

163  
24-

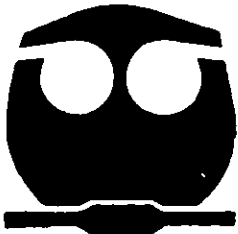


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA  
DETERMINAR EL TIPO DE AMINA MAS  
RENTABLE EN EL PROCESO DE  
ENDULZAMIENTO DE GAS"

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
**CARLOS TEXTA GUERRERO**



MEXICO, D. F.



26 00669

1998

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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.

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:** PROF. ALEJANDRO ANAYA DURAND.  
**VOCAL:** PROF. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA.  
**SECRETARIO:** PROF. MANUEL AGUILAR GÓMEZ.  
**1ER. SUPLENTE:** PROF. VÍCTOR MANUEL LUNA PABELLO.  
**2DO. SUPLENTE:** PROF. LANDY IRENE RAMÍREZ BURGOS.

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUÍMICA, U.N.A.M.  
OFICINAS DEL GRUPO IDESA.  
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.

**ASESOR:**



---

ING. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA.

**SUSTENTENTE:**



---

CARLOS TEXTA GUERRERO.

## *Dedicatoria.*

*A la memoria de mi Abuelo Gregorio  
Quien vivió su vida con ejemplar conducta y  
valentía.*

*A mis Padres  
Quienes me brindaron todo su cariño, comprensión  
y ayuda incondicional.*

*A Mi Tío Agustín,  
Por su gran apoyo y sabias orientaciones durante  
mis estudios superiores.*

*A Ulises,  
Mi mejor amigo y compañero de toda mi vida.*

*A Berenice,  
Por su gran cariño y apoyo en todos estos años.*

*A todos mis Abuelos, Tíos, Primos, Compañeros y  
Amigos.*

***Agradecimientos.***

***Al M. en I. Alejandro Anaya Durand***

***Al Ing. Manuel Jesús Aguilar Gómez***

***Por su Apoyo para la realización de esta Tesis.***

***Al Ing. Ismael Nuñez Barrón.***

***Por su valiosa colaboración y atención desinteresada.***

**CAPITULO 1**

**1.0 GENERALIDADES..... 1**

**1.1 OBJETIVO..... 3**

**1.2 RESUMEN GENERAL ..... 4**

**CAPITULO 2**

**2.0 ASPECTOS GENERALES..... 7**

**2.1 CLASIFICACION DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS... 7**

**2.2 BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS EXISTENTES PARA  
ENDULZAMIENTO DE GAS..... 9**

**2.2.1 Absorción Química con Líquidos. .... 9**

**2.2.2 Absorción Física. .... 12**

**2.2.3 Soluciones de sales alcalinas. .... 15**

**2.2.4 Absorción-Oxidación con Líquidos. .... 18**

**2.2.5 Absorción-conversión directa..... 20**

**2.2.6 Lechos sólidos. .... 20**

**2.2.7 Otros..... 21**

**2.2.8 No Regenerativos ..... 22**

**2.3 PROCESOS CON AMINAS. .... 23**

**2.3.1 Propiedades de las amina. .... 28**

**2.3.2 Monoetanolamina (MEA)..... 29**

**2.3.3 Dietanolamina (DEA). .... 30**

**2.3.4 Trietanolamina (TEA). .... 39**

**2.3.5 Metildietanolamina (MDEA). .... 39**

---

---

---

2.3.6	Diglicolamina.....	40
2.3.7	SNPA-DEA.....	41
2.4	<b>DESARROLLO DE NUEVOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO.....</b>	<b>42</b>
2.4.1	Tecnología de membranas.....	42

**CAPITULO 3**

3.0	<b>GENERALIDADES.....</b>	<b>49</b>
3.0.1	Finalidades de la planta.....	49
3.0.2	Tipo de proceso.....	49
3.0.3	Factor de servicio.....	49
3.1	<b>CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.....</b>	<b>50</b>
3.2	<b>ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION.....</b>	<b>51</b>
3.3	<b>ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.....</b>	<b>52</b>
3.4	<b>CONDICIONES DE LA ALIMENTACIÓN EN LÍMITE DE BATERÍA.....</b>	<b>54</b>
3.5	<b>CONDICIONES DE PRODUCTOS EN LÍMITE DE BATERÍA.....</b>	<b>54</b>
3.6	<b>AGENTES QUÍMICOS.....</b>	<b>54</b>
3.7	<b>ELIMINACIÓN DE DESECHOS.....</b>	<b>55</b>
3.7.1	Red de drenajes, desechos líquidos.....	55
3.7.2	Quemadores, desechos gaseosos.....	55
3.8	<b>SERVICIOS AUXILIARES.....</b>	<b>56</b>
3.8.1	Energía eléctrica.....	56
3.8.2	Vapor de agua.....	57
3.8.3	Condensado.....	57

---

---

---

---

3.8.4	Agua. ....	58
3.8.5	Desfogue. ....	60
3.8.6	Sistema contra incendio. ....	60
3.8.7	Sistema de detección de fugas de hidrocarburos y tóxicos. ....	60
3.9	<b>CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS Y UBICACIÓN DEL SITIO. ....</b>	<b>61</b>
3.9.1	Ubicación. ....	61
3.9.2	Temperatura ambiente (°F). ....	61
3.9.3	Humedad relativa. ....	62
3.9.4	Viento. ....	63
3.9.5	Precipitación pluvial. ....	63
3.9.6	Terremotos. ....	63
3.9.7	Atmósfera. ....	64
3.10	<b>LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA. ....</b>	<b>64</b>
3.10.1	Coódenadas en Límites de Batería. ....	64
3.11	<b>BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO. ....</b>	<b>64</b>
3.11.1	Código para clasificación de áreas. ....	64
3.11.2	Resistividad eléctrica del terreno. ....	65
3.11.3	Características de la alimentación a motores. ....	65
3.12	<b>BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL. ....</b>	<b>66</b>
3.12.1	Bases de diseño para instrumentos. ....	66
3.13	<b>BASES DE DISEÑO DE TUBERÍAS. ....</b>	<b>67</b>
3.13.1	Soportes de tuberías y trincheras. ....	67
3.13.2	Drenajes. ....	67
3.14	<b>BASES DEL DISEÑO CIVIL. ....</b>	<b>68</b>

---

---



---

---

3.14.1 Solicitaciones por viento y sismo.....	68
3.14.2 Tipo de suelo. ....	68
3.14.3 Nivel freático.....	68
3.14.4 Tipo de edificios y construcciones.....	68
3.15 <b>NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES.....</b>	<b>69</b>

**CAPITULO 4**

4.0 <b>BASES DEL ESTUDIO TÉCNICO. ....</b>	<b>70</b>
4.1 <b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....</b>	<b>70</b>
4.2.1 Lista de equipo (Caso base DEA). ....	77
4.2.2 Balance de materia y energía (Caso base con DEA).....	80
4.3 <b>REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS (CASO BASE CON DEA).....</b>	<b>82</b>
4.3.1 Agua de Proceso. ....	82
4.3.2 Agua de Enfriamiento. ....	82
4.3.3 Vapor de Baja Presión. ....	82
4.3.4 <b>ENERGÍA ELECTRICA.....</b>	<b>83</b>
4.4 <b>DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (CASO ALTERNO CON MDEA). .</b>	<b>84</b>
4.4.1 Lista de equipo (Caso alterno con MDEA). ....	85
4.5 <b>REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS (CASO BASE CON MDEA).....</b>	<b>90</b>
4.5.1 Agua de proceso. ....	90
4.5.2 Agua de enfriamiento.....	90
4.5.3 Vapor de Baja Presión. ....	90
4.5.4 <b>Energía Eléctrica. ....</b>	<b>91</b>

---

---

**CAPITULO 5**

**5.0 ESTIMADO DE INVERSIÓN..... 92**

**5.1 CÁLCULO DE LA INVERSIÓN FIJA..... 92**

**5.1.1 Caso base con DEA..... 92**

**5.1.2 Caso alterno con MDEA..... 93**

**CAPITULO 6**

**CONCLUSIONES..... 94**

**BIBLIOGRAFÍA..... 96**

---

---

---

# ***Capítulo 1***

## ***Introducción.***

---

---

## **1.0 GENERALIDADES.**

Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos, generalmente contienen materiales contaminantes indeseables para su posterior aplicación, siendo los compuestos del azufre; principalmente el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y el bióxido de carbono ( $CO_2$ ), los más comunes y en mayor abundancia, además del vapor de agua; por lo que deben ser extraídos antes de que estas corrientes de gas puedan ser transportadas, procesadas o quemadas.

El  $H_2S$  y otros compuestos de azufre son objetables en el gas natural debido a que causan corrosión y forman compuestos contaminantes del aire cuando se queman. 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 del azufre antes de alimentar gas al sistema de distribución. El  $CO_2$  es un compuesto indeseable en el gas debido a que disminuye el poder calorífico del mismo. En el gas natural crudo, la cantidad de  $H_2S$  presente puede variar desde 0 hasta  $35\text{ g/m}^3$  o aún más. Estos compuestos del 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 las plantas endulzadoras, para producir azufre elemental mediante modificaciones al proceso de Claus, siendo los procesos de endulzamiento de gas, el método por el cual se extrae aproximadamente 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 y 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 sobrediseño de la planta u operaciones inadecuadas en la misma.

En México, país en vías de crecimiento y desarrollo industrial, la necesidad de disponer de gas natural purificado (gas dulce), se acentúa aún mas debido a la necesidad de utilizarse como gas combustible, gas LP y gasolinas naturales, además de que se utiliza como fuente en la obtención de materias primas para el desarrollo de la industria petroquímica, basada en los compuestos derivados del etileno, propileno, benceno y xilenos.

Las alcanolaminas clasificadas como primarias, secundarias y terciarias, se han usado tradicionalmente en la absorción de gases ácidos de corrientes gaseosas que lo contengan. De manera general las alcanolaminas reaccionan con los gases ácidos dependiendo de su clasificación, considerándose no selectivas las primarias y secundarias (por ejemplo, Monoetanolamina y Dietanolamina) y selectivas las terciarias y las catalogadas como estéricamente limitadas (Metildietanolamina y amino-2-metil-1-propanol). Por lo que dependiendo del tipo de alcanolamina utilizada en el proceso pueden enfrentarse problemas relacionados con las especificaciones del producto, volúmenes de producción y consumo de energía.

## 1.1 OBJETIVO.

El objetivo de este estudio es el de determinar cual es, de entre la Dietanolamina (DEA) y la Metildietanolamina (MDEA), aquella cuyas propiedades hace más rentable el proceso *Girbotol* para endulzamiento de gas natural amargo.

El presente estudio se realizará a través de los resultados que se obtengan de efectuar simulaciones de proceso de los diferentes casos en los que se estudiará cada una de las aminas anteriormente mencionadas, manteniendo algunas condiciones fijas, tales como: la capacidad de procesamiento y las condiciones de operación de entrada, como son; composición del gas amargo, temperatura y presión, además de las condiciones de salida del gas dulce.

Se tomarán en cuenta balances de materia y energía al operar con cada una de las dos aminas, a fin de obtener datos tales como: tamaño y costo de equipo, requerimientos y costos de servicios auxiliares, costos de materias primas y eficiencias en el proceso, que mediante un análisis económico adecuado nos permita dar una recomendación final, apoyada en los costos que se reflejarían por los consumos de servicios auxiliares.

Es importante señalar que para este caso-estudio se tomará como base la corriente de Gas Amargo producido en una Planta Hidrosulfuradora de Naftas localizada en la refinería de Salamanca Gto. Cuya capacidad de Procesamiento es de 25,000 BPD de Naftas y el flujo de Gas Amargo, producto de esta es de 3.2 MMPCSD. Se buscará obtener un Gas Dulce cuya especificación de Salida sea menor a 10 ppm en peso de  $H_2S$ , la cual anteriormente, en la normatividad oficial marcaba un máximo de 30 ppm en peso.

## **1.2 RESUMEN GENERAL.**

En el presente trabajo se analiza una corriente de Gas Acido cuya composición es rica en  $H_2S$  (178,400 ppm en peso), pero carece de  $CO_2$ . A partir de los datos de esta corriente se diseña un arreglo de una planta endulzadora de gas cuyas corrientes producto son: Gas Dulce con una concentración menor a 10 ppm de  $H_2S$  y una corriente de Gas Acido con una concentración de  $H_2S$  superior a 97% en peso. El esquema de procesamiento que se plantea, fue compilado en el Simulador de Procesos Pro II, version 2.71, siguiendo como base el siguiente arreglo general: El gas amargo se alimenta a un Absorbedor para ponerse en contacto a contracorriente con una solución de DEA / MDEA pobre (amina regenerada) que se inyecta por la parte superior. Por el domo del Absorbedor se obtiene gas dulce como producto y por el fondo una solución de DEA / MDEA rica (amina con gas ácido). En los tres primeros platos de la parte superior se recircula agua a contracorriente con los gases ácidos, con el fin de llevar a cabo el lavado de éstos y evitar pérdidas de DEA / MDEA por arrastre.

La solución de DEA / MDEA rica proveniente del Absorbedor se envía al Acumulador de DEA / MDEA rica, donde por reducción de la presión, se separan aquellos hidrocarburos que se habían solubilizado. La solución se alimenta a un Regenerador de Amina previo calentamiento con solución de DEA / MDEA pobre (producto de fondos del mismo regenerador).

El gas ácido obtenido por el domo del Regenerador se separa del agua mediante la condensación de ésta y se envía a recuperación a una planta de azufre.

La solución de DEA / MDEA regenerada después de intercambiar calor con la solución de DEA / MDEA rica se enfría, se filtra en una serie de filtros tanto de carbón activado como de cartuchos, con el fin de eliminar hidrocarburos condensados, partículas de sulfuro de fierro y óxido de fierro, productos de la degradación de la amina y contaminantes que son causa de corrosión y formación

de espuma, para luego alimentarse al Absorbedor, cerrándose de esta manera el ciclo.

El medio de calentamiento para proporcionar el calor necesario para la desorción de los gases ácidos puede ser vapor saturado de baja presión.

La preparación de la solución de DEA / MDEA, se realiza en un tanque acumulador amina dentro de una Fosa y de allí se bombea para reponer las pérdidas por arrastre o evaporación.

Complementariamente a los resultados del estudio en el simulador de procesos, en el Capítulo 2 se plantea un panorama general de los procesos de endulzamiento de gas, comenzando por una clasificación de las tecnologías existentes a escala industrial de acuerdo al principio con el que operan, ya sea químico, físico o una combinación de ambos, para posteriormente explicar con mayor detalle los procesos de endulzamiento de gas que operan usando aminas, además de que se presenta una nueva tecnología de separación por membranas que potencialmente puede ser de gran utilidad como proceso complementario en alguna planta endulzadora con aminas.

En el Tercer capítulo se presentan de manera detallada las bases en las cuales se sustentara el diseño de la planta, tanto en su etapa básica, como también algunos detalles que se deben tomar en cuenta para un diseño que implique la implementación de ingeniería de detalle. Es importante mencionar que el presente estudio solo se limita a la evaluación y análisis de resultados producto de un cálculo y diseño general de equipo, en etapa de Ingeniería Básica.

En el cuarto capítulo se presenta más a detalle, mediante Diagramas de Flujo de Proceso, Cuadros de Balances de Materiales y Energía, y Listas de Equipo, los resultados obtenidos producto de la simulación en computadora, tanto del caso base en el que se analiza el desempeño de una solución acuosa de DEA al 20% en peso como solvente, en el caso adicional en el que se usa una solución acuosa de MDEA al 50 % como solvente selectivo.



En el quinto capítulo se presenta un estimado de inversión en donde se presentan resultados de índole económica como son el cálculo del costo del equipo y algunos cálculos relacionados con la inversión fija, con lo cual nos permitirá hacer algunos comentarios y conclusiones finales en el capítulo sexto, respecto al estudio realizado en el presente trabajo.

---

---

# ***Capítulo 2***

## ***Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas.***

---

---

## **2.0 ASPECTOS GENERALES**

Son muchos y muy numerosos los procesos existentes que son utilizados para eliminar gases ácidos contenidos en una corriente de gas amargo, pero casi todos operan con el mismo principio: Mediante una absorción física y/o química de los mencionados gases por medio de productos químicos líquidos. Los restantes procesos basan su operación en la adsorción física de los gases ácidos en sólidos. Así los podemos clasificar, tanto por la forma en que efectúan la eliminación, como por el medio utilizado como absorbente o adsorbente.

## **2.1 CLASIFICACION DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS.**

Debido a la existencia de tantos procesos se deben considerar ciertos factores que permitan una adecuada evaluación y selección de un proceso de endulzamiento de gas, dentro de los cuales se encuentran los siguientes:

- A) El tipo de impurezas contenidas en la corriente de gas y líquido.
- B) Concentración de las impurezas y el nivel al cual deben removerse.
- C) La selectividad requerida de gas ácido.
- D) El volumen del gas o líquido que va a ser procesado y las condiciones de temperatura y presión a las que se encuentra la corriente de gas o líquido.
- E) La posibilidad de recuperar azufre.

Los gases de refinería además de  $H_2S$  y del  $CO_2$ , pueden contener mercaptanos, bisulfuro de carbono ( $CS_2$ ) o sulfuro de carbonilo. Si alguno de estos contaminantes está presente, la efectividad del agente de endulzamiento disminuye significativamente.

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

Algunos procesos eliminan los compuestos ácidos hasta un rango de concentración entre 100 y 4 ppm, pero no son económicamente rentables cuando la concentración del gas ácido es muy alta.

La selectividad de un agente de endulzamiento es una medida del grado en la que un contaminante se elimina con relación a otro. Cuando se considera que haya recuperación de azufre, la selectividad hacia el  $H_2S$  es muy importante.

Dentro de los procesos de endulzamiento de gas existentes, se puede hacer una clasificación general, en la cual existen 2 clases de procesos dependiendo del tipo de agente que se emplee para endulzar el gas amargo:

A) Procesos con agentes líquidos.

B) Procesos con agentes sólidos.

Los procesos 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 la presión.

