

87  
207



**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

**ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO DE REACON-  
DICIONAMIENTO DE EQUIPO PARA EL PROCE-  
SO DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO  
EXISTENTE POR CAMBIO EN CAPACIDAD Y  
CONDICIONES DE OPERACION**

**TESIS MANCOMUNADA**  
Que para obtener el Título de  
**INGENIERO QUIMICO**  
p r e s e n t a n

**ERIKA FABIOLA MENDEZ DE LA BRENA  
RICARDO CUEVAS GONZALEZ**



**México, D.F.**

**1996**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

24 OCT 1997

TRABAJO PARA EL EXAMEN  
POR EL D. JURADO

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE:

PROF. ALEJANDRO ANAYA DURAND

VOCAL:

PROF. CLAUDIO ARMANDO AGUILAR MARTINEZ

SECRETARIO:

PROF. RAMON ARNAUD HUERTA

1er. SUPLENTE:

PROF. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ

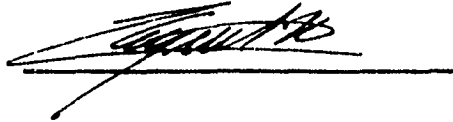
2ndo. SUPLENTE:

PROF. JOSE AGUSTIN TEXTA MENA

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:  
"INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO"

ASESOR DEL TEMA:

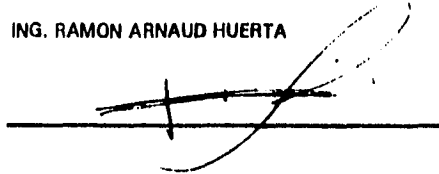
ING. CLAUDIO ARMANDO AGUILAR MARTINEZ



---

SUPERVISOR TECNICO:

ING. RAMON ARNAUD HUERTA



---

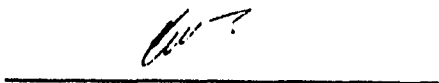
SUSTENTANTE:

ERIKA FABIOLA MENDEZ DE LA BENA

*Erika F Mendez de la B.*

---

RICARDO CUEVAS GONZALEZ



---

INDICE.

	PAG.
I. 1.0 INTRODUCCION.....	1
1.1 OBJETIVO.....	3
II. 2.0 GENERALIDADES DE ENDULZAMIENTO DE GAS.....	4
2.1 PROCESOS EXISTENTES.....	17
2.2 DESARROLLO DE NUEVOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS.....	22
III. 3.0 PLANTEAMIENTO GENERAL.....	29
3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO A LAS CONDICIONES DE OPERACION ORIGINALES.....	31
3.2 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.....	42
IV. 4.0 DESCRIPCION DE LOS CAMBIOS REQUERIDOS PARA LAS NUEVAS CONDICIONES DE OPERACION.....	63
4.1 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.....	64
V. 5.0 REACONDICIONAMIENTO DEL EQUIPO PARA LAS NUEVAS CONDICIONES DE OPERACION.....	105
5.1 TABLA COMPARATIVA DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS PARA LAS ALTERNATIVAS DE PROCESO.....	110
5.2 REQUERIMIENTO DE EQUIPO ADICIONAL.....	111
5.3 DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO.....	112
VI. 6.0 ANALISIS ECONOMICO DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS DE PROCESO.....	114
VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	132
VIII. BIBLIOGRAFIA.....	136
IX. ANEXOS.....	138

## CAPITULO I

### 1.0 INTRODUCCION

El gas amargo generalmente contiene compuestos indeseables, siendo los contaminantes más típicos el vapor de agua, el bioxido de carbono y los compuestos de azufre; principalmente el  $H_2S$ , los cuales deben extraerse antes de transportar, procesar o vender el gas.

En México, país en vías de desarrollo y adaptación industrial, se acentua aún más la necesidad de disponer de gas purificado, para utilizarse tanto como gas combustible, obtención de gas LP y gasolinas naturales así como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de la industria petroquímica.

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

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

Para el procesamiento del gas natural con el fin de obtener gas residual, etano, gas LP y gasolinas naturales se hace indispensable eliminar el ácido sulfhídrico,  $CO_2$  y agua, ya que el proceso al que se someterán posteriormente (plantas criogénicas) requiere un gas libre de los contaminantes

anteriores. Los líquidos recuperados del proceso criogénico (Etano, LP y gasolinas) se terminan de procesar en plantas fraccionadoras de licuables en las cuales tampoco deben existir los contaminantes mencionados.

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

El objetivo de este estudio es la optimización de equipo existente para el proceso de endulzamiento de gas amargo.

El Equipo fue diseñado y utilizado en una Plataforma marina en la Sonda de Campeche (Abkatun); se pretende aprovechar dicho equipo para endulzamiento de gas en una planta en San Pablo y Rincón Pacheco, municipio de Papaloapan, Veracruz; con cambio en capacidad y condiciones de operación tales como composición de gas amargo, temperatura y presión de alimentación, etc.

Se tomarán en cuenta balances de materia y energía a las condiciones originales y a las que se pretende trabajar para ver el desperdicio de energía y la forma en que se podría ahorrar dicha energía.

La manera de optimizar el equipo será haciendo algunas modificaciones al equipo existente de manera que convenga tanto técnica como económicamente.

El estudio técnico-económico nos dará como resultado si es posible utilizar dicho equipo con o sin modificaciones para las nuevas condiciones de operación, u optar por el uso de equipo nuevo utilizando el mismo proceso o si es posible utilizar un proceso nuevo más eficiente y más conveniente que el reacondicionamiento del equipo existente.

## CAPÍTULO II.

### 2.0 GENERALIDADES DE ENDULZAMIENTO DE GAS.

Los procesos para eliminar gases ácidos de una corriente de gas amargo son muy numerosos, pero casi todos operan en la misma forma: Mediante una absorción física y/o química de dichos gases por medio de productos químicos. El resto basa su operación en la adsorción física de los gases ácidos en sólidos. Así podemos clasificarlos tanto por la forma en que efectúan la eliminación como por el medio que utiliza como absorbente o adsorbente.

Entre los factores que se deben considerar para la adecuada selección de un proceso de endulzamiento de gas se encuentran los siguientes:

A) tipo de impurezas en la corriente de gas y líquido.

B) concentración de las impurezas y nivel al cual deben removerse.

C) selectividad requerida de gas ácido.

D) volumen de gas/líquido que va a procesarse y condiciones de temp. y presión a las que se encuentra el gas/líquido.

E) posibilidad de recuperación del azufre.

Los gases de refinería además del  $H_2S$  y  $CO_2$  pueden contener mercaptanos,  $CS_2$  o sulfuro de carbonilo. Si alguno de éstos 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 solamente si se remueven cantidades grandes de gas ácido. Con frecuencia en estos procesos no se obtienen las especificaciones del gas dulce.

Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta una concentración de 100-4 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 en relación a otros. Cuando se considera que hay recuperación de azufre, la selectividad hacia el  $H_2S$  es muy importante.

Dentro de los procesos de endulzamiento, en una clasificación general existen 2 clases de procesos de endulzamiento, 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 presión.

Los procesos con agentes sólidos de endulzamiento emplean un lecho através 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 para el endulzamiento del gas amargo.

En otra clasificación, tenemos el primer gran grupo, que emplea como absorbente un solvente orgánico; dentro de este grupo merecen una especial atención, y forman en sí un grupo aparte debido a su importancia, los de alkanolaminas (MEA, DEA, TEA, 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.

En la tabla I se muestran los procesos existentes para el endulzamiento del gas amargo.

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

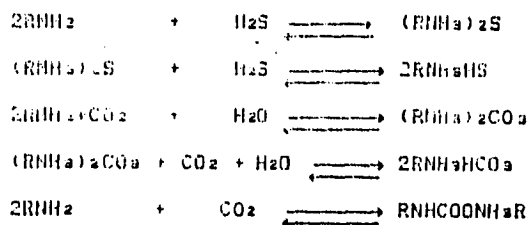
#### PROCESOS DE AMINA.

