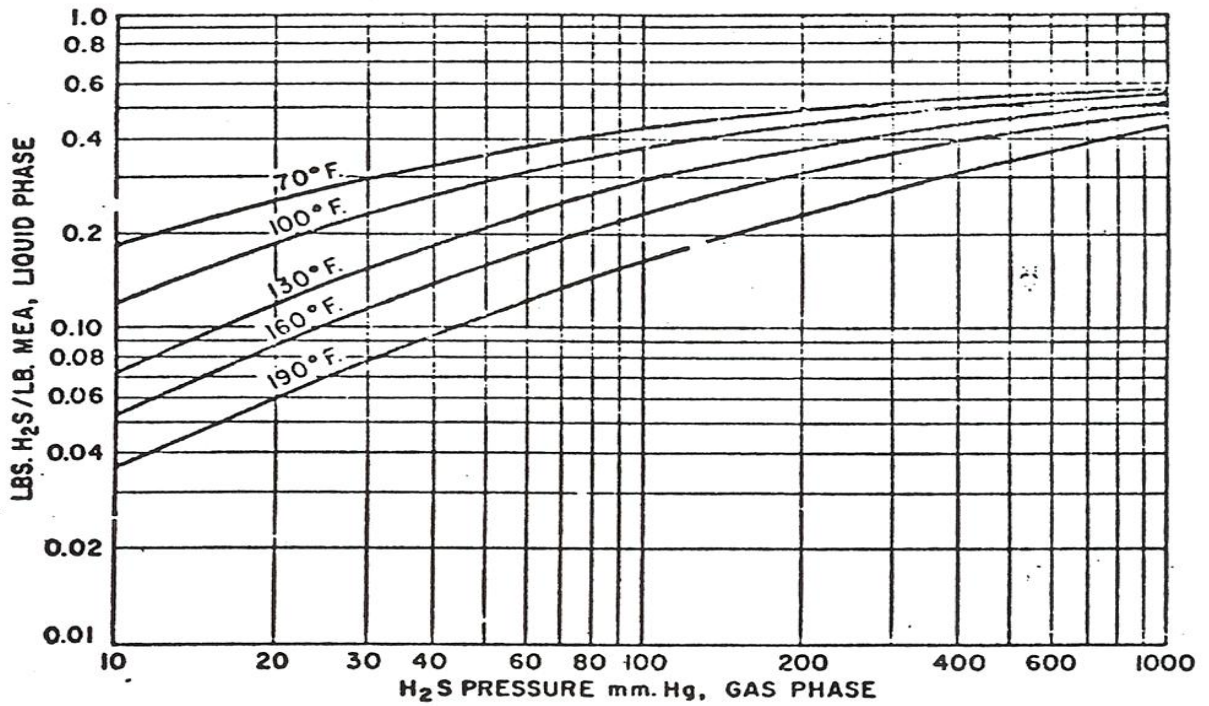


Figura B.9. Equilibrio de H₂S en soluciones acuosas de Monoetanolamina al 25 %.