Los procesos con agentes de endulzamiento sólidos, 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.

Los procesos de absorción líquida son los más empleados a escala industrial en el endulzamiento de gas amargo.

Existe otra clasificación para los procesos de endulzamiento de gas, en la cual tenemos el primer gran grupo, que emplea como absorbente un solvente orgánico; dentro de este grupo merecen especial atención, y forman en sí un grupo aparte

debido a su importancia, los de alcanolaminas (MEA, DEA, TEA, MDEA y DGA). Otro grupo también importante lo integran los procesos que operan con carbonatos de sodio y potasio calientes o sales inorgánicas.

El último grupo de procesos lo forman aquellos que eliminan los gases mediante una adsorción física.

## **2.2 BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS EXISTENTES PARA ENDULZAMIENTO DE GAS.**

A continuación se presenta una breve descripción de los procesos para endulzamiento de gas natural, clasificándolos de acuerdo al medio de separación usado, la mayoría de ellos tienen aplicación comercial.

### **2.2.1 Absorción Química con Líquidos.**

#### **(Figura 1)**

El proceso se basa en la absorción regenerativa de solventes orgánicos en reacción de equilibrio con gases ácidos. El gas amargo alimentado se pone en contacto a contracorriente con el solvente regenerado en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto del domo de la misma. El solvente regenerado se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente más alta que la de entrada de gas 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 pudiera 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 mezcla se pasa por un condensador en donde

## Capítulo II. Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas

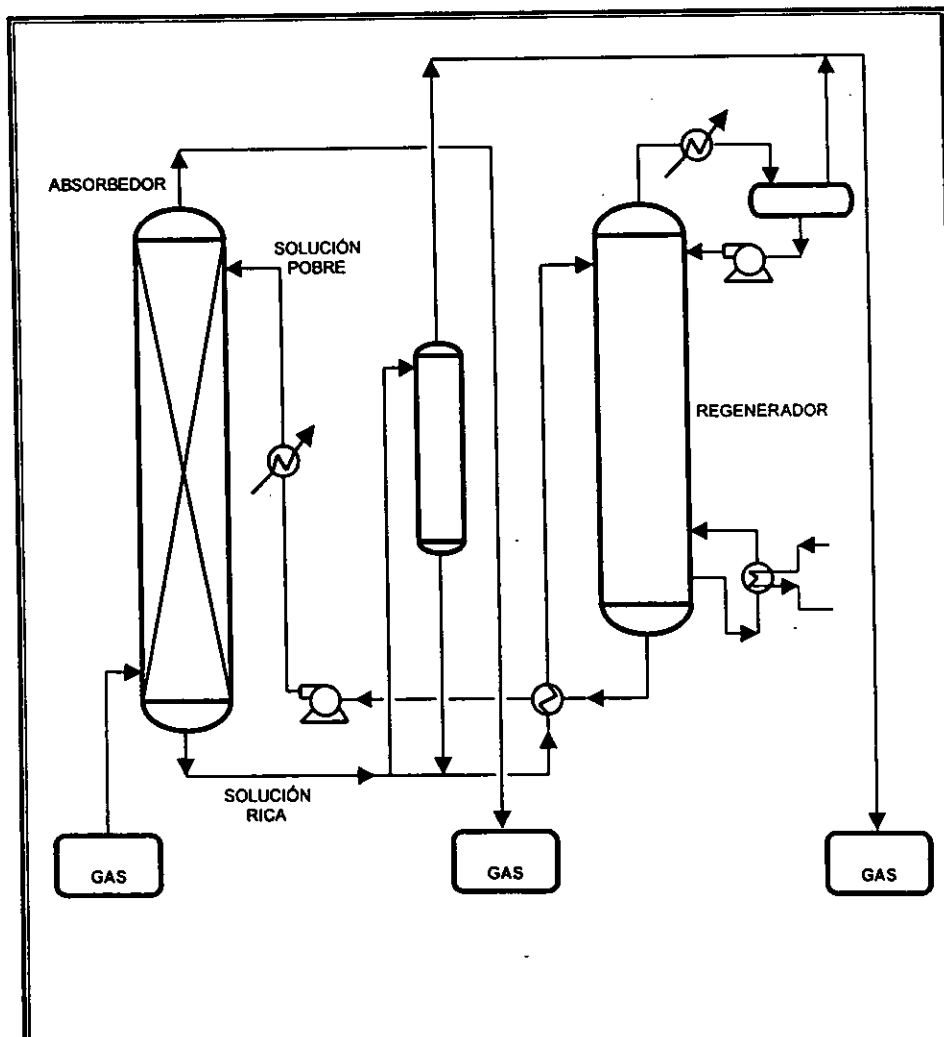
el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora, mientras que el gas ácido producto queda disponible para procesamiento posterior. El solvente regenerado, esencialmente libre de gases ácidos, pasa al fondo del regenerador a través del intercambiador de calor, una bomba de recirculación 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 otro material especial, razón por lo cual el costo del equipo en algunas ocasiones es un tanto alto.

A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas natural por medio de absorción química:

PROCESO	ELIMINA	MEDIO DE SEPARACION
Girbotol MEA	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Monoetanolamina
Girbotol DEA	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Dietanolamina
Girbotol TEA	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Trietanolamina
MDEA	H <sub>2</sub> S	Metildietanolamina
Econamina	H <sub>2</sub> S	Diglicolamina
Glicol-amina	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	MDEA y Trietilenglicol
SNPA-DEA	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Dietanolamina
Adip	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Diisopropanolamina
Scot	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Diisopropanolamina
U-Carsol ( <i>Union Carbide</i> )	H <sub>2</sub> S	Monoetanolamina y activador

Tabla 1. Procesos de endulzamiento de gas por medio de absorción química



ESQUEMA DE PROCESO DE ABSORCIÓN QUÍMICA CON LÍQUIDOS.

TESIS:  
"ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA  
DETERMINAR EL TIPO DE AMINA MÁS RENTABLE  
EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS"

FIGURA 1.

FACULTAD DE QUÍMICA  
UNAM

### **2.2.2 Absorción Física.**

#### **(Figura 2)**

Este tipo de procesos 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 selección 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 pueden usarse una combinación de ambos sistemas de regeneración alimentando parte del solvente semipobre, producto de la selección de regeneración por reducción a presión, a un punto intermedio del absorbedor, y el resto enviarse al domo desorbedor, en donde el solvente se regenera mediante desorción física mejor que por descomposición química.

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 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 gases separadas por reducción de presión, son aparatos comunes en éste tipo de proceso para máxima recuperación de energía y efecto de enfriamiento.



## **Capítulo II. Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas**

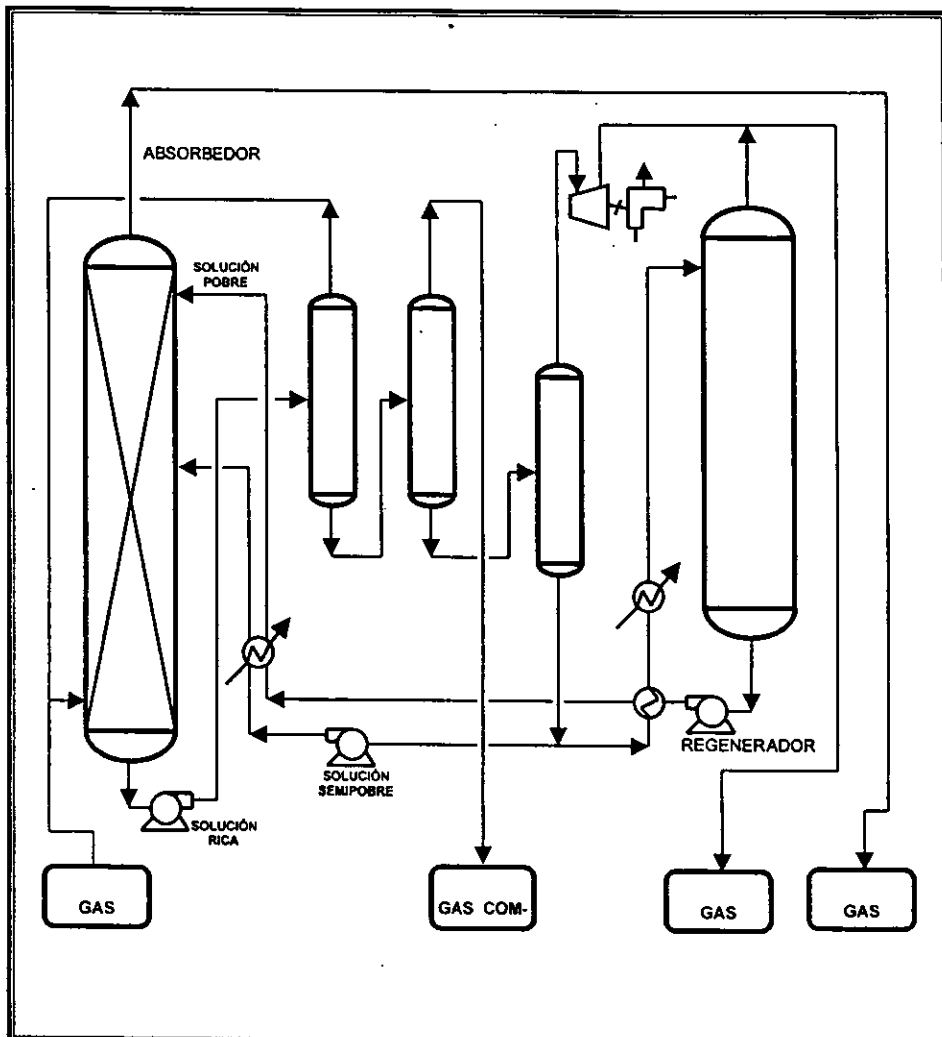
---

La recirculación del solvente regenerado se efectúa mediante bombas que pueden ser accionadas por las turbinas existentes en el proceso.

A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas, por medio de absorción física.

<b>PROCESO</b>	<b>ELIMINA</b>	<b>MEDIO DE SEPARACION</b>
Acetona	CO <sub>2</sub>	El mismo
Estasolvan	H <sub>2</sub> S	Fosfato de tri n-butilo
Purisol	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	N-metil-2- pirrolizona
Rectisol	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Metanol frío
Selexol	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Dimetil éter de polietilenglicol
Solvente Fluor	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Carbonato de propileno
Sulfinol	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Sulfoleno y Diisopropanolamina

*Tabla 2. Procesos de endulzamiento de gas por medio de absorción física*



ESQUEMA DE PROCESO DE ABSORCIÓN FÍSICA.

TESIS:  
"ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA  
DETERMINAR EL TIPO DE AMINA MÁS RENTABLE  
EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS"

**FIGURA 2.**

FACULTAD DE QUÍMICA  
UNAM

### **2.2.3 Soluciones de sales alcalinas.**

**(figura 3)**

El proceso se basa en una absorción química regenerativa de sales orgánicas alcalinas 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 la de entrada de gas, aproximadamente 110°C y sale por el fondo 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 está equipada con un rehervidor de vapor, y salen de la misma como gas saturado y 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).

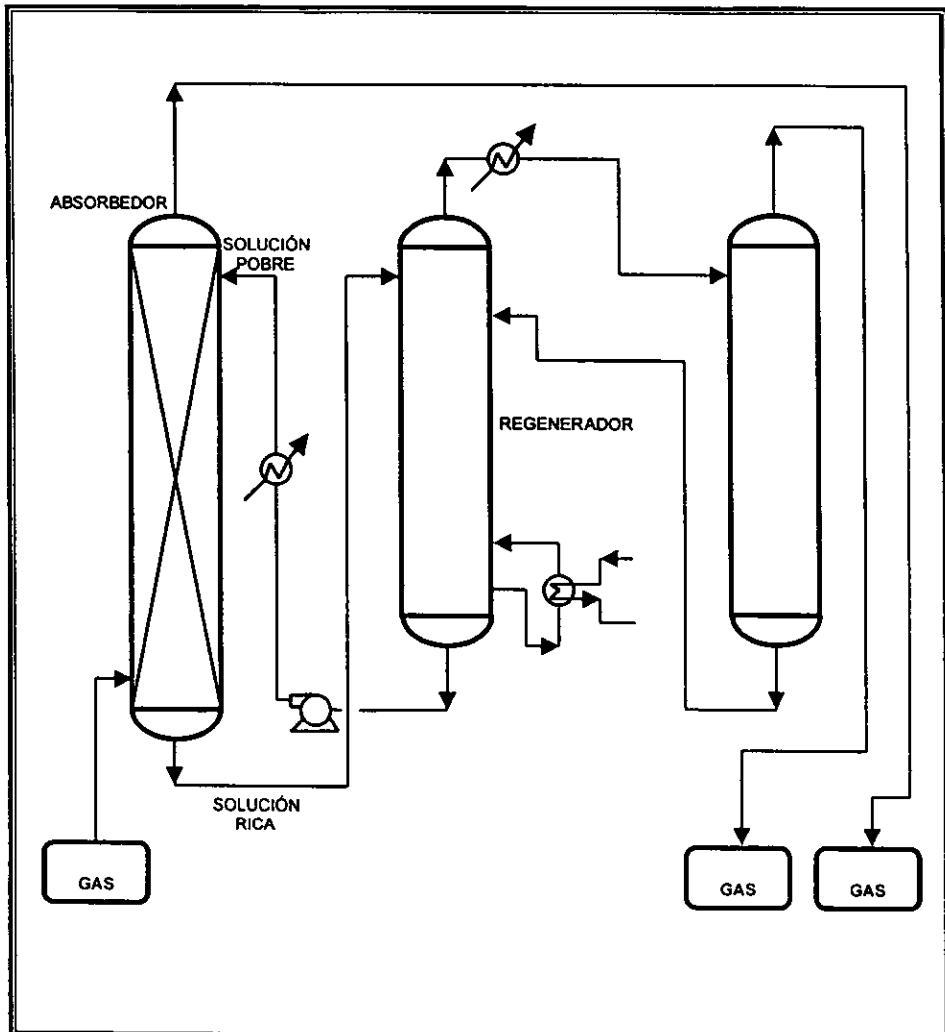
La solución regenerada esencialmente libre de gases ácidos, se envía mediante una bomba de recirculación, al enfriador de solvente pobre (equipo opcional que depende de la temperatura de alimentación del gas amargo), de donde finalmente pasa a la columna de absorción.

En este proceso 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.

A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas que operan mediante soluciones de sales alcalinas:

PROCESO	ELIMINA	MEDIO DE SEPARACIÓN
Alkazid	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Sales potásicas de aminoácidos
Amoniaco cáustico	CO <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub> y NaOH
Carbonato caliente	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Benfield	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> y aditivos
Carsol ( <i>carbochimique</i> )	CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> y activador
Catacarb	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> y catalizador
Giammarco Vetrocoke	CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> y As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Hipure	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ( <i>Benfield modificado</i> )
Carbonato al vacío	H <sub>2</sub> S	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Fosfato de potasio ( <i>Shell</i> )	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	K <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>

*Tabla 3. Procesos de endulzamiento de gas por medio de soluciones de sales alcalinas*



ESQUEMA DE PROCESO CON SOLUCIONES DE SALES ALCALINAS.

TESIS:  
"ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA  
DETERMINAR EL TIPO DE AMINA MÁS RENTABLE  
EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS"

FIGURA 3.

FACULTAD DE QUÍMICA  
UNAM

### **2.2.4 Absorción-Oxidación con Líquidos.**

**(Figura 4)**

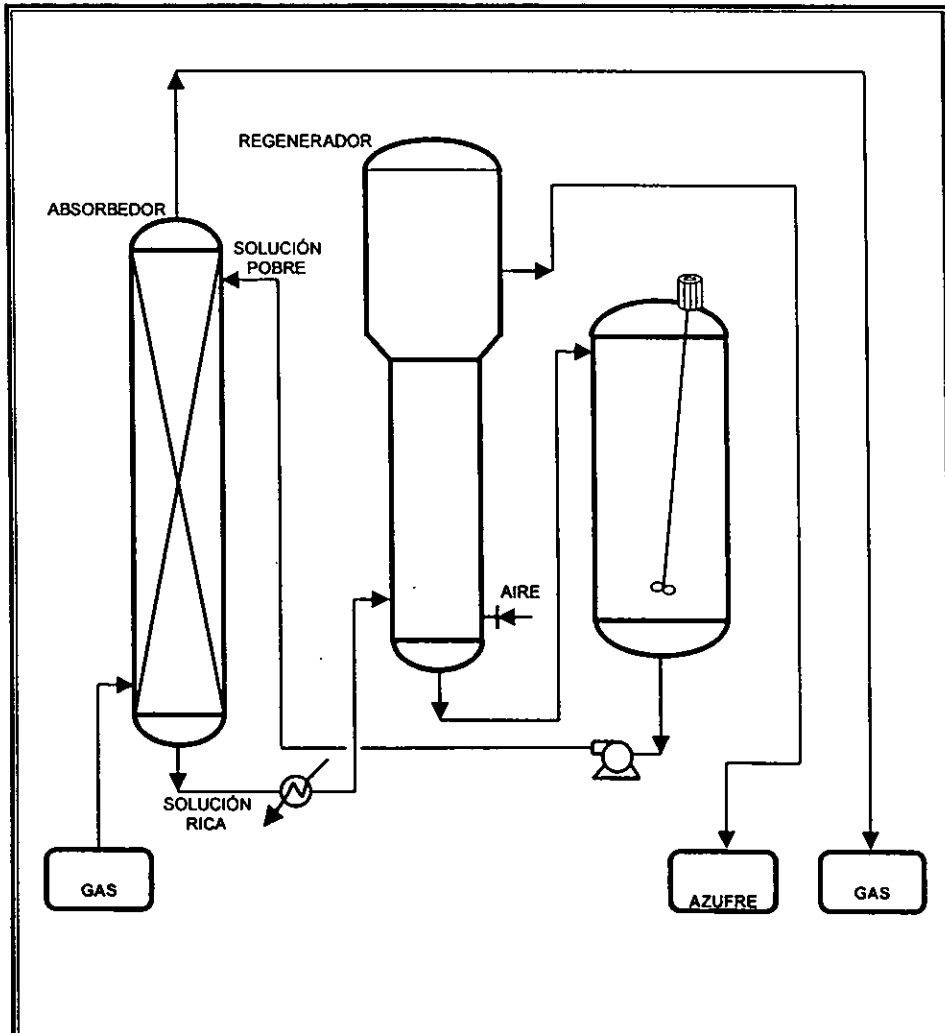
Este tipo de proceso se basa en la absorción química regenerativa de  $H_2S$  mediante una solución de sales inorgánicas o una mezcla de éstas con un solvente orgánico. El gas amargo alimentado se pone en contacto, a contracorriente, con una solución pobre o regenerada en una columna de absorción, y 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.