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.

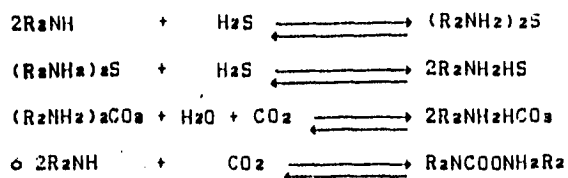
El principio de los procesos de amina se basa en una reacción reversible de una base débil con un ácido débil para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de aminas.

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

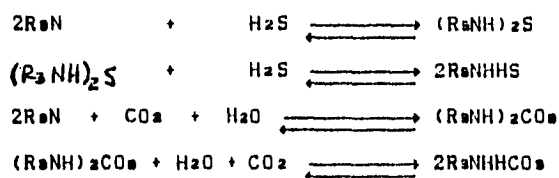
##### MONOETANOLAMINA:



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 esta 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.

## PROPIEDADES DE LAS AMINAS.

### MONOETANOLAMINA (MEA):

Líquido coloreado de olor amoniacal. Higroscópico  $\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$

Peso Molecular: 61.08 p. eb.  $170^\circ\text{C}$  p. cong.  $10.5^\circ\text{C}$

Flash point  $93.3^\circ\text{C}$   $d=1.018$  20 / 4 P. de vapor 6 mm a  $60^\circ\text{C}$

Dosis letal en ratas:  $\text{LD}_{50}=981$  mg/kg (oral).

peligro: Su explosión puede causar daños a la salud, o la muerte ya sea por vía oral, intraperitoneal o subcutánea.

Peligro de incendio: Cuando se expone al calor o a la flama, puede reaccionar violentamente con Acido acético, anhídrido acético, ácido acrílico, acrilonitrilo, Acido Clorosulfónico, HCl, HF,  $\text{HNO}_3$ , oleum y  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Para combatir el fuego se utilizan: espumas, espumas de alcohol y otros productos químicos.

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 las otras aminas, por lo que se tienen mayores pérdidas por vaporización sin embargo, éstas se pueden minimizar por medio de un lavado con agua de la corriente de gas dulce.

Aunque el proceso con MEA se considera no selectivo y la velocidad de absorción del CO<sub>2</sub> en MEA es menor que la del H<sub>2</sub>S, el CO<sub>2</sub> se absorberá casi totalmente cuando la remoción del H<sub>2</sub>S se lleva a cabo.

El proceso de MEA fácilmente reduce el H<sub>2</sub>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.

#### DIETANOLANINA (DEA).

Líquido coloreado viscoso, PM. 105.14 p. fusión 28°C  
p. eb. 269°C (con descomposición), flash point 152°C  
d= 1.0919 a 30 /20 presión de vapor 5 mm a 138°C.

Dosis letal en ratas: LD<sub>50</sub>= 710 mg/kg por vía oral. Peligro de fuego: ligero, cuando se expone al calor o flama, puede reaccionar con algunos materiales oxidándolos. Para combatir el fuego: Espuma de alcohol, agua y CO<sub>2</sub>.

El proceso de DEA se aplica comúnmente en el endulzamiento de gas de refinería y líquidos amargos. Estas corrientes contienen además de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, cantidades apreciables de

sulfuro de carbonilo y sulfuro de carbono, contaminantes con los que la DEA no reacciona. Actualmente este proceso se esta empleando 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<sub>2</sub>S como el CO<sub>2</sub>. Para el tratamiento de gas natural y operando a presiones arriba de 15.5 Kg/cm<sup>2</sup>man, se obtiene un gas dulce con 4 ppm de H<sub>2</sub>S.

#### TRietanolamina (TEA).

Líquido viscoso de color amarillo pálido. P.M.:149.19, P. fusión= 21.2 C, P.Ebullición= 360 C, Flash point=179 C, d=1.1258 a 20 /20 . Presión de Vapor= 10 mm Hg a 205 C. Dosis letal en ratas. LD<sub>50</sub>=8680 mg/Kg por via oral. Toxicidad= poca por via oral. Se ha comprobado que causa daños al hígado y a los riñones en animales expuestos crónicamente. Peligro de fuego: Ligero cuando se expone al calor o a la flama. Es muy peligroso cuando se calienta, pues se descompone emitiendo vapores tóxicos de NO<sub>x</sub>, puede reaccionar vigorosamente con algunos materiales oxidándolos. Para combatir el fuego: Espumas de alcohol o CO<sub>2</sub>.

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 ó la DEA. Haciendo una comparacion de la TEA con respecto a la MEA ó 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.

#### METILDIETANOLAMINA (MDEA).

Líquido claro. PM. 119.16, p. eb. 240°C, flash point 127°C  
d=1.043. presión de vapor: 0.01 mm a 20°C.

Toxicidad: Se desconoce. Datos no suficientes y sin experiencias registradas disponibles que permitan una afirmación.

Peligro de fuego: Ligero, cuando se expone a calor o a flama; puede reaccionar causando oxidaciones. Para combatir el fuego: Espumas de alcohol ó CO<sub>2</sub>.

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. Hoy en día tanto la TEA como la MDEA tienen muy poca aplicación como agentes de endulzamiento.



#### 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 desventajas están: su alto costo, pérdidas por formación de productos no regenerables debidos a reacciones con  $\text{COS}$  y  $\text{CS}_2$ , mayores en comparación con el uso de MEA y corrosión excesiva en el acero al carbón.

#### 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 ( $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ ) mayores del 10%. La relación  $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$  que se encuentra en las plantas que utilizan este proceso varía desde 34 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.

TABELA 1

PROCESOS PARA ENDULZAMIENTO DE GAS

PROCESO	EXTRAE		MEDIO	ESTADO
	H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>	ABSORBENTE	
Absorción química con un líquido:				
Monoetanolamina	SI	SI	MEA	Activo
Dietanolamina	SI	SI	DEA	Activo
Trietanolamina	SI	SI	TEA	Comerc. No importa
Metildietanolamina	SI	NO	MDEA	Comerc. No importa
Econamina	SI	NO	DGA	Activo
SNPA/DEA	SI	SI	DEA	Activo
Sulfinol	SI	SI	Sulfinolane Isopropanolamina	Activo
Soluciones de sales alcalinas:				
Catacarb	SI	SI	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> caliente	Activo
Carbonato de potasio Caliente	SI	SI	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> caliente	Activo
Giammarco Ventrococke CO <sub>2</sub>	NO	SI	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Activo
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> al vacío	SI	NO	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Comerc. no importa
Trifosfato de potasio	SI	NO	K <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	Activo
Benfield	SI	SI	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> benfield	Activo
Seabord	SI	SI	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Comerc.

PROCESO	EXTRAE		MEDIO	
	H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>	ABSORBENTE	ESTADO
<b>Absorción química y/o física:</b>				
Purisol	SI	SI	n-metil-2pyro- lidona	Activo
Estasolvan	SI	NO	tri-n-butilfosfato	Activo
Solvente Fluor	SI	SI	Carbonato de Propileno	Activo
Selexol	SI	SI	Dimetil poli- Etilenglicol	Activo
<b>Absorción-Oxidación con líquido:</b>				
Glammarco Vetrocoke (H <sub>2</sub> S)	SI	NO	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /arsenitos	Activo
Ferrox	SI	NO	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Activo
Manchester	SI	NO	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Activo
Thylox	SI	NO	Tioarsenato de Amonio o sodio	Activo
Strettford	SI	NO	Sol. de quinona	Activo
Takahax	SI	NO	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /1.4 naq taquinona/2-sul- fonato de sodio	Activo
Towsond	SI	NO	Trietilenglicol	
Lacy-Keller	SI	NO		
Sulfonyl	SI	NO		
<b>Lechos sólidos:</b>				
Oxido de fierro	SI	NO		Activo
Malias Moleculares	SI	SI		Activo

## 2.1 PROCESOS EXISTENTES.

Los procesos listados en la tabla 1 se pueden agrupar para su descripción en 4 grandes grupos de acuerdo con el tipo de solvente utilizado como medio absorbente.