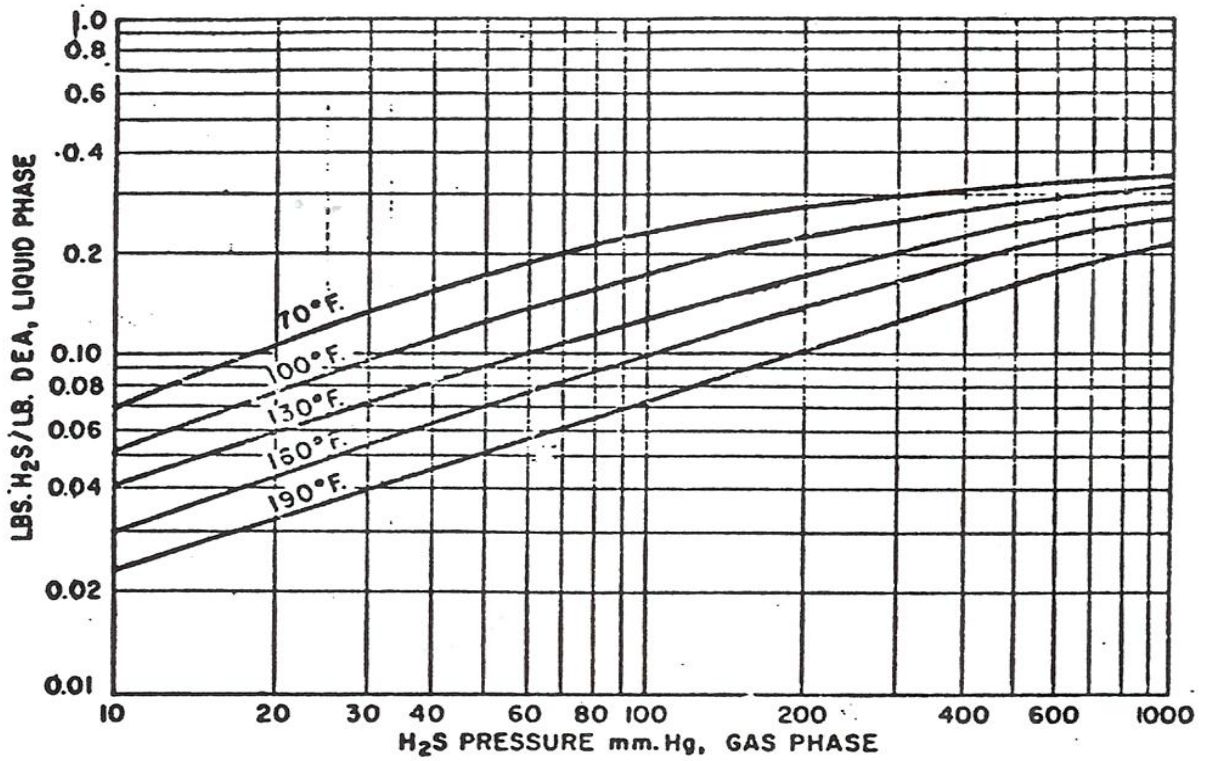


Figura B.10. Equilibrio de H₂S en soluciones acuosas de Dietanolamina al 20 %.

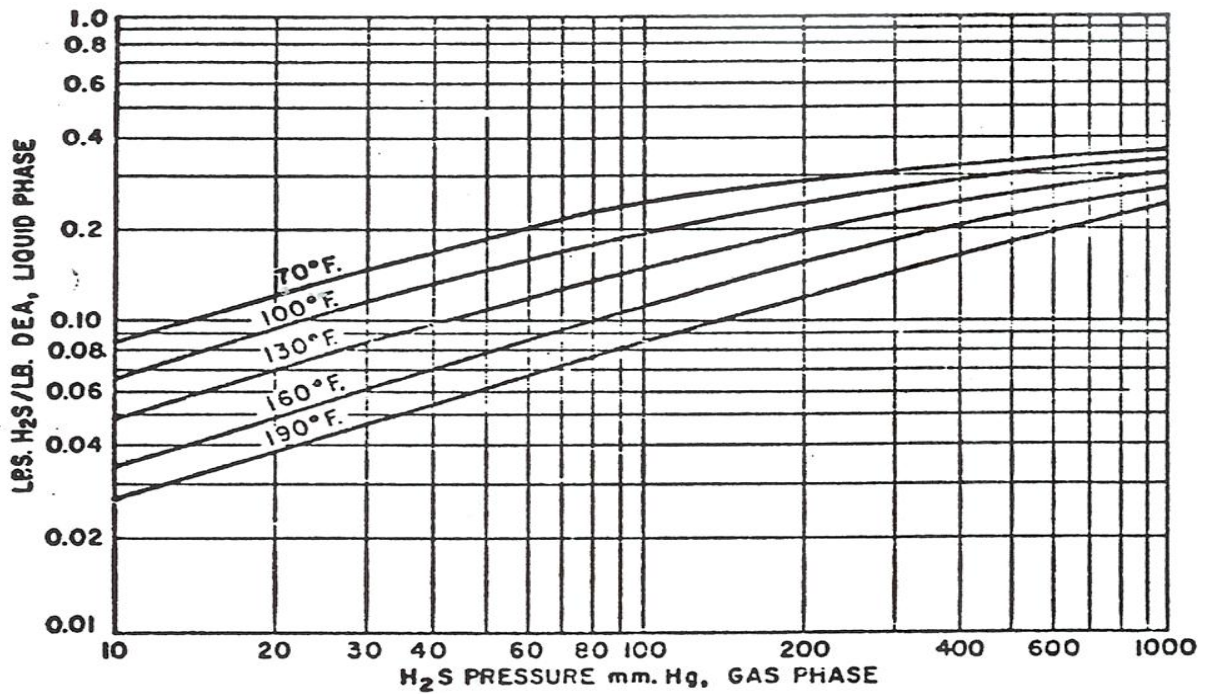


Figura B.11. Equilibrio de H₂S en soluciones acuosas de Dietanolamina al 25 %.