Esta oxidación se lleva a cabo en un oxidador abierto a la atmósfera 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 mezclado con el fin de homogeneizar la solución pobre que se envía mediante una bomba de recirculación, al domo del absorbedor final.

A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas, por medio de absorción-oxidación.

<b>PROCESO</b>	<b>ELIMINA</b>	<b>MEDIO DE SEPARACION</b>
Ferrox	$H_2S$	$Na_2CO_3$ y óxido de hierro
Giammarco Betrocake	$H_2S$	$Na_2AsO_3$ y $Na_3AsO_4$
Perox	$H_2S$	Nitroquinona
Sulfox	$H_2S$	Fenolato de sodio
Takanix	$H_2S$	$Na_2CO_3$ y naftoquinona
Taylox	$H_2S$	Solución de Tioarsenato de sodio

*Tabla 4. Procesos de endulzamiento de gas por medio de absorción-oxidación con líquidos.*



ESQUEMA DE PROCESO DE ABSORCIÓN-OXIDACIÓN CON LÍQUIDOS.

TESIS:  
"ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA  
DETERMINAR EL TIPO DE AMINA MÁS RENTABLE  
EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS"

FIGURA 4.

FACULTAD DE QUÍMICA  
UNAM

### **2.2.5 Absorción-conversión directa.**

En este tipo de procesos se realiza una reacción química entre el  $\text{SO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , 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  $\text{H}_2\text{S}$  en la alimentación muy pequeño.

A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas, por medio de absorción-conversión directa.

<b>PROCESO</b>	<b>ELIMINA</b>	<b>MEDIO DE SEPARACIÓN</b>
Freport	$\text{H}_2\text{S}$	Azufre fundido y $\text{SO}_2$
Lacy Keller	$\text{H}_2\text{S}$	No revelado
Sulfonyl	$\text{H}_2\text{S}$	Sulfolano y catalizador
Townsend	$\text{H}_2\text{S}$	Trietilenglicol

*Tabla 5. Procesos de endulzamiento de gas por medio de absorción-conversión directa*

### **2.2.6 Lechos sólidos.**

En este tipo de procesos los gases ácidos son adsorbidos 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 permitidos en la alimentación son de rangos variados, pero relativamente pequeños y el producto que se obtiene normalmente se obtiene dentro de los parámetros especificados. A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas, a través de lechos sólidos.



PROCESO	ELIMINA	MEDIO DE SEPARACIÓN
Carbón activado	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	El mismo
Maines	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Zeolitas sintéticas
Mallas moleculares	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Aluminosilicatos metálicos
Oxido de Hierro	H <sub>2</sub> S	El mismo
Oxido de Zinc	H <sub>2</sub> S	El mismo
Sílica gel	H <sub>2</sub> S	El mismo

*Tabla 6. Procesos de endulzamiento de gas por medio de lechos sólidos.*

### **2.2.7 Otros.**

Estos procesos presentan características que los excluyen de los demás grupos, pero a su vez no son necesariamente afines entre sí, por lo cual se les da una clasificación por separado, no teniendo más que una relativa importancia.

El proceso Amisol es una tecnología recientemente desarrollada que combina las características de solvente físico y químico, no teniendo definición hacia unas u otras; ha sido utilizado para purificación de gas de síntesis, en corrientes gaseosas dentro de la producción de metanol y amoníaco.

El proceso de destilación es un método comúnmente usado en laboratorio, el cual es requerido para tratar corrientes muy específicas (sobre todo en concentraciones y cantidades de gas muy pequeñas), y por su alto costo no tiene aceptación comercial en la actualidad.

Los procesos Merox y Perco tienen aplicación directa al endulzamiento de gasolina natural, pero en el tratamiento de corrientes de gas natural el fin es casi exclusivamente la eliminación de mercaptanos, cuando éstos son los únicos componentes ácidos; transformándolos en disulfuros insolubles y su composición en el gas a tratar prácticamente no tiene límite, resultando un producto con un contenido máximo de 2 ppm.

En seguida se presenta la tabla en la que se listan los procesos anteriormente mencionados

PROCESO	ELIMINA	MEDIO DE SEPARACIÓN
Amisol	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	Etanol, DEA (o MEA) y aditivo
Destilación	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub>	El mismo
Mercox	H <sub>2</sub> S	Medio alcalino con catalizador metálico del grupo del hierro
Perco	H <sub>2</sub> S	Cloruro cúprico impregnado con tierra de Fullers.,

*Tabla 7. Procesos de endulzamiento de gas por medios diversos.*

### 2.2.8 No Regenerativos

Los procesos no regenerativos no son aplicables en la eliminación de grandes cantidades de compuestos ácidos, pero encuentran uso en la separación de cantidades residuales de H<sub>2</sub>S remanentes después de la eliminación por otros métodos; estos procesos permiten la reducción en concentraciones de H<sub>2</sub>S a niveles definitivamente inaccesibles por los sistemas regenerativos, pero sus características elevan mucho el costo de procesamiento.

A continuación se presenta una tabla en la que se listan los procesos de endulzamiento de gas, a través de medios no regenerativos.

PROCESO	ELIMINA	MEDIO DE SEPARACIÓN
Lodo cáustico	H <sub>2</sub> S	Ca(OH) <sub>2</sub> en suspensión
Sosa cáustica	H <sub>2</sub> S	NaOH en solución
Permanganato	H <sub>2</sub> S	KmnO <sub>4</sub> en solución
Buffer de Mn y Zn	H <sub>2</sub> S	Solución "amortiguada" de dicromato de sodio y sulfato de zinc

*Tabla 8. Procesos de endulzamiento de gas por medios no regenerativos*

De todos los procesos mencionados anteriormente, los que utilizan alcanolaminas, han sido los más empleados para el endulzamiento de corrientes de gases amargos, debido a su reactividad y disponibilidad a un bajo costo.

### **2.3 PROCESOS CON AMINAS.**

La absorción con soluciones acuosas de alcanolaminas es la tecnología comercial más utilizada para la eliminación de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> de corrientes gaseosas que lo contengan.

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 otras 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 tabla 9, en la cual se muestra la estructura molecular para los cuatro grupos de alcanolaminas utilizados en la eliminación de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>; generalmente la clasificación de estas etanolaminas se hace basándose en el número de hidrógenos sustituidos en el grupo amino, por lo que estas pueden ser primarias, secundarias, terciarias o las catalogadas como estéricamente limitadas. La función del grupo amino es proveer 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 comportamiento (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 de la alcanolamina.

AMINAS PRIMARIAS	
MEA	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \diagdown \\ \text{N} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\ \diagup \\ \text{H} \end{array}$
DGA	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \diagdown \\ \text{N} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{O} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\ \diagup \\ \text{H} \end{array}$
AMINAS SECUNDARIAS	
DEA	$\begin{array}{c} \text{OH} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{N} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\   \\ \text{H} \end{array}$
DIPA	$\begin{array}{c} \text{OH} - \text{CH} - \text{CH}_2 - \text{N} - \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{OH} \\   \qquad \qquad   \qquad \qquad   \\ \text{CH}_3 \qquad \qquad \text{H} \qquad \qquad \text{CH}_3 \end{array}$
AMINAS TERCIARIAS	
TEA	$\begin{array}{c} \text{OH} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{N} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\ \qquad \qquad \qquad \diagdown \\ \qquad \qquad \qquad \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{OH} \end{array}$
AMINAS ESTÉRICAMENTE LIMITADAS	
MDEA	$\begin{array}{c} \text{OH} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{N} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\   \\ \text{CH}_3 \end{array}$
AMP	$\begin{array}{c} \text{H} \\ \diagdown \\ \text{N} - \text{C} - \text{CH}_2 - \text{OH} \\ \diagup \\ \text{H} \\   \\ \text{CH}_3 \end{array}$

Tabla 9. Estructura molecular de las alcanolaminas más utilizadas en el endulzamiento de gases.

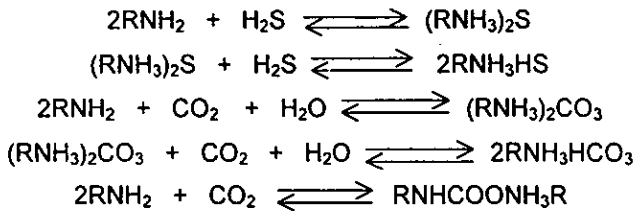
Los procesos de amina se aplican cuando las presiones parciales del gas ácido van de la atmosférica a 84.4 Kg/cm<sup>2</sup> man. y/o se desean concentraciones pequeñas de gas ácido en el gas dulce (300 ppm de CO<sub>2</sub> y 50 ppm H<sub>2</sub>S) también se emplean para el tratamiento de líquidos amargos.

## Capítulo II. Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas

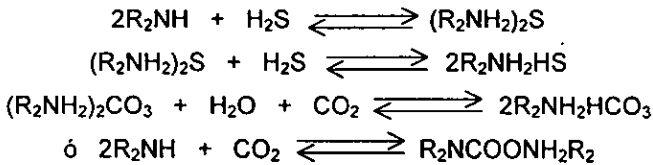
---

El principio de los procesos de amina se basa en una reacción reversible de una base débil con un ácido débil para formar 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:

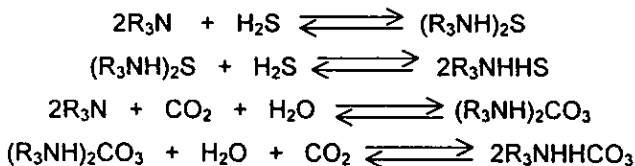
### MONOETANOLAMINA:



### DIETANOLAMINA:



### TRIETANOLAMINA:



Donde: R = C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>OH

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°C a 38°C, los gases ácidos se absorberán para formar las sales de amina. Si a ésta solución se le suministra calor y la temperatura aumenta de 115°C a 121°C, 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 es: para MEA y DEA de 10 a 20% en peso, para DIPA y MDEA de 30 a 50% en peso y para DGA de 50 a 70% en peso (Maddox, 1985).

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 o más. Existen procesos que presenta 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 MDEA, en plantas de tratamiento de gases contaminados con H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> puede presentar las siguientes ventajas.

- 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 circulación de la alcanolamina, mayor el tamaño de equipo, mayores los costos de capital, de operación y de mantenimiento. El uso de una alcanolamina selectiva permite absorber preferencialmente 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 CO<sub>2</sub> se deja pasar junto con la corriente principal,

lo cual trae como consecuencia un menor volumen de CO<sub>2</sub> 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 absorbidos y del calor de reacción del H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> 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.

### 2.3.1 Propiedades de las amina.

A continuación se presenta una tabla resumiendo las principales propiedades y características de las diferentes aminas:

	MEA	DEA	TEA	MDEA
<i>Apariencia</i>	Líquido coloreado de olor amoniacal Higroscópico.	Líquido coileado viscoso.	Líquido viscoso de color amarillo pálido	Líquido claro
<i>Peso Molecular</i>	61.08	105.14	149.19	119.16
<i>P. Ebullición</i>	170°C	269°C con descomposición	360°C	240°C
<i>P. Fusión</i>	10.5°C	28°C	21.2°C	
<i>Flash Point</i>	93.3°C	152°C	179°C	127°C
<i>Densidad g/cm<sup>3</sup></i>	1.018 @ 20/4	1.0919 @ 30/20	1.1258 @ 20/20	1.043
<i>Pres. de Vapor mmHg</i>	6 @ 60°C	5 @ 138°C	10 @ 205°C	0.01 @ 20°C
<i>Peligro:</i>	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 <sub>x</sub>	Desconocido, datos no suficientes y sin experiencias registradas
<i>Peligro de Fuego:</i>	Al exponer al calor o flama	Al exponer al calor o flama	Al exponer al calor o flama	Al exponer al calor o flama
<i>Combatir fuego con:</i>	Espuma de alcohol y prod. químicos	Espuma de alcohol, agua y CO <sub>2</sub>	Espuma de alcohol o CO <sub>2</sub>	Espuma de alcohol o CO <sub>2</sub>
<i>Reacciona con</i>	Ácido acético, Ácido acrílico, HCl, HF, HNO <sub>3</sub> y H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos

Tabla 10. Propiedades físicas y químicas de las aminas



### **2.3.2 Monoetanolamina (MEA).**

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, facilidad para recuperarse de soluciones contaminadas, mayor capacidad de absorción de gases ácidos por unidad de peso o de volumen, 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 carbono 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 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.

Aunque el proceso con MEA se considera no selectivo y la velocidad de absorción del  $\text{CO}_2$  en MEA es menor que la del  $\text{H}_2\text{S}$ , el  $\text{CO}_2$  se absorberá casi totalmente cuando la remoción del  $\text{H}_2\text{S}$  se lleva a cabo.

El proceso de MEA fácilmente reduce el  $\text{H}_2\text{S}$  a menos de 0.006 ppm y si se desea, puede reducirse a menos de 0.001 ppm.

El proceso con MEA se aplica en forma más general para el endulzamiento del gas natural de manantial.

### **2.3.3 Dietanolamina (DEA).**

El proceso de DEA se aplica comúnmente en el endulzamiento de gas de refinería y líquidos amargos. Estas corrientes contienen además de  $H_2S$  y  $CO_2$ , 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.

El proceso de DEA no es selectivo y remueve tanto el  $H_2S$  como el  $CO_2$ . Para el tratamiento de gas natural y operando a presiones arriba de  $15.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ . Se obtiene un gas dulce con 4 ppm de  $H_2S$ . A continuación se da una breve descripción del proceso y de la función de los distintos equipos involucrados, dividiéndose en tres etapas o secciones:

#### **SECCIÓN DE ABSORCIÓN.**

##### *a) Absorbedor (gas-líquido).*

Para llevar a cabo la absorción del gas ácido en la solución de DEA se puede utilizar tanto una torre de platos como una de empaque; por lo general para el contacto entre el gas amargo y la solución de DEA se emplea la torre de platos. Debido a que las predicciones de la eficiencia de platos y de las velocidades de transferencia de masa no son muy exactas y basándose en los resultados de plantas que están en operación, se recomienda utilizar 23 platos de tipo válvulas, de los cuales los primeros tres (platos superiores) funcionan como platos de lavado de gas dulce al recircularse por ellos agua. Los platos restantes proporcionan la superficie necesaria de contacto para obtener el gas dulce dentro

de las especificaciones, siempre y cuando la solución de DEA se haya regenerado adecuadamente y que el contenido de gas ácido en la solución de DEA rica no sea excesivo.

La alimentación de la corriente de gas amargo se lleva a cabo en el plato No. 4.

Cuando la torre sea de empaque se recomienda una altura de 40 ft. para la columna empacada dividida en secciones mediante platos redistribuidores.

Para evitar el arrastre de solución DEA por la corriente de gas dulce se coloca una malla de acero inoxidable en la parte superior de la torre.

Se dispone entre los platos 3 y 4 de una tina, para extraer el agua de lavado que se recircula continuamente al plato No. 1.

*b) Contactor de Hidrocarburos.*

Para efectuar la absorción del gas ácido de una corriente de hidrocarburos líquidos en una solución de DEA se emplea una columna de empaque de 35 ft, dividida en secciones por medio de colectores redistribuidores cuya finalidad es la de evitar acanalamientos. Alimentando las corrientes líquidas por medio de "distribuidores de líquido" existe un mayor aprovechamiento de la superficie de contacto entre los líquidos. Estos distribuidores se colocan en la primera y en la última cama.

En la parte superior de la columna de empaque se dispone de un plato de retención para evitar que el empaque sea arrastrado por la corriente ascendente y en la inferior de un soporte de empaque. Para evitar que partículas de empaque deteriorado pasen al resto del sistema y ocasionen problemas se coloca un rompedor de remolinos con malla a la solución de DEA rica. Se recomienda que la máxima carga permitida para el diseño del contactor sea de 840 gal/h ft<sup>2</sup> de sección transversal.

*c) Acumulador de Hidrocarburos Dulces.*

La finalidad de este recipiente consiste en separar solución de DEA que pudiera haber sido arrasada por los hidrocarburos líquidos dulces y así poderlos enviar sin contaminación a límites de batería al mismo tiempo que se recupera la solución de DEA. Para cumplir con este propósito, el tanque cuenta con una pierna de separación de diámetro mínimo y longitud estándar, 3 ft.

*d) Acumulador de DEA Rica.*

La finalidad de este recipiente consiste en eliminar de la solución de DEA los hidrocarburos (particularmente butanos y más pesados) de una corriente de gas amargo saturado que pudieran haber condensado y ser absorbidos en la solución de DEA al estar en contacto con el Absorbedor. Se recomienda que este tanque se instale entre el Absorbedor y el intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre. Las limitaciones en la presión de operación de este tanque están fijadas por la operación en el Intercambiador DEA Rica/DEA Pobre. Para evitar un desprendimiento excesivo de gases ácidos en el intercambiador, éste debe operar en un rango de 100 a 200 psia. Esto significa que el recipiente deberá tener una presión ligeramente superior a la del intercambiador con la finalidad de que la solución pueda fluir del tanque al intercambiador.

Para separar los hidrocarburos de la solución de DEA se emplea una mampara vertical.

*e) Filtro de DEA Rica.*

Para eliminar sólidos y partículas de sulfuro de hierro de la solución de DEA se emplea un filtro tipo cartuchos. Debido a que es un filtro pequeño, no es adecuado diseñarlo ya que existen estándares de estos filtros en los catálogos proporcionados por los fabricantes.

Se especifica la capacidad, caída de presión y el tamaño de la partícula a remover.