Grupo 1: ABSORCIÓN QUÍMICA CON UN LÍQUIDO.

abarca Adip, Econamina, Girbotol, SNPA-DEA y Sulfinol.

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 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.

#### GRUPO II: ABSORCIÓN QUÍMICA Y/O FÍSICA.

abarca: Estasolvan, Fluor, Purisol, y Selexol.

El proceso 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 absorción, y sale gas dulce producto por el domo de la misma. El solvente rico se pasa a una sección de regeneración por reducción de presión que generalmente consta de varias etapas (dos o más) de reducción a diferentes presiones, con el objeto de desorber los gases absorbidos. El solvente regenerado en esta etapa puede enviarse directamente al domo de la columna de absorción, aunque en ocasiones es preferible calentar y desorber el solvente semipobre para asegurar que el gas tratado alcance las especificaciones de la línea. También pueden usarse una combinación de ambos sistemas de regeneración alimentado parte del solvente semipobre, producto de la sección de regeneración por reducción de 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 desorbador, el solvente pobre pasa al domo del absorbador y el gas ácido producto queda listo para enviarse a un quemador o un 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 absorbador 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 este tipo de proceso para máxima recuperación de energía y efecto de enfriamiento.

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

#### GRUPO III: SOLUCIONES DE SALES ALCALINAS.

Abarca: Benfield, Carbonato de potasio caliente, Catacarb, Glanmarco Vetrocok (CO<sub>2</sub>) y NH<sub>3</sub> cáustico.

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 en gases ácidos. Esta solución rica se envía a la columna de regeneración; los gases ácidos se desorben en esta 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.



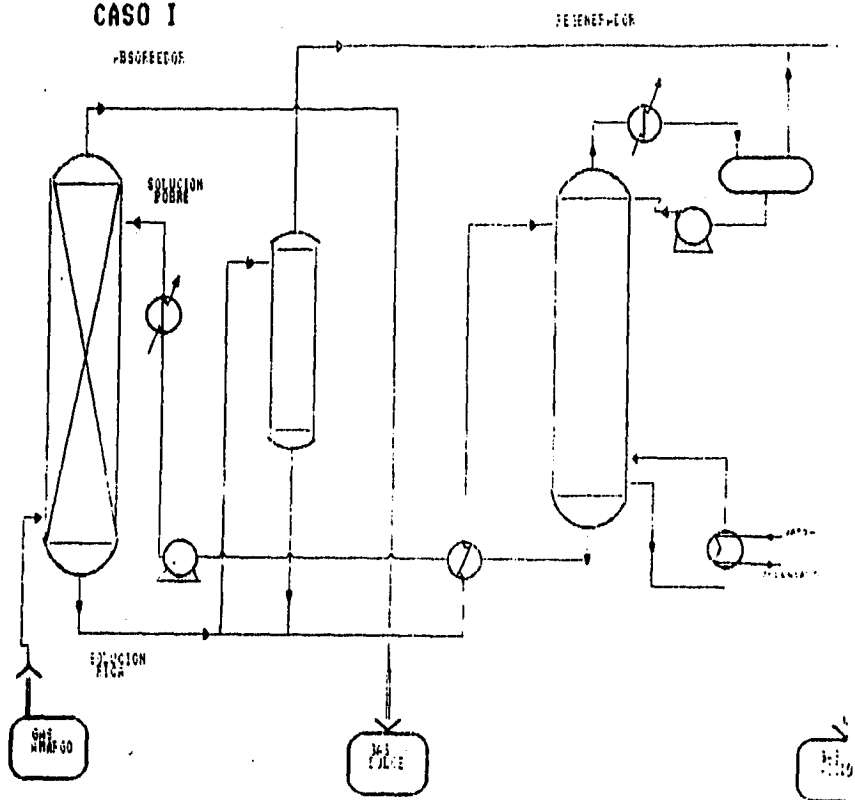
#### GRUPO IV: ABSORCION-OXIDACION CON LIQUIDOS.

Abarca: Glammarco Vetrocoke (H<sub>2</sub>S) y Strettford.

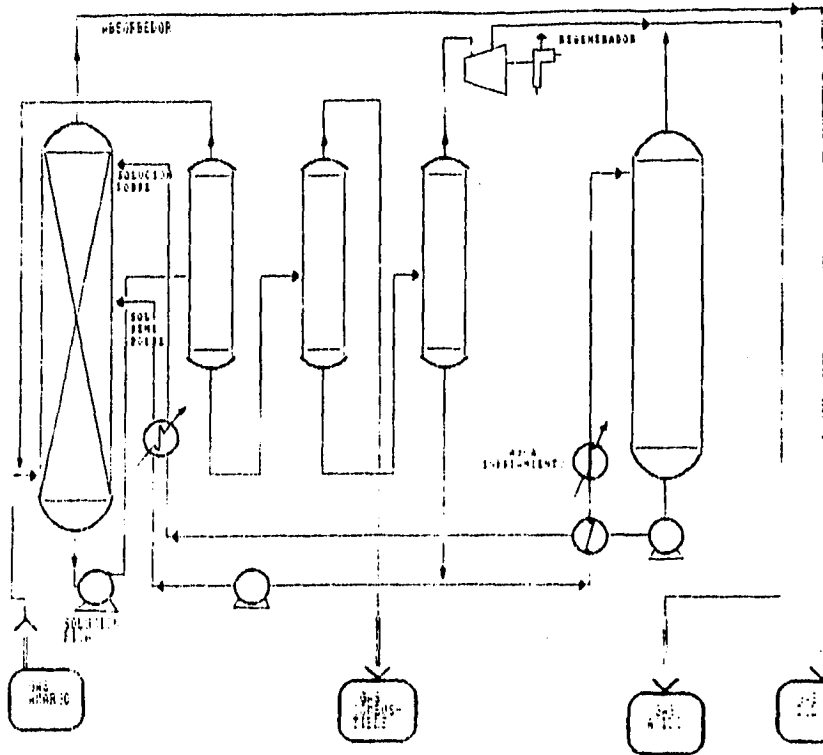
El proceso se basa en la absorción química regenerativa de H<sub>2</sub>S mediante una solución de sales inorgánicas o una mezcla de éstas con un solvente orgánico. El gas amargo alimentado se pone en contacto, a contracorriente, con una solución pobre o regenerada en una columna de absorción, y sale 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<sub>2</sub>S 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.