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

1. Baker, R.L. and McCrea, D. H., *THE BENFIELD LOHEAT PROCESS*, Journal of American Institute of Chemical Engineers, 1981.
2. Benson, H.E., *BENFIELD PROCESSES FOR SNG OR FUEL GAS PURIFICATION* 165th Acs Natl. Meet. Dallas Tx., 1973.
3. Benson, H.E., Field J. H., Haynes W. P., *IMPROVED PROCESS FOR CO₂ ABSORPTION USES HOT CARBONATE SOLUTIONS*, Chemical Engineering Progress, Volumen 52, Número 10, 1956.
4. Benson, H.E., Field J. H., Jameson, R. M., *CO₂ ABSORPTION EMPLOYING HOT POTASSIUM CARBONATE SOLUTIONS*, Chemical Engineering Progress, Volumen 50, Número 7, 1954.
5. Clem, K. R. and Kaufman J. L., *GAS TREATING WITH FLEXSORB TECHNOLOGY*, Gas Conditioning Conference, 1985.
6. Douglas, H. Mackenzie, *DESIGN & OPERATION OF SELECTIVE SWEETENING PLANT USING MDEA*, Energy Progress, March, 1987.
7. Francis, S. Mannin and Richard, E. Thompson, *OIL FIELD PROCESSING OF PETROLEUM*, Pennwell Publishing Company, Tulsa, Oklahoma, Vol 1, 1987.
8. Gas Sweetener Associates, *NEW SWEETENING PROCESS OFFER ADVANTAGES*, Journal Article Energy Processing Canada, V 82, July – August, 1990.
9. Gazzi, L. A., *NEW AMINE – SOLVENT PROCESS FOR SELECTIVE HYDROGEN SULPHIDE REMOVAL*, AIChE 1986 Spring Natl. Meet, New Orleans, 1986.
10. Mak, H. Y., *GAS PLANT CONVERTS AMINE UNIT TO MDEA – BASED SOLVENT*, Hydrocarbon Processing, October, 1992.
11. *MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO*, Instituto Mexicano del Petróleo, Volumen XII, Plantas Endulzadoras, México, 1981
12. Jerry, A. Bulling, *SELECTIVE ABSORPTION USING AMINES*, Proceedings of the sixty first GPA Annual convention Tulsa, OK., Gas Processors Association, 1982
13. Jones, V. W., *FUNDAMENTAL OF GAS TREATING*, Proc. Gas Cond. Conf. 29th, Chem. Abstr., 1979.