La capacidad está en función del proceso mismo. La caída de presión generalmente entre 15 y 20 psi y el tamaño de partícula a eliminar es de 10 micrones y mayores.

Se contará con una unidad de relevo, para que en el caso de que a uno se le tenga que dar mantenimiento, el otro entre en operación y la solución no deje de filtrarse.

El filtro será total, es decir, que por él se hará pasar el 100% de la solución de DEA y se colocará en la solución de DEA Rica entre el tanque de desorción de gases (Acumulador de DEA rica) y la válvula de control de nivel de este tanque. Sólo en el caso de que se tengan presiones de operación muy bajas del orden de 50 psig en el absorbedor, el filtro de cartuchos se instalará después del Enfriador de DEA Pobre y antes del filtro de carbón activado.

El material del cascarón del filtro será de acero al carbón.

*f) Filtro de DEA Pobre.*

Con la finalidad de eliminar hidrocarburos condensados, partículas de sulfuro de hierro y óxido de hierro, productos de degradación de DEA y contaminantes que son causa de corrosión y formación de espuma se pasa a través de un filtro de carbón activado del 10% al 20% del flujo total de la solución de DEA.

Se tendrán dos unidades a la salida del Enfriador de DEA Pobre operando en paralelo y desfasadas, de tal manera que puedan pararse independientemente.

Cada unidad filtrará normalmente 10% de la solución de DEA Pobre pero se diseñarán para el 20% de la solución de manera que cuando se necesite dar mantenimiento a alguno de ellos pueda filtrarse en una unidad el 20%.

## ***Capítulo II. Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas***

---

- Filtro tipo Peco Series 10: Este tipo de filtro contiene el carbón activado dentro de elementos desechables o no desechables. Aunque tiene la ventaja de un mantenimiento sencillo presenta el inconveniente económico cuando los elementos tienen que intercambiarse frecuentemente.
- Filtro tipo Recipiente con Empaque de Carbón Activado: En este tipo de filtro se tiene la ventaja de poder regenerar el carbón mediante vapor sobrecalentado a 500°F. La regeneración se lleva a cabo cada 2 días durante 3 horas.

### *g) Enfriador de DEA Pobre.*

Este equipo tiene por objetivo enfriar la solución de DEA que se alimenta al Absorbedor hasta una temperatura conveniente (100-130°F) para la absorción del gas ácido en la solución. Se recomienda que el medio de enfriamiento sea agua y que fluya por el lado de los tubos.

### *h) Intercambiador DEA Rica/DEA Pobre.*

Cuando no se emplea un separador flash entre el absorbedor y este intercambiador, la presión del absorbedor debe mantenerse para evitar desprendimiento de gas ácido de la solución de DEA Rica, con esto se minimiza la corrosión en las válvulas de control, intercambiador y tubería. La solución de DEA Rica debe ir por el lado de los tubos para minimizar también los problemas de corrosión.

## SECCIÓN DE REGENERACIÓN.

### *a) Regenerador de DEA.*

En este equipo se lleva a cabo la regeneración de la solución de DEA al separar de ella los gases ácidos mediante el calor que se desprende de la condensación de los vapores producidos en el rehervidor, al subir la temperatura de la amina.

Esta torre puede ser empacada o de platos. La altura que se recomienda para el lecho empacado es de 32 ft.

Para el caso en el que se emplee una torre con platos, el número de unidades de transferencia será de 23 del tipo válvulas. Los primeros tres platos se utilizan para lavar el gas ácido que irá a una planta de azufre, al mismo tiempo que se evitan pérdidas de DEA.

La alimentación de la solución de DEA Rica se realiza en el plato No. 4. La extracción de solución hacia el rehervidor se lleva a cabo del último plato.

La máxima temperatura de operación en el fondo de la torre es de 260°F (21 psig) para evitar problemas de corrosión debidos a la degradación de la amina.

### *b) Condensador del Regenerador.*

Este equipo proporciona el reflujo necesario para efectuar la regeneración de la solución de DEA. Se recomienda una relación de reflujo en el rango de 2 a 3. La temperatura de condensación normalmente es de 100°F a 120°F dependiendo de las condiciones que se requieran en límites de batería para la entrega del gas ácido.

### *c) Acumulador de Reflujo del Regenerador.*

La función de este equipo es la de separar agua del gas ácido que sale como producto a una planta de azufre o que se envía a quemadores. Cuando el destino del gas ácido es a una planta de azufre se aconseja instalar en el recipiente una malla para evitar corrosión en la tubería, lo que ocasionaría fallas en la misma y probablemente algún accidente al personal. También para ayudar a la separación se instalará una mampara de choque en la entrada de la alimentación.

*d) Rehervidor del Regenerador.*

Este equipo proporciona la carga térmica necesaria para llevar a cabo la regeneración de la amina. Esta carga térmica incluye:

- El valor sensible requerido para elevar la temperatura de la solución de amina que se alimenta al Regenerador hasta aquella de la solución regenerada que sale del rehervidor.
- El calor de reacción requerido para la disolución de los gases ácidos de la amina.
- El calor de vaporización del agua que deja la sección de agotamiento y que se condensa para retomar a la torre como reflujo.

*e) Reclaimer (Redestilador de Amina).*

Aún cuando no se utiliza comúnmente con solución de DEA es conveniente agregar que el Reclaimer es un sistema de destilación tipo batch. Su objetivo es destilar el agua y la amina de impurezas no volátiles y de alto punto de ebullición quedando un lodo que posteriormente se lava con agua. Excepto en casos fuera de lo común, el reclaimer operará con 3% o menos del flujo de circulación de la solución.

El reclaimer requiere de una temperatura de 280°-300°F con objeto de prevenir una degradación de la MEA.



El reclaimer no se emplea ordinariamente en sistemas que usan DEA. La DEA y sus productos de degradación tienden a ebullición a casi la misma temperatura. Por esta razón, hay dificultad para separar en una simple destilación flash a la manera en que la mayoría de los reclaimers operan. Además, el punto de ebullición de la DEA es más alto que la temperatura del vapor normalmente disponible.

#### SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO.

##### *a) Tanque de Almacenamiento de DEA.*

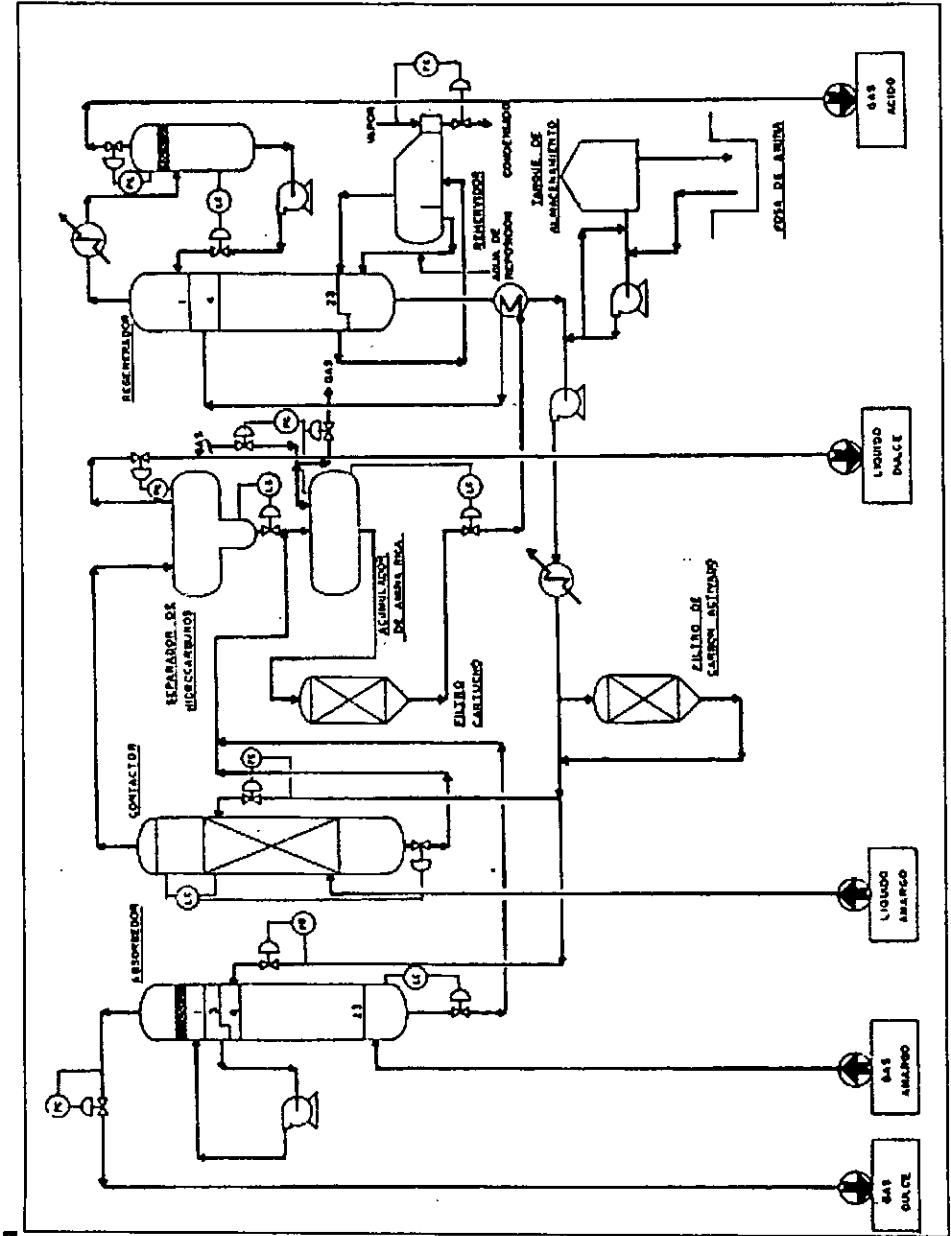
Este equipo es un tanque atmosférico que tiene como función almacenar la solución de DEA que se va a alimentar a la Planta y así mismo la de almacenar la solución de DEA total de la Planta cuando ésta se encuentre en mantenimiento.

##### *b) Fosa de DEA.*

La preparación de la solución de DEA se lleva a cabo en una fosa de 2 m<sup>3</sup>, para luego enviarse al tanque de almacenamiento.

Para disminuir los requerimientos de reposición de solución al sistema, se recupera amina de los drenes que se envía a la fosa. En los sistemas de MEA, la solución de amina se retornará de la fosa al circuito a través del recuperador de amina.

Figura 5. Diagrama de Flujo de Proceso para Tratamiento de Gases e Hidrocarburos amargos con DEA.



### **2.3.4 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 H<sub>2</sub>S a las especificaciones requeridas. Su ventaja principal es el hecho de que es selectiva hacia el H<sub>2</sub>S.

### **2.3.5 Metildietanolamina (MDEA).**

El proceso con MDEA usado para el tratamiento de gas natural, se basa principalmente en la selectividad de esta por el H<sub>2</sub>S en preferencia al CO<sub>2</sub> 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 H<sub>2</sub>S 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 nitrógeno, la reacción de CO<sub>2</sub> puede ocurrir únicamente después de que el CO<sub>2</sub> haya formado bicarbonato con el agua.



la formación del bicarbonato es la reacción que se considera lenta, la cual limita la reacción del CO<sub>2</sub> 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<sub>2</sub> y completar la reacción total:



Para que la reacción entre el CO<sub>2</sub> 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<sub>2</sub>S está limitada a fase gaseosa, mientras que, la reacción con el CO<sub>2</sub> está limitada a una fase líquida. Para utilizar la MDEA efectivamente en un proceso selectivo hacia el H<sub>2</sub>S, es necesario mantener el tiempo de contacto en fase líquida al mínimo, con lo que se logrará una menor absorción de CO<sub>2</sub> por la solución de amina.

La solución de MDEA es selectiva hacia el H<sub>2</sub>S, 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.

### **2.3.6 Diglicolamina.**

La solución de glicolamina, en muchos aspectos, es similar a la monoetilamina, con la excepción de que su baja presión de vapor permite que se emplee en concentraciones altas (40% a 60%) lo que favorece a una menor circulación de la solución y a un consumo menor de vapor comparado con la solución de MEA. Entre sus ventajas están: su alto costo, pérdidas por formación de productos no regenerables debidos a reacciones con COS y CS<sub>2</sub>, mayores en comparación con el uso de MEA y corrosión excesiva en el acero al carbón.

### **2.3.7 SNPA-DEA.**

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

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/cm<sup>2</sup> man.) y con una concentración en gas ácido (H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>) mayores del 10%. La relación H<sub>2</sub>S:CO<sub>2</sub> que se encuentra en las plantas que utilizan este proceso varía desde 34.0 a 0.65. 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. En las plantas con MEA las concentraciones varían entre 15% y 20% en peso, sin embargo en ocasiones llegan a ser tan bajas como al 10% o tan altas como al 30%. Se recomienda que la concentración de la solución de MEA sea al 15% en peso.

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.

## **2.4 DESARROLLO DE NUEVOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO.**

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

A continuación se menciona una alternativas para el tratamiento de gases con altos contenidos de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>.

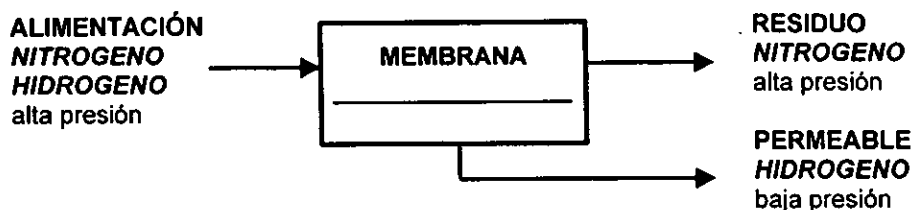
### **2.4.1 Tecnología de membranas.**

La introducción de membranas como medio de separación de gases es aún joven, y su tecnología está 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 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 utilización de bajos volúmenes de gas, buen 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 membrana incluyen derivados de la celulosa, polisulfuros y poliamidas. Las formas de las membranas son como hojas planas o como fibras huecas. Las membranas de hojas planas son típicamente empacadas dentro de carretes para incrementar su eficiencia.

La siguiente figura muestra un ejemplo simple de un proceso por membrana, el cual se usa para separar dos gases, Hidrógeno y Nitrógeno. La separación de gases está manejada por la presión de la alimentación en el proceso.



*Figura 5. Proceso de separación de dos gases a través del uso de una membrana simple*

Teniendo una corriente de alimentación de  $H_2$ ,  $N_2$  a una presión dada, el componente más permeable (en este caso  $H_2$ ) pasará a través de la membrana del lado de baja presión y saldrá como el filtrado o penetrado.

El Nitrógeno remanente del lado de alta presión sale como residuo o impenetrable. El grado de separación está definido por la selectividad de la membrana y por las condiciones de separación (P; T, permeabilidad, etc.).

Hay 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 del 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 en una membrana particular.

La Ley de Fick predice la rapidez de flujo ( $J$ ) mientras que la Ley de Henry gobierna la concentración ( $C$ ) del gas en la membrana.

La permeanza ( $\bar{L}g$ ), permeabilidad ( $Lg$ ), factor de separación ( $\alpha$ ), 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 permeanza esta reportada en unidades de  $\text{cm}^3\text{cm cm}^{-2}\text{seg}^{-1}\text{cm}^{-1}$  de mercurio y la permeabilidad como  $\text{cm}^3\text{cm}^{-2}\text{seg}^{-1}\text{cm}^{-1}$  de mercurio.

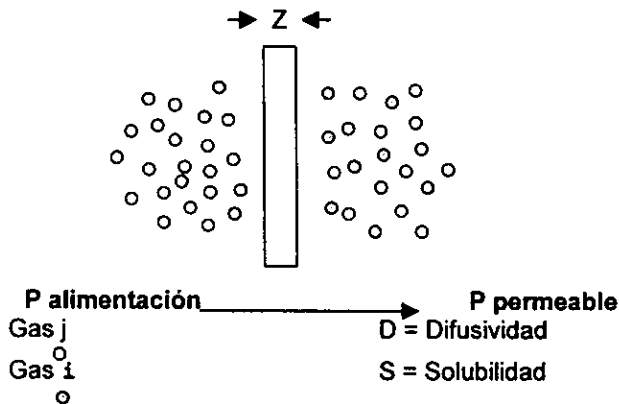


Figura 6. Esquema de solubilidad y difusividad a través de una membrana simple

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

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

Permeanza: 
$$\bar{L}g_i = S_i * D_i$$

Permeabilidad: 
$$Lg_i = \frac{\bar{L}g_i}{Z}$$



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

Flujo:  $j = Lg * Area * (P_f - P_r)$

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

1. La pureza de la corriente 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 sí 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 de la corriente permeable. Altos flujos reducen la pureza del residuo pero incrementan la recuperación.
4. El área de la membrana crece con un residuo puro.

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 completar la recirculación.

## **Capítulo II. Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas**

---

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 50 a 2000 psi, dependiendo de la utilización que se les dé; por ejemplo, para un sistema de separación de gases inertes se requiere de una diferencia de presión de 50 psi, para el tratamiento de una corriente de gas natural es necesaria una diferencia de presión de 200 a 1200 psi.

Las membranas son capaces de endulzar una corriente de gas amargo con un contenido:

<2 % de CO<sub>2</sub>

<4 ppm de H<sub>2</sub>S @ 7 lb/MMSCF (3.2 Kg/30000 m<sup>3</sup>)

Cuando las concentraciones de CO<sub>2</sub> 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 de 350 psig). Un beneficio de los sistemas de membrana es que pueden ser fácilmente modificados para variaciones 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 lograr la separación requerida.

En fechas recientes se hizo un estudio de comparación entre: proceso de DEA, membrana etapa-simple, membrana optimizada.

## **Capítulo II. Estado del Arte de los Procesos de Endulzamiento de Gas**

---

La alimentación tomada fue:

CO <sub>2</sub>	5 a 90% en mol	temp. 100°C
CH <sub>4</sub>	95 a 10% en mol	presión 725 psig
H <sub>2</sub> S	bajo (<0.5% en mol)	flujo 37.2 MMSCFD
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , C <sup>2+</sup> , N <sub>2</sub> presentes en pequeñas cantidades.		