CASO I



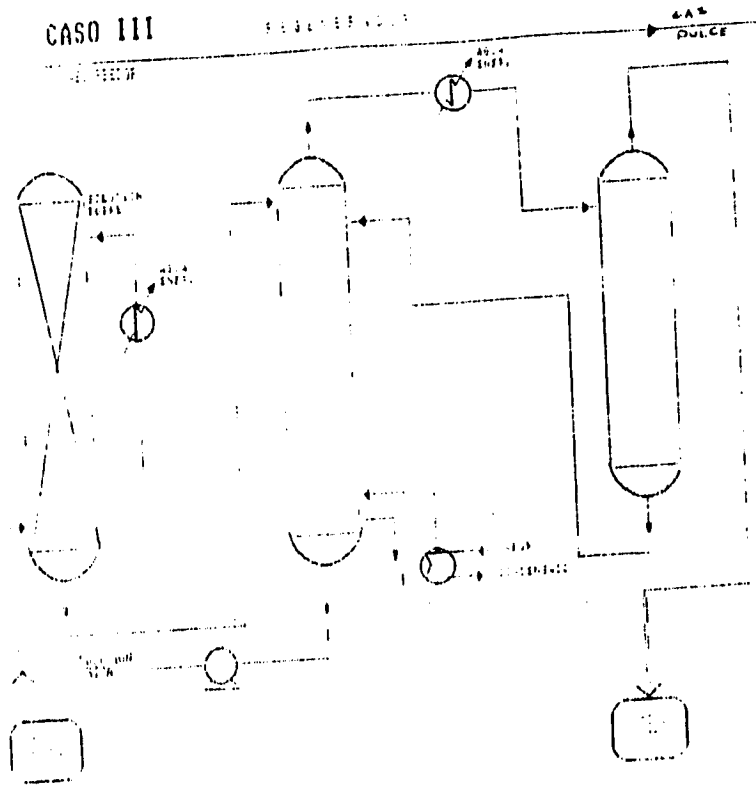
# CASO II



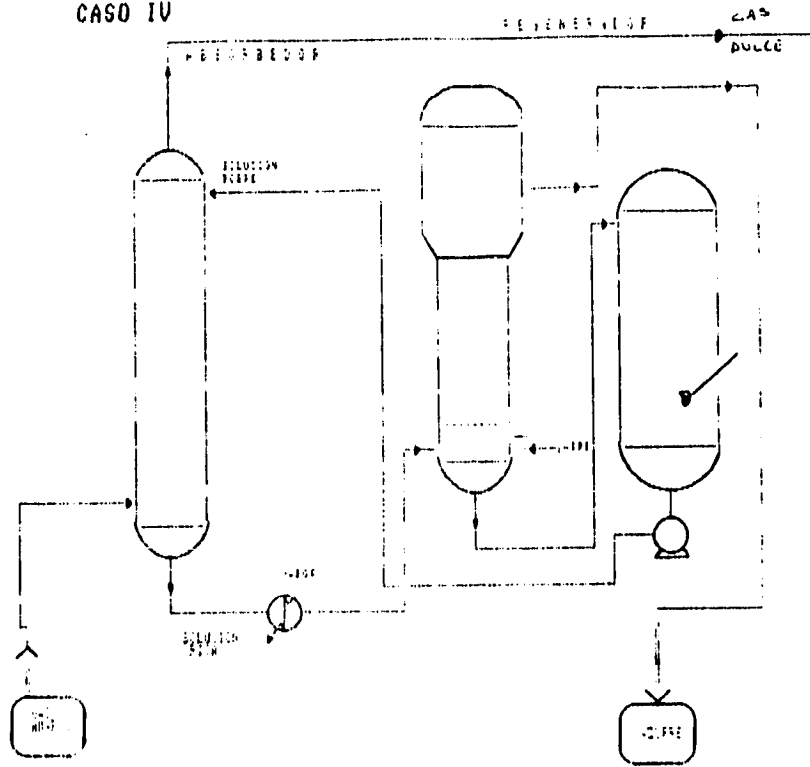
CASO III

PROCESSO

GAS  
DOLCE



CASO IV



### 3.2 DESARROLLO DE NUEVOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO.

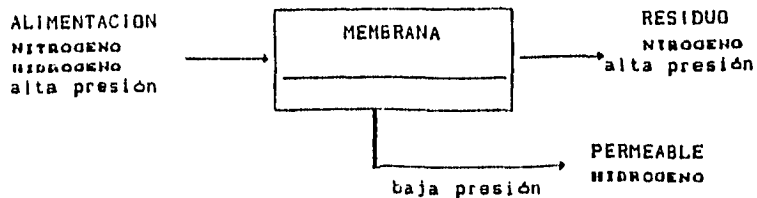
La introducción de membranas como medio de separación de gases es aún joven, y su tecnología esta siendo desarrollada como una operación unitaria de las más importantes durante las 2 últimas décadas.

La separación de gases por medio de membranas compite con procesos criogénicos y una variedad de procesos de adsorción y absorción (ej. DEA., NDEA, 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. La forma 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 esta manejada por la presión de la alimentación en el proceso.



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 Nitrogeno 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

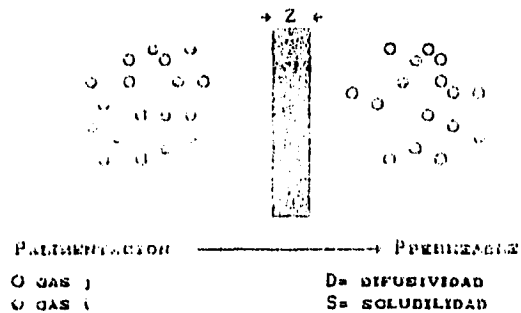
gases para estas membranas y son: La ley de Fick y la ley de Henry. Estas dos leyes predicen el comportamiento del flujo de un gas a través de una membrana no porosa de espesor de capa  $Z$  basado en la difusividad ( $D$ ) y la solubilidad ( $S$ ) del gas en una membrana particular.

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 ( $L_g$ ), factor de separación ( $\alpha$ ), y rapidez de flujo de gas ( $J$ ) de la membrana están definidas 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 está reportada en unidades de  $\text{cm}^3 \text{cm}^{-2} \text{seg}^{-1} \text{cm}^{-1}$  de mercurio y la permeabilidad como:  $\text{cm}^3 \text{cm}^{-2} \text{seg}^{-1} \text{cm}^{-1}$  de mercurio.





LEY DE FICK:  $J_i = -D_i \left( \frac{dc_i}{dz} \right)$

LEY DE HENRY:  $C_i = S_i \cdot P_i$

PERMEANZA:  $\overline{Lg_i} = S_i \cdot D_i$

PERMEABILIDAD:  $Lg_i = \frac{\overline{Lg_i}}{2}$

FACTOR DE SEPARACION:  $\alpha(i/j) = \frac{Lg_i}{Lg_j}$  FLUJO:  $J = Lg \cdot \text{AREA} \cdot (P_F - P_P)$

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 AMINA, 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 2a. etapa es reciclado a la alimentación para completar la recirculación. Para la misma cantidad de membrana altos flujos de alimentación dan altos flujos de producto pero baja pureza. Las membranas pueden operar en un rango que oscila entre 50 a 2000 psi, dependiendo de la utilización que se les da; 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 de:

< 2% de CO<sub>2</sub>, <4ppm de H<sub>2</sub>S y 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 (abajo 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 en 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 adecuado 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.

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  
CaH<sub>2</sub>, Ca<sup>+</sup>, Na presentes en pequeñas cantidades.