14. Kenn, M. Lunsford, *OPTIMIZATION OF AMINE SWEETENING UNITS*, Proceeding of the AIChE Spring National Meeting, New York; N.Y., 1996.
15. Kohl, Arthur L. and Nielsen Richard B., *GAS PURIFICATION*, Cap.5, Gulf Publishing Company, 1997.
16. Maddox, R. N. and Burns M. D., *DESIGNING A HOT-CARBONATE PROCESS*, The Oil and Gas Journal, Volumen 65, Noviembre 13, 1967.
17. Manning, Francis S. and Thompson, Richard E., *OILFIELD PROCESSING OF PETROLEUM*, Cap.7, Pennwell Publishing Company, 1991.
18. Mendez de la Brena, Erika Fabiola, *ESTUDIO TECNICO ECONOMICO DE REACONDICIONAMIENTO DE EQUIPO PARA EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO EXISTENTE POR CAMBIO EN CAPACIDAD Y CONDICIONES DE OPERACIÓN*, Tesis de licenciatura, UNAM, 1994.
19. Michael, L. Spears, *CONVERTING TO DEA / MDEA MIX UPS SWEETENING CAPACITY*, Oil & Gas Journal, August 12, 1996.
20. Minkkine, A., *IFPEXOL: COMPLETE GAS TREATMENT WITH A BASIC SINGLE SOLVENT*, 42nd Annv. Okla. Univ. Laurance Reid Gas Conditioning Conf. 1992, Petroleum Abstracts, 1992.
21. Pearce, R. L., *BASIC CONSIDERATIONS IN ACID GAS REMOVAL*, AIChE 1986 Spring Natl. Meet, New Orleans, 1986.
22. Peters, Max S., Timmerhaus, *PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS*, McGraw – Hill, 4a edición, New York, 1991.
23. Nielsen, R. B. and Rogers, J., *TREAT LPG'S WITH AMINES*, Hydrocarbon Processing, September, 1997.
24. Shav, V. A., *THE SELEXOL SOLVENT PROCESS FOR COMBINED GAS TREATING AND HYDROCARBON*, Energy Process, Volume 79, Mar – Apr, 1987.
25. *THE MEMBRANE ALTERNATIVE: ENERGY IMPLICATION FOR INDUSTRIA*, Petroleum Review, Journal Article: meeting paper Volume 43, July 1989
26. *SNPA/DEA*, Hydrocarbon Processing, Abril, 1975.
27. Maddox, R. N. and Burns Michael D, *HOW TO CHOOSE A TREATING PROCESS*, The Oil and Gas Journal, August 14, 1967.



-
28. Norma Oficial Mexicana No. *NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005*.
 29. Norma NACE MR0103-2005
 30. Norma API RP 945 97
 31. www.osha.gov



GLOSARIO

Absorción	Un proceso para separar mezclas en sus constituyentes, aprovechando la ventaja de que algunos componentes son más fácilmente absorbidos que otros. Un ejemplo es la extracción de los componentes más pesados del gas natural.
Adsorción	Un proceso de separación para remover impurezas basado en el hecho de que ciertos materiales altamente porosos fijan ciertos tipos de moléculas en su superficie.
Alkaline Stress Corrosion Cracking (ASCC)	Fisuramiento en el metal debido a la acción combinada de la corrosión en un ambiente acuoso alcalino que contiene H ₂ S y CO ₂ y el esfuerzo de tensión.
Barril de aceite equivalente (boe)	Un término frecuentemente usado para comparar el gas con el aceite y proporcionar una medida común para diferentes calidades de gases. Es el número de barriles de aceite crudo estabilizado que contienen aproximadamente la misma cantidad de energía que el gas; por ejemplo, 5.8 trillones de pies ³ (de gas seco) equivalen aproximadamente a un billón de barriles de acetite equivalente.
BPSD	Barriles estándar por día de hidrocarburo medidos a una temperatura de 15.5 °C y una presión de una atmosfera.
Endulzamiento	Tratamiento de gases amargos para convertirlos en productos comerciales, es decir, eliminación de ácido sulfhídrico y de bióxido de carbono.
Gas ácido (o agrio)	Gas combustible que contiene ácido sulfhídrico, dióxido de carbono u otros compuestos corrosivos y que debe ser tratado antes de su utilización.
Gas amargo	Gas combustible que contiene cantidades significativas de ácido sulfhídrico. El gas amargo se trata usualmente con dietanolamina para remover los elementos indeseables.
Gas asociado	Gas natural encontrado en asociación con aceite en un yacimiento, ya sea disuelto en el aceite o como una capa arriba del aceite.
Gas combustible	Se refiere a combustibles gaseosos, capaces de ser distribuidos mediante tubería, tales como gas natural, gas licuado de petróleo, gas de hulla y gas de refinería.



Gas dulce	Gas combustible que contiene cantidades muy pequeñas de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono. El gas dulce reduce las emisiones de bióxido de carbono a la atmosfera.
Gas de refinería	Gas producido durante el refinamiento del petróleo.
MMPCSD	Millones de pies cúbicos estándar por día, unidad de medición.
PEMEX	Petróleos Mexicanos
Permeabilidad	Es la conductividad de un cuerpo poroso a los fluidos o capacidad de los fluidos para desplazarse entre los espacios que conectan los poros de una masa porosa.
ppm	Partes por millón peso, unidad de medida de concentración
Sulfur Stress Cracking (SSC)	Fisura en el material bajo la acción combinada de los esfuerzos de tensión y corrosión en presencia de agua y ácido sulfhídrico.