Para obtener un producto con la siguiente composición:

CO <sub>2</sub>	<2% en mol
H <sub>2</sub> S	<4 ppm
H <sub>2</sub> O	<7 lb/MMSCF
GHV	>900 BTU/SCF (3.54*10 <sup>10</sup> J/m <sup>3</sup> )

Las curvas resultantes de costo de proceso Vs. % de CO<sub>2</sub> en la alimentación, que se muestran en la figura 7<sup>(\*)</sup>, son una prueba clara de la eficiencia de las membranas para endulzamiento de gas. Se observa que el costo de proceso por membrana tiene un máximo en 30% en mol de CO<sub>2</sub> en la alimentación, con lo cual también el máximo requerimiento de área ocurre en el mismo punto.

Si se requiere un alto retorno de la inversión las membranas son la opción adecuada.

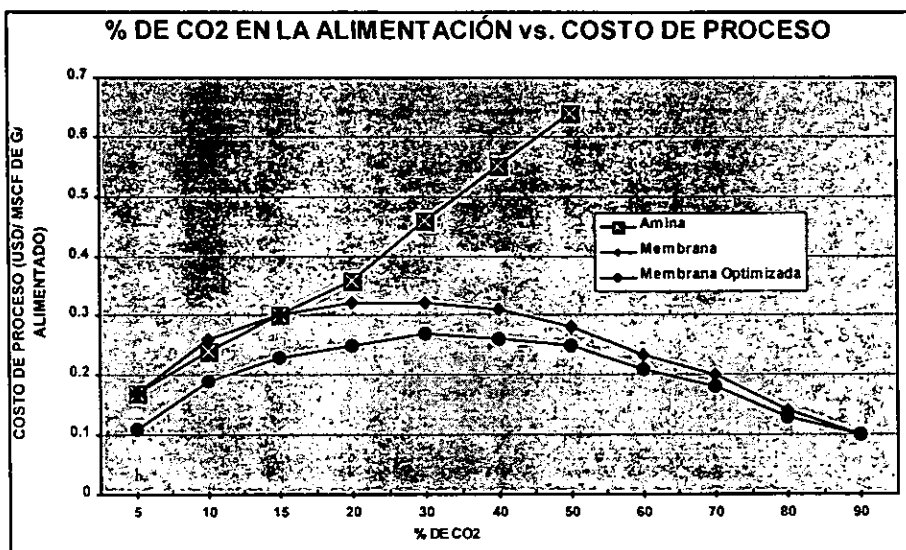


Figura 7. Comparación del costo de proceso entre membranas y aminas  
\* Tomado de: *Membranes Separate Gas, Chem. Eng. 88 (14) 63 (1981)*.

El estudio que se realizará en este trabajo se delimitará al análisis del comportamiento de la Dietanolamina y de la Metil-dietanolamina en el proceso de endulzamiento de gas conocido comercialmente con el nombre de *Girbotol*, debido a que es éste el proceso a escala industrial más usado en nuestro país, puesto que todas las plantas con las que actualmente cuenta PEMEX operan bajo esta tecnología.

---

---

# ***Capítulo 3***

## ***Bases de Diseño.***

---

---

### **3.0 GENERALIDADES.**

#### **3.0.1 Finalidades de la planta.**

La finalidad de esta planta es la eliminación del ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), de una corriente de Gas Amargo, proveniente de una planta Hidrodesulfuradora de Naftas, la cual está localizada en la refinería de Cadereyta N. L.

#### **3.0.2 Tipo de proceso.**

El tipo de configuración que se usará es el proceso conocido comercialmente como Girbotol, que consiste en el uso de una alcanolamina, y que se basa en el principio de una reacción reversible de una base débil con un ácido débil, para formar una sal soluble en agua, la naturaleza reversible de esta reacción es lo que permite en ciertas condiciones la regeneración de la amina.

#### **3.0.3 Factor de servicio.**

La Planta esta diseñada para operar de servicio de 0.93, es decir, que operará 335 días al año.

### 3.1 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

#### Gas Amargo:

La capacidad de diseño para el tratamiento de Gas Amargo es de 3.2 MMPCSD de carga referidos a 110°F (43.3°C) y 126 psia (8.57 atm abs.), con una concentración de diseño de 1.78% peso de H<sub>2</sub>S (flujo de 0.969 lb-mol/hr).

#### Flexibilidad.

La Planta tratadora de gases amargos en su sección de tratamiento con DEA / MDEA, no operará cuando se presenten las condiciones de:

- a) Falla de energía eléctrica.
- b) Falla de vapor.
- c) Falla de agua de enfriamiento.

En estos casos, se procederá realizar un paro ordenado de la misma.

### 3.2 ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION

CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES DE ALIMENTACION EN LÍMITE DE BATERÍA.

Gases amargos:

Componente	Unidades	Método	Composición
H <sub>2</sub>	% peso	Cromatográfico	1.0199
H <sub>2</sub> S	% peso	Cromatográfico	1.7844
C <sub>1</sub>	% peso	Cromatográfico	4.5477
C <sub>2</sub>	% peso	Cromatográfico	20.1177
C <sub>3</sub>	% peso	Cromatográfico	32.7691
i-C <sub>4</sub>	% peso	Cromatográfico	12.8880
n-C <sub>4</sub>	% peso	Cromatográfico	21.8685
i-C <sub>5</sub>	% peso	Cromatográfico	1.3265
n-C <sub>5</sub>	% peso	Cromatográfico	1.7852
2,2-Metil-Benceno	% peso	Cromatográfico	0.0100
CicloPentano	% peso	Cromatográfico	0.1020
2,3-Meti-Benceno	% peso	Cromatográfico	0.0516
2-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	0.2981
3-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	0.2035
Hexano	% peso	Cromatográfico	0.4464
Meti-CiloPentano	% peso	Cromatográfico	0.1204
Benceno	% peso	Cromatográfico	0.0747
CicloHexano	% peso	Cromatográfico	0.0539
2,4-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	7.50x10 <sup>-3</sup>
3,3-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	8.33x10 <sup>-4</sup>
H <sub>2</sub> O	% peso	Cromatográfico	---

#### Mezcla de gas Amargo a Tratamiento

Peso molecular	34.288
Flujo molar	350.79 lb mol/h
Flujo másico	12,028 lb/h
Flujo volumétrico	3,195,000 ft <sup>3</sup> std/d



3.3 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

*Gas Dulce.*

Componente	Unidades	Método	Composición
H <sub>2</sub>	% peso	Cromatográfico	6.3691
H <sub>2</sub> S	ppm peso	D-4468-89 ó UOP-791-80	4.7
C <sub>1</sub>	% peso	Cromatográfico	16.0723
C <sub>2</sub>	% peso	Cromatográfico	33.2167
C <sub>3</sub>	% peso	Cromatográfico	27.3843
i-C <sub>4</sub>	% peso	Cromatográfico	6.4393
n-C <sub>4</sub>	% peso	Cromatográfico	9.4421
i-C <sub>5</sub>	% peso	Cromatográfico	0.3307
n-C <sub>5</sub>	% peso	Cromatográfico	0.3978
2,2-Metil-Benceno	% peso	Cromatográfico	1.58x10 <sup>-3</sup>
CicloPentano	% peso	Cromatográfico	0.0179
2,3-Metil-Benceno	% peso	Cromatográfico	6.89x10 <sup>-3</sup>
2-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	0.0377
3-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	0.0243
Hexano	% peso	Cromatográfico	0.0454
Metil-CiloPentano	% peso	Cromatográfico	0.0127
Benceno	% peso	Cromatográfico	8.32x10 <sup>-3</sup>
CicloHexano	% peso	Cromatográfico	5.53x10 <sup>-3</sup>
2,4-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	6.10x10 <sup>-4</sup>
3,3-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	6.12x10 <sup>-5</sup>
DEA	% peso	Cromatográfico	7.89x10 <sup>-6</sup>
H <sub>2</sub> O	% peso	Cromatográfico	0.1570

Peso molecular      16.179  
 Flujo molar          73.688 lb mol/h  
 Flujo másico        1,192 lb/h  
 Flujo volumétrico   671,112 ft<sup>3</sup>std/d

Gas Acido.

Componente	Unidades	Método	Composición
H <sub>2</sub>	% peso	Cromatográfico	$9.4065 \times 10^{-3}$
H <sub>2</sub> S	% peso	Cromatográfico	97.3274
C <sub>1</sub>	% peso	Cromatográfico	0.0204
C <sub>2</sub>	% peso	Cromatográfico	0.0362
C <sub>3</sub>	% peso	Cromatográfico	0.0168
i-C <sub>4</sub>	% peso	Cromatográfico	$1.76 \times 10^{-3}$
n-C <sub>4</sub>	% peso	Cromatográfico	$9.96 \times 10^{-3}$
i-C <sub>5</sub>	% peso	Cromatográfico	$1.05 \times 10^{-4}$
n-C <sub>5</sub>	% peso	Cromatográfico	$6.83 \times 10^{-5}$
2,2-Metil-Benceno	% peso	Cromatográfico	$5.02 \times 10^{-12}$
CicloPentano	% peso	Cromatográfico	$6.08 \times 10^{-5}$
2,3-Metil-Benceno	% peso	Cromatográfico	$5.66 \times 10^{-11}$
2-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	$7.93 \times 10^{-11}$
3-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	$2.89 \times 10^{-10}$
Hexano	% peso	Cromatográfico	$1.42 \times 10^{-5}$
Metil-CiloPentano	% peso	Cromatográfico	$3.67 \times 10^{-7}$
Benceno	% peso	Cromatográfico	0.0119
CicloHexano	% peso	Cromatográfico	$2.88 \times 10^{-5}$
2,4-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	---
3,3-Metil-Pentano	% peso	Cromatográfico	$6.70 \times 10^{-16}$
DEA	% peso	Cromatográfico	$1.07 \times 10^{-12}$
H <sub>2</sub> O	% peso	Cromatográfico	2.5659

Peso molecular    36.264  
 Flujo molar        1.02 lb mol/h  
 Flujo másico      33,920 lb/h  
 Flujo volumétrico 387,000 ft<sup>3</sup>std/d

### 3.4 CONDICIONES DE LA ALIMENTACIÓN EN LÍMITE DE BATERÍA.

Gas Amargo:

Condiciones en Límite de Bateria	Presión psig	Temperatura °F
Plantas Alimentadoras de gas amargo	85	104

### 3.5 CONDICIONES DE PRODUCTOS EN LÍMITE DE BATERÍA.

Condiciones en Límite de Bateria	Presión psig	Temperatura °F
Gas Dulce	71	108
Gas Acido	7.3	104

### 3.6 AGENTES QUÍMICOS.

los agentes químicos y/o catalizadores requeridos en esta Sección son:

- 1) DIETANOLAMINA (DEA) / METILDIETANOLAMINA (MDEA)
- 2) ANTIESPUMANTE
- 3) INHIBIDOR DE CORROSIÓN

Para eficientar el manejo de la solución de DEA / MDEA, se adicionará un sistema de recuperación de ésta a través de la red interna de drenaje químico de DEA / MDEA.

### 3.7 ELIMINACIÓN DE DESECHOS.

#### 3.7.1 Red de drenajes, desechos líquidos.

##### Drenaje Pluvial:

Perimetral al L.B. de la planta, capta y envía agua de lluvia.

##### Drenaje Aceitoso:

Dentro de L.B. de la planta, capta corrientes de desecho de tipo aceitoso, purgas de proceso y otros servicios, inclusive las descargas temporales ocasionadas en los descontrolados de proceso y las emergencias; son enviadas a la Planta de Tratamiento de Efluentes de la Refinería, se deberá cumplir con la Norma NOM-CCA-003-ECOL-1993 de la SEDESOL (equivalente actual SEMARNAP) sobre las condiciones y parámetros de operación de la misma.

#### 3.7.2 Quemadores, desechos gaseosos.

Para los efluentes gaseosos se considerará lo siguiente:

Los alivios de presión de corrientes gaseosas y los desfuegos serán enviados a los correspondientes cabezales de desfogue según sus características (ácido, combustible) y de éstos a quemadores elevados, para finalmente los gases de combustión emitirlos a la atmósfera cumpliendo con las Regulaciones al respecto. La concentración permisible a nivel de piso de los óxidos de azufre (SO<sub>2</sub>), óxidos de nitrógeno (NO<sub>2</sub>), partículas, etc., se ajustarán a lo establecido en la Norma de la Secretaría de Trabajo y Previsión Social NOM-010-STPS-1994.

Por otra parte, las emisiones por efluentes fijas se apegarán a lo indicado en la Norma de la SEDESOL (equivalente actual SEMARNAP) NOM-085-ECOL-1994.

### **3.8 SERVICIOS AUXILIARES.**

#### **3.8.1 Energía eléctrica.**

##### Suministro normal.

Características:

tensión:	13800 / 4160 / 440 / 220 / 127
Número de fase:	3 / 3 / 3 / 3 / 1
Frecuencia:	60 Ciclos
Factor de potencia:	0.85
Acometida:	Subterránea

##### Suministro de emergencia.

A falla de energía eléctrica normal se deberá tener bancos de baterías para la alimentación de energía eléctrica de emergencia en instrumentos, Sistema de control Distribuido y alumbrado de emergencia, cada sistema con capacidad suficiente para mantener energizado cada uno por tiempo de treinta (30) minutos. la red de suministro de estos sistemas de energía eléctrica de emergencia quedará en el alcance de la ingeniería de detalle.

3.8.2 Vapor de agua.

TIPO	MIN.	NOR.	MAX.
Vapor de Baja presión			
Presión Kg/cm <sup>2</sup> man.	48.4	51.2	64.0
Temperatura °F	226	392	464
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La requerida		

3.8.3 Condensado.

Condensado de Baja presión.

Presión, psig en L.B.            74  
 Temperatura (min.), °F        203  
 Maximizar recuperación.

Condensado limpio; Composición.

ppm

Dureza                    0  
 Sílice                    <0.03  
 pH                        8.7  
 Conductividad        6.4 mhos/cm  
 Sólidos                 0  
 Fierro                   <0.01  
 Cobre                    0.02  
 Sodio                    0.01

3.8.4 Agua.

Agua de proceso.

pH	7.0-8.5
Dureza total como CaCO <sub>3</sub> , ppm en peso	90-105
Alcalinidad total, ppm en peso	35
Cloruros, ppm en peso	130 max.
Presión, psig	142
Temperatura, °F	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

**Agua de enfriamiento**

Sistema de Enfriamiento: Torres de Enfriamiento

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN LÍMITES DE BATERIA			
	Min.	Norm.	Max.
Presión, psig.	53	64	75
Temperatura, °F	85.0	89.6	91.4
Disponibilidad	La requerida		

CONDICIONES DE SUMINISTRO EN LÍMITES DE BATERIA			
	Min.	Norm.	Max.
Presión, psig	30	3.0	3.5
Temperatura, °F		41.0	44.0

<b>ANÁLISIS</b>	
Contenido de Sílice, ppm max.	90.0 max
Sólidos totales, ppm max.	4122 max.
pH	6.8 max.
Cloruros, ppm	500
Dureza como CaCO <sub>3</sub> , ppm	
Dureza total como CaCO <sub>3</sub> , ppm en peso	1000 max
Conductividad, mhos/cm	2600

Agua para servicios.

<b>CONDICIONES DENTRO DE LÍMITES DE BATERÍA</b>	
Presión, psig	50
Temperatura, °F	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

Agua contra incendio.

<b>CONDICIONES DENTRO DE LÍMITES DE BATERÍA</b>	
Presión, psig	142
Temperatura, °C	Ambiente

Aplicar la Normatividad de PEMEX-REFINACIÓN y la Internacional existente.



### **3.8.5 Desfogue.**

El sistema de desfogue será verificado hasta límites de batería y determinará si es suficiente para los aumentos en capacidad de carga.

las presiones serán:

Presión del cabezal de baja:                    10.2 psig

### **3.8.6 Sistema contra incendio.**

Se diseñará en Sistema Contra incendio y se revisarán los requerimientos de acuerdo a los nuevos códigos de seguridad vigentes y se especificará equipo móvil y portátil.

### **3.8.7 Sistema de detección de fugas de hidrocarburos y tóxicos.**

Se especificará el requerimiento para detección de fugas de hidrocarburos y tóxicos, su localización en planta e integración al Sistema de Control Distribuido (SCD). De los materiales riesgosos proporcionará información de seguridad y recomendaciones de primeros auxilios con atención médica.

### 3.9 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS Y UBICACIÓN DEL SITIO.

La ubicación en la cual se decidió instalar la planta es en la ciudad de

#### 3.9.1 Ubicación.

Ciudad, Estado, País                      Cadereyta, Nuevo León, México.  
Altitud    1,073 ft (327 m) sobre el nivel medio del mar.

#### 3.9.2 Temperatura ambiente (°F).

Para el diseño de enfriadores con aire:

Minima	11.3
Minima promedio	55.4
Maxima	118.4
Maxima promedio	104.0
Promedio bulbo húmedo	80.6
Promedio mes más caliente	104.0
Promedio mes más frío	55.4
Diseño para soloaires	104.0

AÑO 1995	TEMPERATURA (°F)		
	A las 8 am.	Bulbo Seco a las 14hr.	Bulbo Húmedo a las 14hr.
Enero (mes más frío)			
Máxima:	82.4	80.1	75.9
Mínima:	37.4	48.0	48.0
Medio:	57.6	68.4	64.0
Julio (mes más caliente)			
Máxima:	114.8	100.4	90.0
Mínima:	68.0	84.2	73.4
Medio:	89.6	95.0	77.0

3.9.3 Humedad relativa.

AÑO 1995, % a las 14:00 hr.	
Enero (mes más frío)	
Máxima	100.0
Mínima	56.0
Medio	80.4
Julio (mes más caliente)	
Máxima	89.0
Mínima	34.0
Medio	45.0

**3.9.4 Viento.**

Velocidad máxima:	93.2 MPH (150 Km/hr)
Velocidad promedio máxima:	66.5 MPH (107 Km/hr)
Velocidad promedio mínima:	12.4 MPH (20 Km/hr)
Dirección del viento dominante:	NE a SO
Dirección del viento reinante:	SE a NO

Para diseño consultar el Manual de Obra Civil de la C.F.E.