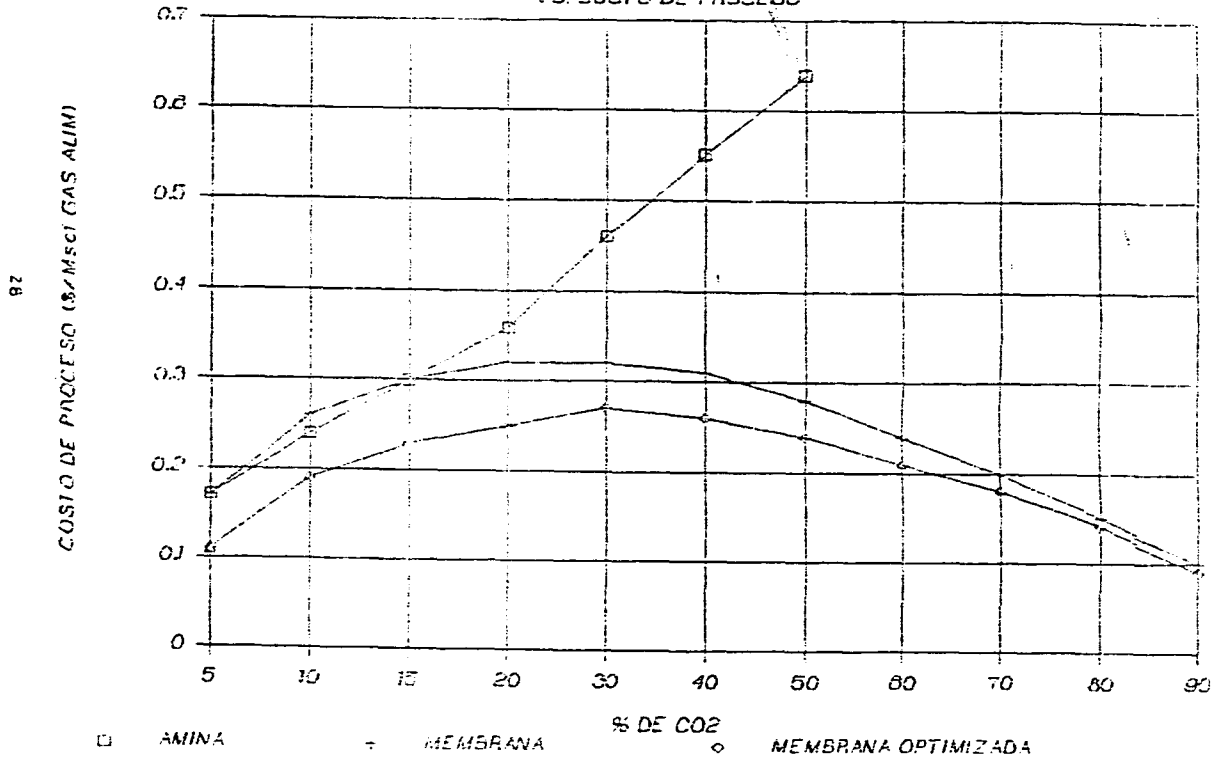
Para obtener un producto con la siguiente composición:

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 ( $3.54 \times 10^{10}$  J/m<sup>3</sup>)

Las curvas resultantes de costo de proceso Vs. % de CO<sub>2</sub> en la alimentación son una prueba clara de la eficiencia de las membranas para endulzamiento de gas. Se observa que el costo de proceso por membranas 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.

GRAFICA DE % DE CO2 EN ALIM  
VS. COSTO DE PROCESO



### CAPITULO III

#### 3.0 PLANTEAMIENTO GENERAL.

Se requiere endulzar una corriente de 10 MMCFD de gas amargo a las siguientes condiciones:

0.25 granos de H<sub>2</sub>S / 100 CF y 0.06% en peso de CO<sub>2</sub>.

La composición química del gas amargo es la siguiente:

COMPONENTE	% MOL
Agua	0.0740
Bioxido de Carbono	0.0600
Acido Sulfidrico	0.1000
Metano	98.607
Etano	0.7790
Propano	0.1000
I-Butano	0.0300
N-Butano	0.0300
N-Hexano	0.0200

Se cuenta con equipo de proceso que fue utilizado en una planta de endulzamiento de gas que utilizaba una sol. de dietanolamina de 166 GPM al 30% en peso como medio endulzante. Este equipo endulzaba una corriente de gas de 14.4 MMCFD cuya composición química es la siguiente:

COMPONENTE	% EN MOL
Agua	0.170
Bioxido de Carbono	3.409
Acido Sulfhidrico	1.492
Nitrogeno	0.412
Metano	59.362
Etano	17.363
Propano	10.620
I-Butano	1.3650
N-Butano	3.5280
I-Pentano	0.7500
N-Pentano	0.8830
N-Hexano	0.2970
N-Heptano	0.2500
N-Octano	0.0330
N-Nonano	0.0040

Por medio del siguiente estudio se tendrá que decidir si el equipo existente es utilizable para la nueva corriente de gas amargo, modificable o que equipos se tendrán que cambiar utilizando balances de materia y energia, así como dimensionamiento de quipo.

Con el Analisis económico concluiremos si el reacondicionamiento es economicamente viable ó si tendremos que optar por nuevos procesos de endulzamiento tal como los que utilizan membranas como medio de separación.

### 3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO A LAS CONDICIONES DE OPERACION ORIGINALES.

El principal objetivo del sistema de endulzamiento de gas y regeneración de amina es eliminar el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> de la corriente de gas natural que proviene de la salida de un paquete de compresión y de la línea que va a la entrada de un deshidratador.

Debido a que la temperatura de la solución se incrementa en la torre de absorción, es esencial que el gas sea enfriado antes de entrar a la torre endulzadora.

El gas y el condensado del enfriador de gas son separados en un depurador y el condensado retornado al drenador de separador de condensados.

El gas que proviene del enfriador entra a la torre de amina por el fondo, abajo de la sección empacada y fluye en forma ascendente a través del empaque a contracorriente con la solución de amina; esta solución remueve esencialmente el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> del gas. el gas ya endulzado sale por la parte superior de la torre.

El gas tratado se envía de la torre de amina hacia el depurador de amina en donde la amina que fue arrastrada se elimina y se regresa a la sección del fondo de la torre endulzadora.

La amina de alta presión (conteniendo H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y saturada con hidrocarburos) proveniente de la torre endulzadora, se envía al tanque de evaporación de amina en donde los vapores de hidrocarburo son eliminados (a 100 psig) y regresados al sistema de compresión del gas.

La amina rica del tanque de evaporación es enviada al intercambiador amina-amina en donde se calienta antes de entrar a la columna de destilación para separar y eliminar el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub>.

El H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> salen por la parte superior de la columna llevando un poco de agua. El agua se condensa en el condensador de reflujo de amina y es separada del CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S en el acumulador de reflujo; el agua es bombeada de regreso a la columna de destilación de amina, para condensar los vapores de amina que llegan a la parte superior de la columna.

Los gases H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> van hacia la línea que conecta con el quemador de gas amargo. Debido al alto contenido de CO<sub>2</sub>, se requiere introducir una cierta cantidad de gas combustible en la línea que va hacia el quemador de gas amargo para asegurar la combustión.



La amina fluye en forma descendente y es calentada por los vapores de amina que provienen del fondo de la columna por el sistema de circulación de amina caliente. Las bombas de circulación de amina succionan de la parte inferior de la columna y la bombean hacia el calentador de fuego directo; saliendo de este, regresa a la parte inferior de la columna. En la corriente de circulación el flujo es controlado para asegurar velocidades óptimas a través de los serpentines del calentador. La temperatura de salida del calentador esta controlada para proporcionar calor constante en la base de la columna de destilación.

Se mantiene un nivel fijo en el fondo de la columna enviando el exceso a través del intercambiador de amina-amina el enfriador de amina, el filtro de amina, el filtro de carbón de amina y el tanque de balance de amina.

Se suministra gas dulce del sistema de gas combustible al tanque de balance para prevenir el contacto de la amina con aire lo cual podría causar la degradación de la solución.

Las bombas principales de amina pobre succionan del tanque de balance de amina y bombean la amina directamente a la torre endulzadora.

El flujo de amina a la torre endulzadora esta controlado a la descarga de la bomba, de tal manera que una parte de la amina pueda ser regresada al tanque de balance.

La amina entra a la torre endulzadora a través del sistema de distribución interno de la torre; la amina fluye en forma descendente a través del empaque.

### 3.2 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

Primero se estableceran los criterios generales de diseño para la realización del balance de materia y energía.