**3.9.5 Precipitación pluvial.**

	Altura (in)	Altura (mm)
Máxima en 24 horas	3.50	89
Máxima en 30 días	16.10	409
Promedio anual	32.72	831

**3.9.6 Terremotos.**

Magnitud	No considerar
Clasificación de zona de temblores	"B"

### 3.9.7 Atmósfera.

Presión Atmosférica	14.27 Lb/in <sup>2</sup> abs. (735 mm Hg)
Corrosividad	Refinería
Contaminantes	SO <sub>x</sub> , NO <sub>x</sub> , H <sub>2</sub> S, humedad.

### 3.10 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.

#### 3.10.1 Coordenadas en Límites de Batería.

E 400-620

S 223-413

A ser verificadas por el Contratista en la etapa del EPC:

*Elevación de la Planta sobre el Nivel del Mar.*            1,073 ft (327 m.)

### 3.11 BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO.

#### 3.11.1 Código para clasificación de áreas.

El código para clasificación de áreas eléctricas está contenido en la norma API RP-500 y deberá también considerarse los siguiente códigos: el NEMA, NEC, y API.

**3.11.2 Resistividad eléctrica del terreno.**

Los datos indicados en este punto deben ser tomados únicamente como referencia, deberán ser verificados por el Contratista, de acuerdo a su estudio de suelo.

A 3 m de profundidad, ohm-cm:

Máxima	6.8
Mínima	4.0
Promedio	5.5 +/- 0.7

**3.11.3 Características de la alimentación a motores.**

SERVICIO	POTENCIA DEL MOTOR (HP)	VOLTAJE (V)	FASE (Q)	HERTZ (Hz)	CD (V)
a) Motores	0 a 0.75	127/220	1/3	60	
	1.01 a 1.50	440 ó 460	3	60	
	1.52 a 15.00	4160	3	60	
	>15.00	13800	3	60	
b) Control		127	1	60	
c) Iluminación		127/220	1/3	60	
d) Instrumentos		127	1	60	24
e) Capacidad instalada	La requerida				

Bombas.

Tipo de accionadores	Motor eléctrico
Sobrediseño deseado	10 %

**3.12 BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL.**

**3.12.1 Bases de diseño para instrumentos.**

Se usará Sistema de Control Distribuido (SCD), compatible con la más moderna existente en refinería.

La instrumentación deberá ser electrónica tipo inteligente con envío de señal al (los) gabinete (s) del sistema de control, que se alojará en el cuarto satélite de dicha Planta.

Se usarán señales electrónicas con rango de 4 a 20 mA, de termopar (mV) y digitales de 0-24 volts de corriente directa.

La instrumentación electrónica de campo deberá ser adecuada para una instalación intrínsecamente segura.

Se aplicará medición y registro de flujos a la corriente de entrada y salida de corrientes de la Planta, las corrientes donde se aplicará son las siguientes:

- a) Gas Amargo de alimentación a la Planta.
- b) Gas Acido a Planta de Azufre.

Se utilizarán medidores de flujo másico del tipo coriolis.

Se aplicará medición y registro de flujos totales de servicios (agua de enfriamiento, vapor y energía eléctrica) así como su totalización continua.

La calibración de la instrumentación será en las siguientes unidades:

VARIABLE	UNIDADES
Presión	psi
Temperatura	°F
Flujo de líquidos	GPM
Vapor	lb/hr
Gases	ft <sup>3</sup> /hr @ 60.08°F y 14.223 psia
Agua	GPM

### **3.13 BASES DE DISEÑO DE TUBERÍAS.**

#### **3.13.1 Soportes de tuberías y trincheras.**

Sólo se permitirá el uso de trincheras en casos estrictamente necesarios; los soportes serán de concreto reforzado y estarán a una altura mínima de 6.1 m en tanto que los que cruzan las calles principales estarán a 7.2 m.

#### **3.13.2 Drenajes.**

La elevación de éstos será fijado por el Contratista de acuerdo a la normatividad y a los niveles existentes en la Refinería. Dentro del límite de baterías se tendrán los siguientes tipos de drenajes:



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

### **3.14 BASES DEL DISEÑO CIVIL.**

#### **3.14.1 Solicitaciones por viento y sismo.**

Para datos de viento y sismo se usará la última edición del Manual del Diseño de Obras Civiles de la Comisión Federal de Electricidad (CFE), última revisión.

#### **3.14.2 Tipo de suelo.**

De acuerdo a estudio de mecánica de suelo a efectuar por el Contratista.

#### **3.14.3 Nivel freático.**

De acuerdo al estudio de mecánica de suelo a efectuar por el Contratista.

#### **3.14.4 Tipo de edificios y construcciones.**

Los edificios localizados dentro de límite de Baterías son:

- 1) Cuarto de Control Eléctrico.
- 2) Cuarto Satélite.
- 3) Oficinas.
- 4) Sanitarios.

### **3.15 NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES.**

En el desarrollo del proyecto se emplearán las siguientes Normas, Códigos y Especificaciones, en sus ediciones más recientes:

<b>Concepto</b>	<b>Normas, Códigos, Especificación.</b>
Seguridad	Normas de PEMEX, Normas Oficiales mexicanas (NOM).
Instrumentación	American Petroleum Institute (API), Instruments Society of America (ISA)
Bombas	American Petroleum Institute (API)
Electricidad	National Electric Manufacturers Association (NEMA) National Electric Codo (NEC)
Tubería	American National Standard Institute (ANSI)
Recipientes	American Society of Mechanical Engineers (ASME)
Cambiadores	Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)
Materiales	American Society of Testing & Materials (ASTM)
Desechos	Normas SEMARNAP, SEDESOL y STPS
Viento, sismo	Manual de Obra Civil, Comisión Federal de Electricidad (CFE)

---

---

# ***Capítulo 4***

## ***Estudio Técnico.***

---

---

#### 4.0 BASES DEL ESTUDIO TÉCNICO.

Este capítulo se desarrolla de acuerdo a las Bases de Diseño indicadas en el Capítulo 3 y lo planteado dentro de los Objetivos señalados en el Capítulo 1. Para ello se presenta una Descripción General del Proceso, la cual es válida tanto para el caso base en el cual se utiliza DEA como solvente, como en el caso alternativo en el cual se utiliza MDEA como solvente selectivo.

Se presenta, además, un Diagrama de Flujo de Proceso, tanto para el caso base con DEA, como para el caso alterno con MDEA, seguido cada uno de estos por su respectiva Lista de Equipo, con los resultados de Predimensionamiento obtenidos del Simulador de Procesos PRO II, Versión 2.71, para Torres, Equipo de Intercambio Térmico y Bombas de Proceso

#### 4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La finalidad de esta Planta es eliminar el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) presente en la corriente de gas amargo en las Plantas de la Refinería, mediante el lavado de esta corriente en flujo a contracorriente con una solución acuosa al 20% en peso de Dietanolamina (DEA) o Metildietanolamina, tratamiento conocido con el nombre de Proceso Girbotol.

Las corrientes de gas dulce producto, con 4 a 5 ppm en peso de  $H_2S$ , se envía a la red de gas combustible de la refinería.

Por otra parte, la solución de DEA / MDEA rica obtenida por el lavado citado anteriormente, se envía a regenerar con la finalidad de obtener una corriente de DEA / MDEA pobre (solución acuosa al 20% en peso en DEA y solución acuosa al 50% en peso en MDEA), la cual se recircula en circuito cerrado para reiniciar el lavado; como subproducto de esta etapa se obtiene una corriente de gas ácido

(aprox. 95.3% mol) la cual se envía como carga a la Planta de Azufre para su procesamiento y reducir su efecto contaminante.

Además, esta Planta cuenta con un Sistema de Recuperación de Condensados, para vapor de baja presión, para su posterior integración al Sistema General de Recuperación de Condensados, a fin de proporcionar un flujo normal condensado al desobrecalentador del vapor de baja presión y el rehervidor de la torre regeneradora DA-102.

Las corrientes de gas amargo citadas anteriormente se reciben en L.B. de esta Planta a 126 psia. Y entre 110 y 112°F, las cuales son mezcladas en línea. La corriente resultante se envía normalmente hacia el Tambor de succión del Compresor de Gas Amargo FA-106, que opera a 112 psig y 110°F, con la finalidad de condensar los hidrocarburos líquidos que podrían eventualmente ser succionados por el compresor, los cuales se enviarán al sistema de Recuperación de Hidrocarburos, garantizando con esto que la carga hacia el Compresor de Gas Acido GB-101 sea sólo fase gaseosa constituida por el gas amargo.

La corriente de Gas amargo proveniente del Compresor a una presión de 1428 psig se enfría de 403 a 110°F a través del Enfriador de Descarga del Compresor EA-104, para posteriormente enviarse al Separador de Gas Amargo FA-101 y recondensar hidrocarburos que serán captados en el Sistema de Recuperación de Hidrocarburos.

La corriente de gas amargo efluente del separador FA-101 se alimenta por el fondo del Absorbedor de Gas Acido DA-101, que opera a 1418 psig y 110°F; para lavarse a contracorriente con una corriente de solución acuosa de DEA al 20% (DEA pobre) / MDEA al 50% (MDEA pobre) en peso que se alimenta en el plato 4 a una presión de 1415 psig. y 128°F.

El absorbedor DA-101 cuenta con 23 platos, de los cuales del plato 4 al 23 son usados para efectuar la absorción del gas ácido con la solución de DEA / MDEA pobre.

La corriente de gas dulce que sale del plato 4, la cual arrastra pequeñas cantidades de DEA MDEA y gases ácidos, se lava con una corriente de agua para minimizar las pérdidas por arrastre y garantizar una adecuada remoción de gases ácidos; este lavado se hace utilizando los tres primeros platos del Absorbedor, introduciendo agua de lavado en el plato 1 mediante la Bomba de Agua de Lavado GA-101/R, la cual recircula el agua del plato 3 al 1. Esta recirculación de agua es en circuito cerrado, efectuándose una reposición intermitente del agua que se pierde por saturación de la corriente de gas dulce efluente del Absorbedor DA-101. Como producto de fondos del agotador DA-101 se obtiene una solución acuosa de DEA / MDEA rica a 1418. y 132°F, la cual se envía a control de nivel del absorbedor hacia el Tanque Separador de Hidrocarburos de DEA / MDEA Rica FA-102.

El separador FA-102 opera a 7.5 psig y 131°F. A estas condiciones se tiene una mezcla a dos fases (vapor y líquido); la fase vapor, constituida por hidrocarburos ligeros, se envía a desfogue mediante un control de presión en rango dividido con la corriente de presurización procedente del Absorbedor de Gas Acido DA-101. Por su parte, la fase líquida constituida por dos líquidos inmiscibles (hidrocarburos pesados y solución de DEA / MDEA rica) se separa mediante la implementación en el separador de dos mamparas internas (formando tres compartimentos) y un tubo comunicante, los cuales funcionan como sigue: la mezcla de líquidos se reciben en el primer compartimento, de donde por diferencia de densidades, los hidrocarburos rebosan la primera mampara llenando parcialmente el segundo compartimento (espacio entre mamparas), de aquí son drenados hacia el sistema de recuperación de hidrocarburos. En lo que respecta a la fase líquida acuosa (fase pesada), se comunica del primero al tercer compartimento a través del tubo comunicante.

A partir del tercer compartimento, la corriente de DEA / RICA rica se envía, a control de flujo en cascada con control de nivel del separador FA-102, a través de la Bomba de Carga al Rgenerador GA-104/R a una presión de 81.1 psig, como

alimentación al plato 4 del Regenerador de DEA / MDEA DA-102, previo precalentamiento de la corriente desde 131°F hasta 210°F en el Intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre EA-101 A/B (lado tubos) con el producto de fondos del Regenerador DA-102 (lado coraza).

El regenerador opera a una presión de 13.3 psig y 238°F en el domo y a 16.3 psig y 255°F en el fondo, contando con 23 platos y teniendo como finalidad separar por los domos la corriente de gas ácido (H<sub>2</sub>S), y por los fondos obtener solución de DEA / MDEA pobre.

Los domos de este equipo se enfrían en el Condensador de Reflujo del Regenerador EA-105 de 239°F a 108°F usando agua de enfriamiento. Para proteger a los equipos periféricos del regenerador se inyecta el inhibidor de corrosión en la línea del domo de esta torre DA-102.

La corriente a dos fases que sale del condensador EA-105 (lado coraza) se recibe en el Acumulador de Reflujo del Regenerador FA-103, el cual opera a 10.3 psig y 108°F, donde se separan las fases. La fase vapor, constituida por el gas ácido, se envía a control de presión como carga a la Planta de Azufre, entregándola a 7.4 psig y 107°C en L.B.

Por su parte, la fase líquida constituida por agua amarga, se maneja mediante la Bomba de Reflujo del Regenerador GA-103/R, la cual le eleva la presión a 64.1 psig y previo control de reflujo en cascada con el nivel del Acumulador FA-103, se envía como reflujo al plato 1 del Regenerador de DEA DA-102.

El total de líquido efluente del plato 23 se recolecta en una charola de sello, de donde se envía como carga al Rehervidor del Regenerador EA-103, de tipo kettle para proporcionar los requerimientos térmicos para la separación de los gases ácidos; en este equipo se logra una vaporización del 16.5% en peso al incrementar la temperatura de 252°F a 254°F. Tanto el líquido como el vapor que salen del rehervidor se retornan a la torre; en el caso del líquido, se le adiciona una corriente de agua de reposición para mantener la concentración de amina

para compensar las pérdidas por arrastre en las diferentes fases del tratamiento, antes de regresar a la torre.

El rehervidor EA-103 utiliza, como medio de calentamiento, vapor de baja presión de 51 psig. y 392°F, el cual es desobrecalentado con condensado recuperado hasta su saturación de 291°F, para después alimentarse a control de flujo en cascada con control de temperatura de la corriente gaseosa que sale del mismo equipo; una vez cumplido su servicio se envía al sistema de recuperación de condensados.

El producto de fondos del regenerador DA-102, constituido por la solución de DEA pobre a 255°F, precalienta la corriente de DEA / MDEA rica mediante el Intercambiador de DEA / MDEA Rica y DEA / MDEA Pobre EA-101AB, enfriándose hasta 175°F. A esta corriente fría se le inyecta en línea un agente antiespumante para minimizar la formación de espuma que pudiera dañar el equipo de bombeo; eventualmente es necesario efectuar la inyección de solución de DEA para mantener la composición de la solución de DEA pobre al 20% en peso o MDEA al 50% en peso.

La solución de DEA / MDEA pobre, adicionada con el antiespumante, se maneja mediante la 1er Bomba de Recirculación de DEA / MDEA Pobre GA-102/R, la cual le eleva la presión hasta 107 psig y la envía hacia el Enfriador de DEA Pobre EA-102, donde se enfría desde 175°F hasta 120°F.

La corriente fría se divide de tal manera que aproximadamente un 20% de la solución de DEA / MDEA Pobre pase a través del Primer Filtro de DEA / MDEA Pobre FG-101AB con la finalidad de eliminar partículas sólidas y continuar hacia el Segundo Filtro de DEA / MDEA Pobre FG-102, de tipo de carbón activado, donde se eliminan impurezas coloridas y productos de la degradación de la DEA / MDEA. Finalmente pasa al Tercer Filtro de DEA / MDEA Pobre FG-103AB donde se eliminan partículas arrastradas del filtro de carbón activado y, en general, partículas mayores a 5 micrones. Esta corriente filtrada se vuelve a unir con el



resto de la corriente de DEA / MDEA (aprox. 80%) que no pasó por los filtros y que fue regulada a control de flujo en forma manual.

La mezcla de corriente resultante (tanto de la DEA / MDEA filtrada como de la no filtrada) se envía a control al Tanque de Succión FA-105 de la 2da. Bomba de Recirculación de DEA / MDEA Pobre GA-106/R la cual eleva la presión hasta 1,445 psig resultando este flujo como alimentación al plato 4 del Absorbedor de Gas Amargo DA-101, para reiniciar nuevamente el proceso de lavado de gas amargo con DEA / MDEA pobre.