#### A) Química básica del proceso.

Se puede considerar que tanto en la MEA como en la DEA el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad del agua mientras que el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para la absorción de gases ácidos. Tanto la MEA como la DEA se pueden considerar químicamente estables porque se pueden calentar a su punto normal de ebullición sin descomponerse. Los valores de presión de vapor que se muestran a continuación indican que las pérdidas de MEA serán mayores que para la DEA:

	MEA	DEA
peso molecular	61	105
presión de vapor @100°F	0.03	0.0001

La efectividad de cualquier amina para absorber gases ácidos se debe a su alcalinidad. La magnitud de este factor se ilustra en la figura que muestra los valores de pH en curvas de análisis volumétricos para soluciones de diferentes aminas de aproximadamente 2N cuando son neutralizados con CO<sub>2</sub>.

Tal y como se menciona anteriormente, es posible desorber el gas ácido de la solución de amina cuando a ésta se le eleva la temperatura en el rango de 240 °F a 260 °F mediante la aplicación de calor.

B) Especificaciones de la alimentación y de los productos.

Las características operacionales del proceso, permiten tratar gas amargo con una concentración pequeña o mediana de gases ácidos, aproximadamente un máximo de 25%  $\text{CO}_2$  y 25% en mol de  $\text{H}_2\text{S}$ . Las especificaciones de los productos más estrictas de 0.25 granos  $\text{H}_2\text{S}/100$  pies cúbicos estándar y 0.03% en peso de  $\text{CO}_2$  se obtiene con la dietanolamina cuando se opera por encima de 500 psig.

C) Concentración residual de gas ácido en la amina pobre y relación de vapor de agotamiento.

Un parámetro que comúnmente se utiliza en la industria de tratamiento de gas amargo para expresar el calor dado al regenerador es la relación de vapor de agotamiento expresada en lb de vapor/gal de solución de amina circulada.

Las correlaciones de la figura 1 pueden emplearse para soluciones de DEA.

Se recomienda que la solución de amina sea regenerada como máximo hasta 0.15 moles de gas ácido/mol de amina con el fin de minimizar los problemas de corrosión en la planta.

La relación de vapor debe ser tal que cumpla con el requerimiento de la amina regenerada. Normalmente se emplea de 1.1 a 1.2 lb vapor / gal de solución.

Para asegurar que la desorción de los gases ácidos se efectúe en el regenerador de DEA y no en el rehervidor, la relación

de reflujo debe estar en el rango de 3 a 1 lb mol de agua/lb mol de gas ácido.

D) Concentración máxima y absorción neta de gases ácidos.

Con el fin de determinar la concentración máxima de gas ácido en soluciones acuosas de amina, es necesario disponer de datos de equilibrio. Una amina que ha reaccionado parcialmente con uno de los componentes del gas ácido ejercerá una presión de vapor igual a la del otro gas ácido. Por ejemplo, si parte de la amina reacciona con  $\text{CO}_2$  existirá una presión parcial aparente de  $\text{H}_2\text{S}$  sobre la solución. Lo inverso también es verdadero. Los datos de equilibrio se encuentran graficados mediante datos que se han obtenido experimentalmente. Se tienen datos para soluciones de DEA de presión parcial de equilibrio del  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  vs. mol  $\text{CO}_2$ /mol DEA y mol  $\text{H}_2\text{S}$ / mol DEA cuando ambos solutos están presentes en la solución. (fig. 2 a fig. 9 del anexo).

Para otras temperaturas se puede interpolar en la gráficas por interpolación logarítmica. La concentración de gas ácido en la solución rica a la salida del absorbador se toma como 70% de la concentración en el equilibrio o bien, puede fijarse una carga máxima.

Se recomienda una carga máxima en la solución rica de 0.43 moles de gas ácido/ mol de MEA para cuando se emplean soluciones alrededor de 20% en peso de MEA y de 0.4 para soluciones de DEA al 25% en peso o menos. También se recomienda que la cantidad neta de gas ácido absorbido (pick-up) sea de 0.3 a 0.4 moles de gas ácido/ mol de amina cuando se opera con soluciones de MEA o DEA hasta 25% en peso.

El pick-up es la diferencia entre la máxima concentración de gas ácido en la solución rica (fondo del absorbedor) y la concentración residual en la solución pobre (Fondo de la torre regeneradora).

El proceso SNPA-DEA que emplea solución de DEA en el rango de 25 al 30% en peso, puede absorber gases ácidos hasta una relación de 1 a 1.3 moles de DEA/ mol de gas ácido, siempre y cuando la presión del gas ácido alimentado a la planta sea alta.

E) Concentración de la solución de amina.

La selección de la concentración de amina es completamente arbitraria y generalmente se escoge sobre la base de corrosión y experiencia en operación. 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.

Es de notarse que el incremento en la concentración de amina reduce la cantidad de solución requerida para absorber los gases ácidos y de ahí el costo de la planta. Sin embargo, el efecto no es tan grande como se espera, debido a que la presión de vapor del gas ácido es mayor en soluciones más concentradas para relaciones moles de gas ácido/mol de amina equivalentes. Es decir, cuando se pretende absorber la misma cantidad de gas ácido con menor cantidad de solución, el incremento en la temperatura será mayor debido al calor de reacción, ocasionando que la presión de vapor del gas ácido en la solución aumente.

#### F) Temperatura

##### F.1 Absorbedor.

La temperatura de alimentación de la solución de amina pobre al absorbedor debe ser 10°F mayor que la del gas amargo que entra por el fondo de la torre para evitar condensación de hidrocarburos y la subsecuente formación de espuma que se producirá especialmente si la corriente gaseosa está húmeda. Normalmente la solución pobre se alimenta en un rango de 100-130°F.

Cuando el contenido de gas ácido en el gas amargo es alrededor de 1% , la cantidad de solución para efectuar la purificación es pequeña y la mayor parte del calor de reacción se va con el gas dulce.

Para corrientes de gas que contienen grandes proporciones de gas ácido (arriba de 5%), normalmente se requiere una gran cantidad de solución por lo que ésta al llevarse esencialmente todo el calor de reacción enfría el gas que se está purificando. En este caso la temperatura de salida del gas dulce se supone igual a la de la solución pobre.

#### F.2. Regenerador de DEA.

La solución de amina rica debe alimentarse al regenerador a 170-200°F. Este rango requiere menor cantidad de calor del que es posible transferir de la solución de amina pobre caliente que sale del fondo del regenerador.

Generalmente la solución pobre deja el regenerador a una temperatura entre 240 y 250°F, siendo la máxima temperatura de salida 260°F que corresponde a una presión máxima en el fondo de la torre regeneradora de 21 psig. a temperaturas mayores, la MEA y la DEA tienden a degradarse.

#### F.3. Rehervidor.

Generalmente se emplea vapor saturado de baja presión de aproximadamente 45 a 55 psia (274-287°F). Debe evitarse que la temperatura del vapor de agotamiento sea superior a 298 °F para prevenir que las paredes de los tubos estén expuestas a altas temperaturas. Se aconseja rastrear las temperaturas del vapor para asegurar que no exista sobrecalentamiento. El sobrecalentamiento puede eliminarse inyectando vapor condensado en la línea de vapor de baja presión que va al rehervidor.



G. presión.

G.1. Absorbedor.

El absorbedor puede operar en un rango amplio de presión que va desde la presión atmosférica hasta 1200 psig dependiendo del destino del gas dulce. Si el gas va a emplearse como gas combustible, la torre puede operar a 60 o 30 psig mínimo. Si se requiere que el gas cumpla con la especificación de 0.25 granos/100 ft<sup>3</sup> estándar, se recomienda operar por arriba de 200 psig para el caso en que se trabaje con MEA y 500 psig cuando la solución empleada sea DEA.

G.2. Regenerador.

La presión de operación de esta torre está en función de la presión de entrega requerida del gas ácido en límites de batería. Normalmente el rango de operación es de 8 a 20 psia (domo). Aunque la mejor regeneración de la solución se obtiene a mayor presión debido a que se incrementa la temperatura del fondo de la torre y con esto se logra una mejor desorción, especialmente del CO<sub>2</sub>, aumenta la corrosión y degradación de la amina. Por lo tanto la presión en el fondo del regenerador no debe exceder de 21 psig que corresponde a una temperatura de 260°F.

se considera una caída de presión en la torre de 4 psi.