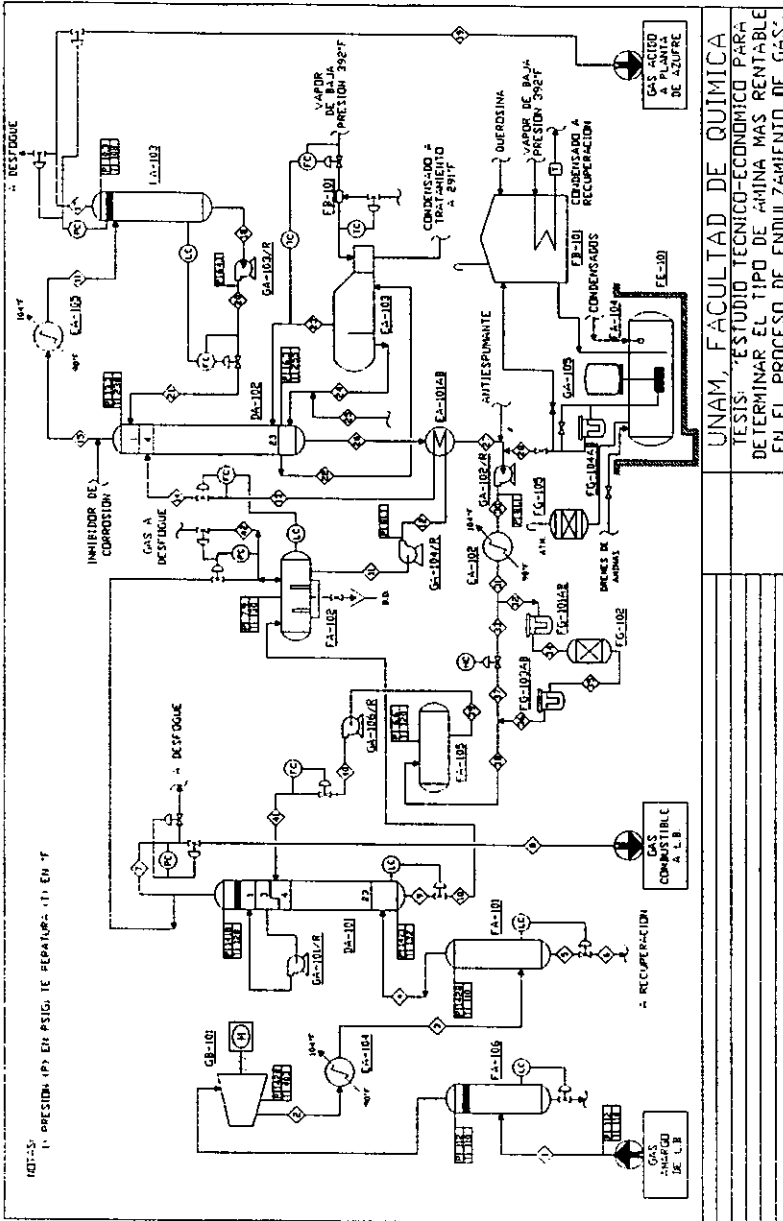
Para la eventual reposición de solución de DEA / MDEA pobre se utiliza solución proveniente del Acumulador de DEA / MDEA Recuperada FA-104, el cual recibe, además de las corrientes recuperadas, solución de DEA / MDEA fresca contenida en el Tanque de Almacenamiento de DEA / MDEA FB-101; la reposición se hace mediante la Bomba de Reposición de DEA / MDEA GA-105, previo paso por el Filtro para DEA / MDEA Recuperada FG-104AB. En este tanque FA-104 se prepara la solución de DEA / MDEA pobre, empleando DEA / MDEA de alta concentración en tambores los que se precalientan con vapor directo de baja para disminuir la viscosidad, voltear el tambor hacia el registro con pescante del FA-104 y adicionar el agua de proceso para la dilución requerida.

Para evitar la oxidación de la solución de DEA / MDEA fresca almacenada en el tanque FB-101 se adiciona querosina por la parte superior del tanque de manera que forme una capa para evitar este fenómeno.

Por otra parte, para mantener una viscosidad de la DEA / MDEA que le permita fluir hacia el tanque FA-103, es necesario inyectar vapor de calentamiento de baja presión (51 psig. y 392°F) en el tanque de almacenamiento FB-101 a través del serpentín ubicado en el fondo del mismo.

4.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (CASO BASE CON DEA).

FIG. No 6 CASO BASE CON DEA



UNAM, FACULTAD DE QUIMICA  
TESIS: ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA DETERMINAR EL TIPO DE MINA MAS RENTABLE EN EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS.

4.2.1 Lista de equipo (Caso base DEA).

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
<b>DESOBRECALENTADORES</b>		
BH-101	Desobrecalentador del Rehervidor de Regenerador	Flujo Vapor B.P.: 258 lb/hr Flujo de Cond. : 4.9 lb/hr, Mat. A.C.
<b>TORRES</b>		
DA-101	Absorbedor de Gas Ácido	12 in D.I. , 12 ft T-T Cascaron A.C., 23 platos
DA-102	Regenerador de DEA	12 in D.I. , 12 ft T-T Cascaron A.C., 23 platos
<b>CAMBIADORES DE CALOR</b>		
EA-101AB	Intercambiador de DEA Rica / DEA Pobre	0.102 MMBTU/hr, A=25.5 ft <sup>2</sup> LMTD=47°F, U=100 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 410
EA-102	Enfriador de DEA Pobre	0.0691 MMBTU/hr, A=16.5 ft <sup>2</sup> LMTD=46°F, U=100 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente/Tubos A.C.
EA-103	Rehervidor del Regenerador	0.2134 MMBTU/hr, A=48 ft <sup>2</sup> LMTD=37°F, U=133.3 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 304
EA-104	Enfriador de Descarga del Compresor	3.036 MMBTU/hr, A=475 ft <sup>2</sup> LMTD=100.4°F, U=70 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 410
EA-105	Condensador de Reflujo del Regenerador	0.1321 MMBTU/hr, A=65 ft <sup>2</sup> LMTD=54.2°F, U=37.5 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 410

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
<b>RECIPIENTES</b>		
FA-101	Separador de Gas Amargo	12 in D.I. x 36 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-102	Separador de Hidrocarburos de DEA Rica.	18 in D.I. x 48 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-103	Acumulador de Reflujo del Regenerador.	12 in D.I. x 36 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-104	Acumulador de DEA Recuperada	36 in D.I. x 108 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-105	Tanque de Succión de Bomba GA-106/R	12 in D.I. x 48 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-106	Tambor de Succión para Compresor GB-101	24 in D.I. x 60 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FB-101	Tanque de Almacenamiento de DEA	18 in D.I. x 48 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FE-101	Fosa para Acumulador de DEA Recuperada	6 ft Profundidad, 6 ft ancho 12 ft Largo Concreto Reforzado
<b>FILTROS</b>		
FG-101AB	1er. Filtro de DEA Pobre	12 in D.I. x 18 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FG-102	2do. Filtro de DEA Pobre	36 in D.I. x 96 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FG-103AB	3er. Filtro de DEA Pobre	12 in D.I. x 18 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
<b>FILTROS</b>		
FG-104AB	Filtro para DEA Recuperada	12 in D.I. x 18 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FG-105	Porta Carbon Activado Granular	36 in D.I. x 96 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
<b>BOMBAS</b>		
GA-101/R	Bomba de agua de Lavado	0.2 GPM, $\Delta P=5$ psi Carcaza/Internos F.F.
GA-102/R	1er. Bomba de Recirculación DEA Pobre	2.8 GPM, $\Delta P=86$ psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-103/R	Bomba de Reflujo del Regenerador	0.25 GPM, $\Delta P=60$ psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-104/R	Bomba de Carga al Regenerador.	0.28 GPM, $\Delta P=73$ psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-105	Bomba de Preparación y Recuperados de DEA	0.0062 GPM, $\Delta P=7$ psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-106/R	2da. Bomba de Recirculación DEA pobre	2.8 GPM, $\Delta P=1,440$ psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GB-101	Bomba de Reposición de DEA	133,000 ft <sup>3</sup> /hr, 605 hp, $h_p=0.7$ Internos en Acero Inoxidable Accionado por Motor Eléctrico

4.2.2 Balance de materia y energía (Caso base con DEA)

Corriente Componente	1	8	19	28
	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr
Estado	VAP	VAP	VAP	LIQ
H <sub>2</sub>	60.8498	37.6636	1.58x10 <sup>-3</sup>	----
H <sub>2</sub> S	6.2980	1.6458x10 <sup>-4</sup>	0.9687	----
C <sub>1</sub>	34.0959	11.9434	4.31x10 <sup>-4</sup>	----
C <sub>2</sub>	80.4707	13.1692	4.08x10 <sup>-4</sup>	----
C <sub>3</sub>	89.3817	7.4034	1.30x10 <sup>-4</sup>	----
i-C <sub>4</sub>	26.6699	1.3208	1.03x10 <sup>-5</sup>	----
n-C <sub>4</sub>	45.2538	1.9366	5.90x10 <sup>-5</sup>	----
i-C <sub>5</sub>	2.2113	0.0546	4.95x10 <sup>-7</sup>	----
n-C <sub>5</sub>	2.9760	0.0657	3.21x10 <sup>-7</sup>	----
2,2-Metil-Benceno	0.0140	2.19x10 <sup>-4</sup>	1.98x10 <sup>-14</sup>	----
CicloPentano	0.1750	3.04x10 <sup>-3</sup>	2.95x10 <sup>-7</sup>	----
2,3-Meti-Benceno	0.0720	9.52x10 <sup>-4</sup>	2.23x10 <sup>-13</sup>	----
2-Metil-Pentano	0.4160	5.22x10 <sup>-3</sup>	2.12x10 <sup>-13</sup>	----
3-Metil-Pentano	0.2840	3.36x10 <sup>-3</sup>	1.14x10 <sup>-12</sup>	----
Hexano	0.6230	6.29x10 <sup>-3</sup>	5.57x10 <sup>-9</sup>	----
Meti-CiloPentano	0.1720	1.80x10 <sup>-3</sup>	1.48x10 <sup>-9</sup>	----
Benceno	0.1150	1.70x10 <sup>-3</sup>	5.17x10 <sup>-5</sup>	----
CicloHexano	0.0770	7.84x10 <sup>-4</sup>	1.16x10 <sup>-7</sup>	----
2.4-Metil-Pentano	0.0090	7.26x10 <sup>-5</sup>	----	----
3,3-Metil-Pentano	0.0010	7.29x10 <sup>-6</sup>	2.27x10 <sup>-18</sup>	----
DEA	0.0000	8.95x10 <sup>-7</sup>	3.44x10 <sup>-15</sup>	1.0022x10 <sup>-6</sup>
H <sub>2</sub> O	0.0000	1039	0483	0.1710
Flujo (Lb-mol/hr)	350.790	73.688	1.020	0.171
Flujo (Lb/hr)	12,028	1,192	33.92	3.081
Flujo (GPM)	N/A	N/A	N/A	0.0062
Flujo (ft <sup>3</sup> /hr std)	133,119	27,963	387	N/A
Temperatura (°F)	110	82	107	104
Presión (psia)	126.0	111.7	22.0	22.0
Peso Molecular	34.288	16.179	33.264	18.016
Entalpia (BTU/lb)	192.308	200.074	257.074	71.942
Densidad (lb/Mft <sup>3</sup> )	0.7567	0.3142	0.1217	62.339
Gravedad especifica	0.453	0.3116	0.7928	0.9996
Viscosidad (cp)	9.51x10 <sup>-3</sup>	9.28x10 <sup>-3</sup>	1.35x10 <sup>-2</sup>	0.5089

Corriente Componente	9	14	26	41
	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr
Estado	LIQ	VAP/LIQ	LIQ	LIQ
H <sub>2</sub>	0.1072	1.58X10 <sup>-3</sup>	3.38x10 <sup>-17</sup>	3.35X10 <sup>-17</sup>
H <sub>2</sub> S	1.0418	1.0280	0.0593	0.0591
C <sub>1</sub>	0.0269	4.36x10 <sup>-4</sup>	1.49x10 <sup>-17</sup>	1.49x10 <sup>-17</sup>
C <sub>2</sub>	0.0232	4.08x10 <sup>-4</sup>	5.78x10 <sup>-18</sup>	5.75x10 <sup>-18</sup>
C <sub>3</sub>	8.57x10 <sup>-3</sup>	1.30x10 <sup>-4</sup>	8.12x10 <sup>-19</sup>	8.07x10 <sup>-19</sup>
i-C <sub>4</sub>	9.12x10 <sup>-4</sup>	1.03x10 <sup>-5</sup>	9.48x10 <sup>-17</sup>	9.42x10 <sup>-17</sup>
n-C <sub>4</sub>	2.23x10 <sup>-3</sup>	5.90x10 <sup>-5</sup>	1.97x10 <sup>-18</sup>	1.96x10 <sup>-18</sup>
i-C <sub>5</sub>	3.56x10 <sup>-5</sup>	4.95x10 <sup>-7</sup>	7.95x10 <sup>-18</sup>	7.92x10 <sup>-18</sup>
n-C <sub>5</sub>	3.08x10 <sup>-5</sup>	3.21x10 <sup>-7</sup>	2.42x10 <sup>-18</sup>	2.48x10 <sup>-18</sup>
2,2-Metil-Benceno	4.12x10 <sup>-10</sup>	1.98x10 <sup>-14</sup>	3.89x10 <sup>-19</sup>	3.85x10 <sup>-19</sup>
CicloPentano	6.63x10 <sup>-6</sup>	2.95x10 <sup>-7</sup>	1.94x10 <sup>-17</sup>	1.94x10 <sup>-17</sup>
2,3-Meti-Benceno	2.82x10 <sup>-9</sup>	2.23x10 <sup>-13</sup>	6.38x10 <sup>-18</sup>	6.31X10 <sup>-18</sup>
2-Metil-Pentano	7.69x10 <sup>-9</sup>	3.12x10 <sup>-13</sup>	5.18x10 <sup>-18</sup>	5.12x10 <sup>-18</sup>
3-Metil-Pentano	1.1810 <sup>-9</sup>	1.14x10 <sup>-12</sup>	3.65x10 <sup>-17</sup>	3.61x10 <sup>-17</sup>
Hexano	1.07x10 <sup>-6</sup>	5.57x10 <sup>-9</sup>	3.78x10 <sup>-17</sup>	3.76x10 <sup>-17</sup>
Meti-CiloPentano	3.17x10 <sup>-7</sup>	1.48x10 <sup>-9</sup>	5.15x10 <sup>-16</sup>	5.08x10 <sup>-16</sup>
Benceno	8.50x10 <sup>-5</sup>	5.17x10 <sup>-5</sup>	2.37x10 <sup>-14</sup>	2.38x10 <sup>-14</sup>
CicloHexano	1.86x10 <sup>-6</sup>	1.16x10 <sup>-7</sup>	3.36x10 <sup>-17</sup>	3.35x10 <sup>-17</sup>
2,4-Metil-Pentano	9.96x10 <sup>-12</sup>	4.57x10 <sup>-17</sup>	----	----
3,3-Metil-Pentano	5.68x10 <sup>-12</sup>	1.44x10 <sup>-16</sup>	1.42x10 <sup>-16</sup>	1.49x10 <sup>-16</sup>
DEA	2.6374	2.6374	2.6374	2.6278
H <sub>2</sub> O	61.2635	61.2447	61.1964	61.3655
Flujo (Lb-mol/hr)	65.112	64.913	63.893	64.052
Flujo (Lb/hr)	1,418.0	1,416.0	1,382.0	1,384.0
Flujo (GPM)	2.889	3.006	2.904	2.762
Flujo (ft <sup>3</sup> /hr std)	N/A	1.43	N/A	N/A
Temperatura (°F)	132	210	255	127
Presión (psia)	1433.0	37.2	31.0	1430.0
Peso Molecular	21.784	21.809	21.626	21.604
Entalpia (BTU/lb)	74.122	145.797	201.866	84.575
Densidad (lb/Mft <sup>3</sup> )	62.858	63.114	63.545	63.539
Gravedad especifica	1.0079	1.0120	1.0189	1.0188
Viscosidad (cp)	0.7842	0.3738	0.2857	0.8587

**4.3 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS (CASO BASE CON DEA).**

**4.3.1 Agua de Proceso.**

CLAVE	DESCRIPCION DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS
BH-101	Desobrecalentador del Rehervidor del Rgenerador	4.9 lb/hr 0.01 GPM @ $r=62.116 \text{ lb/ft}^3$

**4.3.2 Agua de Enfriamiento.**

CLAVE	DESCRIPCION DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS
EA-102	Enfriador de DEA Pobre	3,926 lb/hr 8 GPM @ $r=62.014 \text{ lb/ft}^3$
EA-104	Enfriador de Descarga del Compresor	121,425 lb/hr 245 GPM @ $r=61.966 \text{ lb/ft}^3$
EA-105	Condensador de Reflujo del Regenerador	358 lb/hr 0.72 GPM @ $r=60.032 \text{ lb/ft}^3$

**4.3.3 Vapor de Baja Presión.**

CLAVE	DESCRIPCION DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS
EA-103	Rehervidor del Regenerador	258 lb/hr
EB-101	Tanque de Almacenamiento de DEA (Serpentin de Calentamiento)	653 lb/hr



4.3.4 ENERGÍA ELECTRICA.

CLAVE	DESCRIPCIÓN DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS			
		Voltaje	Fases	Potencia Operación	Potencia Instalada
GA-101/R	Bomba de agua de lavado	120	1/3	0.02 HP	0.25 HP
GA-102/R	1er. Bomba de Recirculación DEA Pobre	120	1/3	0.72 HP	0.75 HP
GA-103/R	Bomba de Reflujo del regenerador	120	1/3	0.04 hp	0.25 hp
GA-104/R	Bomba de Carga al Regenerador	120	1/3	0.64 hp	0.75 hp
GA-105/R	Bomba de Preparación y Recuperados de Amina	120	1/3	0.02 hp	0.25 hp
GA-106/R	2da. Bomba de Recirculación DEA Pobre	440	3	10.84 HP	15 HP
GB-101	Compresor de Gas Amargo	13,800	3	1,330 HP	1500 HP



4.4.1 Lista de equipo (Caso alternativo con MDEA).

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
<b>DESOBRECALENTADORES</b>		
BH-101	Desobrecalentador del Rehervidor de Regenerador	Flujo Vapor B.P.: 290 lb/hr Flujo de Cond. : 5.5 lb/hr, Mat. A.C.
<b>TORRES</b>		
DA-101	Absorbedor de Gas Ácido	12 in D.I. , 12 ft T-T Cascaron A.C., 23 platos
DA-102	Regenerador de MDEA	12 in D.I. , 12 ft T-T Cascaron A.C., 23 platos
<b>CAMBIADORES DE CALOR</b>		
EA-101AB	Intercambiador de MDEA Rica / MDEA Pobre	0.1.37 MMBTU/hr, A=30 ft <sup>2</sup> LMTD=51°F, U=100 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 410
EA-102	Enfriador de MDEA Pobre	0.092 MMBTU/hr, A=20.5 ft <sup>2</sup> LMTD=45°F, U=100 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente/Tubos A.C.
EA-103	Rehervidor del Regenerador	0.2398 MMBTU/hr, A=48 ft <sup>2</sup> LMTD=38°F, U=133.3 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 304
EA-104	Enfriador de Descarga del Compresor	3.036 MMBTU/hr, A=475 ft <sup>2</sup> LMTD=100.4°F, U=70 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 410
EA-105	Condensador de Reflujo del Regenerador	0.1324 MMBTU/hr, A=70 ft <sup>2</sup> LMTD=55°F, U=37.5 BTU/hrft <sup>2</sup> °F Envolvente A.C./Tubos A.I: 316

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
<b>RECIPIENTES</b>		
FA-101	Separador de Gas Amargo	12 in D.I. x 36 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-102	Separador de Hidrocarburos de MDEA Rica.	18 in D.I. x 48 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-103	Acumulador de Reflujo del Regenerador.	12 in D.I. x 36 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-104	Acumulador de MDEA Recuperada	36 in D.I. x 108 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-105	Tanque de Succión de Bomba GA-106/R	12 in D.I. x 48 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FA-106	Tambor de Succión para Compresor GB-101	24 in D.I. x 60 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FB-101	Tanque de Almacenamiento de MDEA	18 in D.I. x 48 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FE-101	Fosa para Acumulador de MDEA Recuperada	6 ft Profundidad, 6 ft ancho 12 ft Largo Concreto Reforzado
<b>FILTROS</b>		
FG-101AB	1er. Filtro de MDEA Pobre	12 in D.I. x 18 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FG-102	2do. Filtro de MDEA Pobre	36 in D.I. x 96 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FG-103AB	3er. Filtro de MDEA Pobre	12 in D.I. x 18 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
<b>FILTROS</b>		
FG-104AB	Filtro para MDEA Recuperada	12 in D.I. x 18 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
FG-105	Porta Carbón Activado Granular	36 in D.I. x 96 in T-T Cascaron/Cabezas A.C.
<b>BOMBAS</b>		
GA-101/R	Bomba de agua de Lavado	0.2 GPM, DP=5 psi Carcaza/Internos F.F.
GA-102/R	1er. Bomba de Recirculación MDEA Pobre	4.6 GPM, DP=86 psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-103/R	Bomba de Reflujo del Regenerador	0.25 GPM, DP=63 psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-104/R	Bomba de Carga al Regenerador.	4.2 GPM, DP=73 psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-105	Bomba de Preparación y Recuperados de MDEA	0.4 GPM, DP=7 psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GA-106/R	2da. Bomba de Recirculación MDEA pobre	4.6 GPM, DP=1,440 psi Carcaza A.C./Internos A.I. 410
GB-101	Bomba de Reposición de MDEA	133,000 ft <sup>3</sup> /hr, 605 hp, $\eta_p=0.7$ Internos en Acero Inoxidable Accionado por Motor Eléctrico

4.4.2 Balance de materia y energía (Caso con MDEA)

Corriente Componente	1	8	19	28
	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr
Estado	VAP	VAP	VAP	LIQ
H <sub>2</sub>	60.8498	37.5344	4.26x10 <sup>-3</sup>	----
H <sub>2</sub> S	6.2980	12.4362x10 <sup>-4</sup>	0.9688	----
C <sub>1</sub>	34.0959	11.9393	3.19x10 <sup>-4</sup>	----
C <sub>2</sub>	80.4707	13.1553	5.85x10 <sup>-4</sup>	----
C <sub>3</sub>	89.3817	7.3966	2.83x10 <sup>-4</sup>	----
i-C <sub>4</sub>	26.6699	1.3200	2.02x10 <sup>-5</sup>	----
n-C <sub>4</sub>	45.2538	1.9355	7.27x10 <sup>-5</sup>	----
i-C <sub>5</sub>	2.2113	0.0546	7.76x10 <sup>-7</sup>	----
n-C <sub>5</sub>	2.9760	0.0657	6.13x10 <sup>-7</sup>	----
2,2-Metil-Benceno	0.0140	2.19x10 <sup>-4</sup>	9.21x10 <sup>-13</sup>	----
CicloPentano	0.1750	3.04x10 <sup>-3</sup>	3.20x10 <sup>-7</sup>	----
2,3-Meti-Benceno	0.0720	9.52x10 <sup>-4</sup>	7.80x10 <sup>-13</sup>	----
2-Metil-Pentano	0.4160	5.22x10 <sup>-3</sup>	1.58x10 <sup>-11</sup>	----
3-Metil-Pentano	0.2840	3.36x10 <sup>-3</sup>	3.55x10 <sup>-11</sup>	----
Hexano	0.6230	6.28x10 <sup>-3</sup>	1.34x10 <sup>-8</sup>	----
Meti-CiloPentano	0.1720	1.80x10 <sup>-3</sup>	5.37x10 <sup>-9</sup>	----
Benceno	0.1150	1.32x10 <sup>-3</sup>	1.35x10 <sup>-5</sup>	----
CicloHexano	0.0770	7.83x10 <sup>-4</sup>	9.95x10 <sup>-8</sup>	----
2,4-Metil-Pentano	0.0090	7.26x10 <sup>-5</sup>	7.49x10 <sup>-15</sup>	----
3,3-Metil-Pentano	0.0010	7.29x10 <sup>-6</sup>	9.08x10 <sup>-15</sup>	----
MDEA	0.0000	9.87x10 <sup>-6</sup>	1.49x10 <sup>-12</sup>	1.0000
H <sub>2</sub> O	0.0000	0.0765	0.0455	4.6134
Flujo (Lb-mol/hr)	350.790	73.506	1.020	5.613
Flujo (Lb/hr)	12,028	1,787	33.88	202
Flujo (GPM)	N/A	N/A	N/A	0.3942
Flujo (ft <sup>3</sup> /hr std)	133,119	27,890	387	N/A
Temperatura (°F)	110	73	105	104
Presión (psia)	126.0	111.7	22.0	22.0
Peso Molecular	34.288	16.197	33.226	36.035
Entalpia (BTU/lb)	192.308	194.206	255.742	52.586
Densidad (lb/Mft <sup>3</sup> )	0.7567	0.3199	0.1217	63.970
Gravedad especifica	0.453	0.559	0.1220	1.0257
Viscosidad (cp)	9.51x10 <sup>-3</sup>	9.15x10 <sup>-3</sup>	1.34x10 <sup>-2</sup>	0.6872

Corriente Componente	9	14	26	41
	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr	Lb-mol/hr
Estado	LIQ	LIQ	LIQ	LIQ
H <sub>2</sub>	0.2364	4.26X10 <sup>-3</sup>	2.27x10 <sup>-18</sup>	----
H <sub>2</sub> S	1.0585	1.0448	0.0760	0.0761
C <sub>1</sub>	0.0310	3.19x10 <sup>-4</sup>	7.02x10 <sup>-17</sup>	----
C <sub>2</sub>	0.0371	5.85x10 <sup>-4</sup>	3.19x10 <sup>-16</sup>	----
C <sub>3</sub>	0.0520	2.33x10 <sup>-4</sup>	9.17x10 <sup>-17</sup>	----
i-C <sub>4</sub>	1.71x10 <sup>-3</sup>	2.02x10 <sup>-5</sup>	6.43x10 <sup>-18</sup>	----
n-C <sub>4</sub>	3.45x10 <sup>-3</sup>	7.97x10 <sup>-5</sup>	1.95x10 <sup>-16</sup>	----
i-C <sub>5</sub>	5.92x10 <sup>-5</sup>	7.76x10 <sup>-7</sup>	6.65x10 <sup>-16</sup>	----
n-C <sub>5</sub>	5.65x10 <sup>-5</sup>	6.14x10 <sup>-7</sup>	3.28x10 <sup>-16</sup>	----
2,2-Metil-Benceno	3.73x10 <sup>-9</sup>	9.22x10 <sup>-13</sup>	1.76x10 <sup>-16</sup>	----
CicloPentano	9.01x10 <sup>-6</sup>	3.11x10 <sup>-7</sup>	3.39x10 <sup>-16</sup>	----
2,3-Meti-Benceno	2.26x10 <sup>-8</sup>	7.80x10 <sup>-12</sup>	4.46x10 <sup>-19</sup>	----
2-Metil-Pentano	7.24x10 <sup>-8</sup>	1.58x10 <sup>-11</sup>	4.16x10 <sup>-19</sup>	----
3-Metil-Pentano	8.69x10 <sup>-8</sup>	3.55x10 <sup>-11</sup>	2.39x10 <sup>-18</sup>	----
Hexano	2.23x10 <sup>-6</sup>	1.34x10 <sup>-8</sup>	1.27x10 <sup>-18</sup>	----
Meti-CiloPentano	8.01x10 <sup>-7</sup>	5.37x10 <sup>-9</sup>	4.36x10 <sup>-17</sup>	----
Benceno	4.38x10 <sup>-5</sup>	1.35x10 <sup>-5</sup>	2.23x10 <sup>-14</sup>	----
CicloHexano	2.27x10 <sup>-6</sup>	9.94x10 <sup>-8</sup>	1.04x10 <sup>-15</sup>	----
2.4-Metil-Pentano	1.68x10 <sup>-10</sup>	7.49x10 <sup>-15</sup>	4.65x10 <sup>-19</sup>	----
3,3-Metil-Pentano	5.85x10 <sup>-11</sup>	9.02x10 <sup>-15</sup>	1.50x10 <sup>-18</sup>	----
MDEA	8.5351	8.5351	8.5351	8.5351
H <sub>2</sub> O	56.2403	56.2132	56.1678	56.3177
Flujo (Lb-mol/hr)	66.159	65.799	64.779	64.929
Flujo (Lb/hr)	2,069.0	2,065.0	2,032.0	2,034.0
Flujo (GPM)	4.218	4.386	4.334	4.067
Flujo (ft <sup>3</sup> /hr std)	N/A	N/A	N/A	N/A
Temperatura (°F)	127	210	260	120
Presión (psia)	1433.0	37.2	31.0	1430.0
Peso Molecular	31.280	31.391	31.362	31.331
Entalpia (BTU/lb)	64.015	129.923	180.689	67.350
Densidad (lb/Mft <sup>3</sup> )	63.073	63.395	63.698	63.696
Gravedad especifica	1.0113	1.0165	1.0214	1.0213
Viscosidad (cp)	1.1251	0.4659	0.3372	1.2898

4.5 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS (CASO BASE CON MDEA)

4.5.1 Agua de proceso.

CLAVE	DESCRIPCION DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS
BH-101	Desobrecalentador del Rehervidor del Regenerador	5.5 lb/hr 0.02 GPM @ $r= 62.116 \text{ lb/ft}^3$

4.5.2 Agua de enfriamiento.

CLAVE	DESCRIPCION DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS
EA-102	Enfriador de MDEA Pobre	5,227 lb/hr 10.5 GPM @ $r= 62.014 \text{ lb/ft}^3$
EA-104	Enfriador de Descarga del Compresor	121,425 lb/hr 245 GPM @ $r= 61.966 \text{ lb/ft}^3$
EA-105	Condensador de Reflujo del Regenerador	358 lb/hr 0.72 GPM @ $r= 60.032 \text{ lb/ft}^3$

4.5.3 Vapor de Baja Presión.

CLAVE	DESCRIPCION DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS
EA-103	Rehervidor del Regenerador	290 lb/hr
EB-101	Tanque de Almacenamiento de MDEA (Serpentín de Calentamiento)	689 lb/hr



4.5.4 Energía Eléctrica.

CLAVE	DESCRIPCIÓN DE EQUIPO	REQUERIMIENTOS			
		Voltaje	Fases	Potencia Operación	Potencia Instalada
GA-101	Bomba de agua de lavado	120	1/3	0.02 HP	0.25 HP
GA-102	1er. Bomba de Recirculación MDEA Pobre	120	1/3	1.16 HP	2 HP
GA-103	Bomba de Reflujo del regenerador	120	1/3	0.04 HP	0.25 HP
GA-104	Bomba de Carga al Regenerador	120	1/3	0.9 hp	1 hp
GA-105	Bomba de Preparación y Recuperados de Amina	120	1/3	0.02 hp	0.25 hp
GA-106	2da. Bomba de Recirculación MDEA Pobre	440	3	19.20 hp	20 hp
GB-101	Compresor de Gas Amargo	13,800	3	1,330 hp	1500 hp

---

# ***Capítulo 5***

## ***Estimado de Inversión.***

---

## 5.0 ESTIMADO DE INVERSIÓN.

El Estimado de Inversión fue considerado en base a las características técnicas de los equipos descritas tanto para el caso de endulzamiento con DEA como para el caso de uso de la MDEA, utilizando los factores estadísticos para los materiales de interconexión, mano de obra de construcción e indirectos.

### 5.1 CÁLCULO DE LA INVERSIÓN FIJA.

#### 5.1.1 Caso base con DEA.

DESCRIPCIÓN	COSTA (USD)
Equipo:	697,300
Materiales:	
Tubería	
Concreto	
Acero	
Eléctrico	302,665
Instrumentos	
Aislamiento	
Pintura	
Construcción:	
Mano de Obra	461,866
Indirectos	
Partes de Repuesto:	74,998
Fletes:	49,998
Ingeniería y supervisión:	210,000
Administración:	94,570
<b>INVERSIÓN TOTAL:</b>	<b>1,891,397</b>

5.1.2 Caso alternativo con MDEA.

DESCRIPCIÓN	COSTA (USD)
Equipo:	747,031
Materiales:	
Tubería	
Concreto	
Acero	
Eléctrico	326,454
Instrumentos	
Aislamiento	
Pintura	
Construcción:	
Mano de Obra	496,117
Indirectos	
Partes de Repuesto:	82,142
Fletes:	53,674
Ingeniería y supervisión:	210,000
Administración:	100,811
<b>INVERSIÓN TOTAL:</b>	<b>2,016,230</b>

---

---

# ***Capítulo 6***

***Conclusiones***

***y***

***Recomendaciones.***

---

---

**CONCLUSIONES.**

De acuerdo a los resultados de la simulación realizada para el endulzamiento de una corriente de Gas Amargo producida en una planta Hidrodesulfuradora de Naftas primarias y en cuya composición no está incluido CO<sub>2</sub>, al realizar esta operación con el uso de las alcanolaminas, DEA y MDEA, se encontró que:

- i) Para cuando la carga a la planta de endulzamiento no contiene CO<sub>2</sub>, la inversión necesaria para la construcción de dicha planta en el caso de la DEA

CASO	INVERSIÓN (USD)
DEA	1,891,397
MDEA	2,016,230

- ii) Los Costos de Operación son menores para el caso en el cual se utiliza DEA, ya que los requerimientos de servicio son menores.

SERVICIO	DEA	MDEA
Agua de Proceso, (GPM)	0.01	0.02
Agua de Enfriamiento, (GPM)	254	256
Vapor de Baja Presión, (lb/hr)	911	980
Energía eléctrica, (HP)	1518	1525
Reposición de Solvente, lb/año	1,801	36,024

## Capítulo VI. Conclusiones y Recomendaciones

---

Además es importante mencionar que el costo de la DEA es menor en relación a la MDEA, 1,200 USD/Ton para la primera y entre 2,400 y 3,000 USD/Ton para la segunda.

A continuación se presenta una tabla en la que se resume el comportamiento del proceso con el uso de la DEA y MDEA como solventes.

Solvente	DEA	MDEA
Concentración del Solvente, %	20	50
Flujo Circulante, (GPM)	2.76	4.07
Especificación del Gas Dulce, (ppm en peso).	4-5	7-8

De esto último se deduce que el uso del solvente DEA

De acuerdo a lo revisado en la bibliografía y como observación, en los intentos de simulación de un posible contenido de CO<sub>2</sub> en la carga, se observó que la MDEA puede ser una mejor opción que la DEA, pero esto es tema de otro estudio.

La recomendación final que podemos dar, de acuerdo a los resultados obtenidos en este estudio, es que, para cargas de Gas Amargo sin contenido de CO<sub>2</sub> es mejor el uso de la DEA, ya que se tienen menores pérdidas por descomposición o arrastre, además de que mejora sustancialmente la remoción del H<sub>2</sub>S.

---

---

# ***Capítulo 7***

## ***Bibliografía.***

---

---



**BIBLIOGRAFÍA**

1. **Austin, T. George**, "Manual de los Procesos Químicos en la Industria", McGraw-Hill, México, 5ª. Edición, 1988.
2. **Campos, Maria y Perez, Yolanda.**, "Análisis de sistemas de regeneración en plantas endulzadoras con proceso Girbotol". UNAM, Facultad de Química, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, 1978.
3. **Carreón Zepeda, Octavio.**, "Estudio técnico comparativo de endulzamiento de gas". UNAM, Facultad de Química, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, 1966.
4. **Cuevas G., Ricardo y Méndez de la B., Erika F.**, "Estudio técnico-económico de reacondicionamiento de equipo para el proceso de endulzamiento de gas amargo existente por cambio en capacidad y condiciones de operación", UNAM, Facultad de Química, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, 1994.
5. **Instituto Mexicano del Petróleo**, Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales, División de Proceso, Departamento de Diseño de Proceso, "Manual de Diseño de Proceso", Vol. XII, Plantas Endulzadoras, México, 1981.
6. **Instituto Mexicano del Petróleo**, Subdirección de Investigación y Desarrollo Tecnológico en Transformación Industrial, Gerencia de Productos Químicos y Servicios Analíticos, "Visión integral para lograr una mayor eficiencia en los procesos de endulzamiento de gases con alcanolaminas", **Guzmán P., Guadalupe; Murrieta G., Florentino; Rebollo L., Ma. Esther; Trejo, Arturo.** Artículo inédito.
7. **Kern, Donald Q.**, "Process Heat Transfer". Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1960.

8. Kohl, A.L. & Riesendfeld, F.C., "Gas Purificación". Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1960.
9. MacKenzie, Douglas H., Chiraka P., Francis, Daniels, Chistina A., Bullin, Jerry A., "Desing & Operation of a Selective Sweeting Plant Using MDEA" Energy Progres, Vol. 7, No. 1, March, 1987.
10. Maddox, R.N., "Gas and Liquid Sweetening". Adison Wesley USA. 2<sup>nd</sup>. Ed., New York, 1974.
11. McKee, R. L., Changela, M. K. and Reading, G. J., "CO<sub>2</sub> removal membrane plus amine", Hydrocarbon Processing, April, 1991.
12. Perry, J.H., Chemical Engineers Handbook, 4<sup>th</sup>. Ed. Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1963.
13. TUNELL, Duke., "Methyldiethanolamine: a powerful industrial chemical", Petrochemical and Gas Processing, August, 1994.
14. Union Carbide & Carbon Corp., "Ethanolamines for gas treating". Technical Papers, April 1987.