CALCULOS PARA EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LA PLANTA  
 ENDULZADORA DE GAS EN LA PLATAFORMA DE ABKATUN (SONDA DE  
 CAMPECHE).

-Corriente de entrada al absorbedor (1).

Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.170	2.25
Co <sub>2</sub>	44	3.409	45.08
H <sub>2</sub> S	34	1.482	19.73
Metano	16	59.362	765.0
Etano	30	17.363	229.61
Propano	44	10.620	140.44
i-Butano	58	1.365	18.05
n-Butano	58	3.528	47.33
i-Pentano	72	0.758	9.82
n-Pentano	72	0.683	11.67
n-Hexano	86	0.297	3.89
n-Heptano	100	0.250	3.31
n-Octano	114	0.053	0.70
n-Nonano	128	0.004	0.05

p. molecular promedio: 26.45. s.gr. 0.8763

Densidad del aire 0.067 lb/ft<sup>3</sup>.

$$\text{Flujo total: } 13.217 \cdot 10^6 \frac{\text{ft}^3}{\text{dia}} \cdot 0.8763 \cdot 0.067 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 7.76 \cdot 10^5 \text{ lb/dia.} = \underline{32,333 \text{ lb/hr}} = 1322.41 \text{ lbmol/hr.}$$

Temperatura: 100°F Presion: 1014.7 psia.

1) CALCULO DE LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES EN LA SOLUCION  
POBRE DE AMINA.

-cálculo de la relación de alimentación:

$$R = \frac{\text{lbmol/hr de H}_2\text{S}}{\text{lbmol/hr de CO}_2} = 19.73/45.08 = 0.44 \quad \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol CO}_2}$$

Con el valor de R y para una relación de 1.1 lb de vapor / gal  
de solución de la fig. 1 del anexo obtenemos:

Concentración residual:

727.27 granos de CO<sub>2</sub>/ gal de solución

36.36 granos de H<sub>2</sub>S/ gal de solución

Las concentraciones residuales expresadas en relación mol  
son:

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lb mol DEA}} = \left[ \frac{36.36 \text{ granos H}_2\text{S}}{\text{gal de sol}} \right] \left[ \frac{7.481 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.97)(62.4) \text{ lb}} \right]$$

$$\left[ \frac{1 \text{ lb H}_2\text{S}}{7000 \text{ granos}} \right] \left[ \frac{1 \text{ lbmol H}_2\text{S}}{34.08 \text{ lb H}_2\text{S}} \right] \left[ \frac{1 \text{ lb sol.}}{0.3 \text{ lb DEA}} \right] \left[ \frac{105.14 \text{ lb DEA}}{\text{lbmol DEA}} \right]$$

$$\boxed{\text{lbmol H}_2\text{S}/\text{lbmol DEA} = 0.0066}$$

De igual forma obtenemos:

$$\boxed{\text{lbmol CO}_2/\text{lbmol DEA} = 0.102}$$

$C_a \text{ total} = C_a \text{ H}_2\text{S} + C_a \text{ CO}_2 = 0.0066 + 0.102 = 0.1086 \text{ lb mol gas}$   
 ácido/mol DEA.

2) Checar las especificaciones dadas para el gas dulce y la solución pobre que no excedan las condiciones de equilibrio en el domo del absorbedor.

$T = 110^\circ\text{F}$  (temp. de entrada de DEA y salida de gas dulce)

$p = 1005 \text{ psia}$  (se considera una caída de presión de 10 psi)

El contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas dulce debe ser de 0.25 granos/100  $\text{ft}^3$  st :

$$\frac{0.25 \text{ granos}}{100 \text{ ft}^3} = \frac{1 \text{ lb}}{7000 \text{ granos}} \cdot \frac{1 \text{ lbmol H}_2\text{S}}{34 \text{ lb}} \cdot \frac{\text{ft}^3}{(0.858)(0.067) \text{ lb}}$$

$$\frac{26.45 \text{ lb}}{\text{lbmol gas dulce}} = \boxed{4.6 \times 10^{-6} \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol gas dulce}}}$$

$P_{\text{parcial de H}_2\text{S en el gas}} = 1005 \cdot 4.6 \times 10^{-6} = 0.0046$

La presión parcial de  $\text{H}_2\text{S}$  que estaría en equilibrio con solución de DEA que contenga 0.0066 lbmol  $\text{H}_2\text{S}$ /lbmol DEA y 0.102 lbmol  $\text{CO}_2$ /lb mol DEA a  $T = 110^\circ\text{F}$  se obtiene por extrapolación en las gráficas de equilibrio. El valor obtenido aproximado es: 0.0008 psi por lo que se cumple con las especificaciones de gas dulce.

3) CALCULO DE LA TEMPERATURA DE LA SOLUCION DE DEA EN EL FONDO DE LA TORRE Y FLUJO DE DEA.

-Se hará un balance de materia por lo que se necesitan los siguientes datos:

$-\Delta H_c = 713 \text{ BTU/lb de CO}_2$        $-\Delta H_s = 717 \text{ BTU/lb de H}_2\text{S}$

por lo que el calor de reaccion total será:

$$\Delta H_r = \left[ \frac{0.03409 \text{ lbmol CO}_2}{\text{lb mol gas amargo}} \times \frac{713 \text{ BTU}}{\text{lb CO}_2} \times \frac{44 \text{ lb CO}_2}{\text{lbmol CO}_2} \right] + \left[ \frac{0.01492 \text{ lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol gas amargo}} \times \frac{717 \text{ BTU}}{\text{lb H}_2\text{S}} \times \frac{34 \text{ lb H}_2\text{S}}{\text{lb mol}} \right]$$

$$\Delta H_r = 1434.19 \text{ BTU/lbmol gas amargo}$$

la capacidad calorifica de la solución de amina es:

$C_p = 0.9 \text{ BTU/lb sol } ^\circ\text{F}$  para una sol. de DEA al 30% en peso:

$$C_p = \frac{0.9 \text{ BTU}}{\text{lb sol } ^\circ\text{F}} \times \frac{\text{lb sol}}{0.3 \text{ lb DEA}} \times \frac{105.14 \text{ lb DEA}}{\text{lb mol DEA}} = 315.42$$

$$C_p = 315.42 \text{ BTU/lbmol DEA } ^\circ\text{F}$$

- $C_p$  medio del gas de  $100 - 110^\circ\text{F}$  :

$C_p = \sum C_{pi} x_i$  donde  $C_{pi} = C_p$  de cada componente en el gas  
 $x_i =$  fracción peso de cada componente

Con los datos de  $C_p$  del apendice obtenemos:

$$C_p = 0.48 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

Tomando en cuenta el calor que toma el gas al ser calentado de  $100$  a  $110^\circ\text{F}$  tenemos:

$$Q = C_p \Delta t = 0.48 \times 10 \times 26.45 = 127 \text{ BTU/lb mol de gas}$$

Definiendo una variable R como moles de DEA circulada por mol de gas amargo. Usando la variable R (la mínima circulación de DEA requerida para remover el gas ácido del gas amargo) un balance de calor alrededor del absorbedor es:

$$R(315.42 \Delta t) + 127 = 1434.29$$

de donde:  $R = 4.14/\Delta t.$

El siguiente paso es suponer temperaturas de manera que las presiones parciales de los gases ácidos en el gas sean iguales a las calculadas:

$$P_{\text{parcial H}_2\text{S}} = 0.01492 \times 1015 = 15 \text{ psi}$$

$$P_{\text{parcial CO}_2} = 0.03409 \times 1015 = 34.6 \text{ psi}$$

Prueba 1.  $T_a = 155^\circ\text{F}$  (temperatura de salida de la solución rica).

$$R = 4.14/(155-110) = 0.092 \text{ moles de DEA/mol de gas amargo.}$$

Los constituyentes individuales de concentración molar en la DEA serán:

$$\text{CO}_2: 0.102 + 0.03409/0.092 = 0.4725 \text{ moles CO}_2/\text{mol de DEA}$$

$$\text{H}_2\text{S}: 0.0066 + 0.01492/0.092 = 0.1687 \text{ moles H}_2\text{S/mol de DEA}$$

$$\text{lbmol gas ácido/lbmol DEA} = 0.6412$$

Bajo estas condiciones las presiones parciales son:

$$A \ 122^\circ\text{F} - 50^\circ\text{C} - 582^\circ\text{R} \qquad A \ 212^\circ\text{F} \ 100^\circ\text{C} \ 582^\circ\text{R}$$

$$\text{CO}_2: \ 15.64 \text{ psia} \qquad 147.91 \text{ psia}$$

$$\text{H}_2\text{S}: \ 7.84 \text{ psia} \qquad 31.62 \text{ psia}$$

$$155 \text{ F} = 615^\circ\text{R} \qquad 110 \text{ F} = 570^\circ\text{R}$$

Para determinar las presiones de vapor a 155°F interpolar de acuerdo con:

$$\ln P_{\text{parcial CO}_2} = \ln 15.84 + \left[ \frac{\frac{1}{570} - \frac{1}{615}}{\frac{1}{570} - \frac{1}{672}} \right] \ln 147.91/15.84$$

$\ln P_{\text{parcial CO}_2} = 3.8397$  por lo que  $P_{\text{parcial CO}_2} = 46.51$  psia.  
de igual forma para H<sub>2</sub>S

$$\ln P_{\text{parcial H}_2\text{S}} = \ln 7.94 + 0.4822(\ln 31.62/7.94)$$

$$\ln P_{\text{parcial H}_2\text{S}} = 2.74 \quad P_{\text{parcial H}_2\text{S}} = 15.46 \text{ psia.}$$

Como a la temperatura supuesta de 155 °F las presiones parciales para H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> son mayores que las del gas de entrada, se supone una temperatura menor.

Prueba 2.  $t_2 = 153^\circ\text{F}$ .

$R = 0.0962$  moles DEA/mol gas amargo.

$$\text{CO}_2: 0.102 + 0.03409/0.0962 = 0.456$$

$$\text{H}_2\text{S}: 0.0066 + 0.01492/0.0962 = 0.1615$$

De las fig. 25, 26, 27, 28 :

	112°F	212°F
P CO <sub>2</sub> psia	7.9	89.12
P H <sub>2</sub> S psia	5	25.11

por interpolación obtenemos a 153°F:

$$P_{\text{parcial CO}_2} = 24.21$$

$$P_{\text{parcial H}_2\text{S}} = 10.54$$

Interpolando entre 155 y 153°F obtenemos:

$$T_2 = 153 + (\ln(15/15.46))/(\ln(10.54/15.46)) * 2 = 153.2$$

$$T_2 = 153 + (\ln(34.6/46.51))/(\ln(24.21/46.51)) * 2 = 154$$

Como puede observarse el CO<sub>2</sub> es el que controla y por lo tanto la temperatura de salida de la DEA rica será de 154°F

por lo que tenemos:

R = 0.094 moles DEA/ mol gas amargo. y los constituyentes individuales serán:

CO<sub>2</sub>: 0.465 mol CO<sub>2</sub>/ mol DEA

H<sub>2</sub>S: 0.1653 mol H<sub>2</sub>S/ mol DEA

0.63 mol gas ácido/mol DEA

Esta relación representa la relación de amina que requeriría una torre infinita para cumplir con las especificaciones de reparación, debido a esto, se tomará una aproximación del 70% de la concentración de equilibrio por lo que se tiene:

$$0.63 * 0.7 = 0.4412 \text{ lbmol gas ácido/mol DEA}$$

$$0.102 + 0.03409/R = X$$

$$0.0066 + 0.01492/R = Y$$

$$X + Y = 0.4412$$

Resolviendo las tres ecuaciones anteriores obtenemos:

R = 0.1473 mol DEA/mol gas amargo.

X = 0.3333 mol CO<sub>2</sub>/mol DEA

Y = 0.1078 mol H<sub>2</sub>S/mol DEA

Total: 0.4411 mol gas ácido/mol DEA (carga máxima)



Por lo que el pick-up es:

$$0.4411 - 0.1086 = 0.3325 \text{ mol gas ácido/ mol DEA}$$

$$\text{lb gas ácido/hr} = (19.73 \text{ mol H}_2\text{S/hr} \cdot 34.08) + (45.08 \cdot 44.01) =$$

$$2658.37 \text{ lb gas ácido/hr}$$

$$\text{lbmol DEA/hr} = (64.81 \text{ lbmol gas ácido/hr}) / (0.3325 \text{ lbmol gas ácido/mol DEA}) = \underline{195}$$

$$\text{lb DEA/hr} = 195 \cdot 105.14 = 20493.6$$

y como se emplea DEA al 30% en peso:

$$\text{lb sol/hr} = 20493.6 / 0.3 = 68,312 \text{ convirtiendo a GPM:}$$

$$68,312 / 8.5 \text{ (lb sol/gal)} \cdot 60 = 134 \text{ GPM} \cdot 1.25 = \boxed{168 \text{ GPM}}$$

Corrigiendo la temperatura de salida de la DEA con la nueva R obtenemos:

$$T_2 = 1434.19 - 127 / 0.1473 (315.42) + 110 = \boxed{139^\circ\text{F}}$$

#### 4) COMPOSICION DE : DEA POBRE, DEA RICA Y GAS DULCE.

Composición de la solución de DEA pobre:

$$\text{lbmol DEA/hr} = 195 \cdot 1.25 = 245$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 0.0066 \cdot 195 \cdot 1.25 = 1.6$$

$$\text{lbmol CO}_2/\text{hr} = 0.102 \cdot 195 \cdot 1.25 = 24.86$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O/hr} = (68,312 - 20,496.6) \cdot 1.25 / 18 = 3320.5$$

A este valor hay que agregar la cantidad de agua que es arrastrada en el gas dulce. Considerando una caída de presión de 10 psi en el absorbedor, resulta una presión en el domo

del absorbedor de 990 psig a la cual deberá calcularse el agua de saturación de los hidrocarburos:

$T=110\text{ F}$   $P_T=1005\text{ psia}$

$\text{lbmol H}_2\text{O}/\text{lbmol H.C.} = P_{\text{vap H}_2\text{O}}/(P_T - P_{\text{vap H}_2\text{O}})$

$P_{\text{vap a 110 F}} = 1.274\text{ psia}$

por lo que se obtiene:

$1.274/(1005-1.274) = 0.00127\text{ mol H}_2\text{O}/\text{mol H.C.} * (1322.4-67.06)$

$\text{lbmol H.C./hr} = 1.594\text{ lbmol H}_2\text{O/hr}$

$\text{lbmol H}_2\text{O/hr en la sol. pobre} = 3320.5 + 1.594 = 3322.1$

(8)

Composición de la solución de DEA pobre:		
	lbmol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	1.6	0.0400
CO <sub>2</sub>	24.06	0.6900
DEA	245	6.800
H <sub>2</sub> O	3322.1	92.44
total	3593.56	100

Peso molecular promedio: 23.79

Flujo total:  $23.79 * 3593.56 = 85,490.8\text{ lb/hr}$

-Composición del gas dulce:

$$\text{H}_2\text{S}: \frac{\text{lb mol H}_2\text{S}}{\text{lbmol H}_2\text{S} + (1257.6 + 1.594)} = 0.000005$$

Por lo que: lbmol H<sub>2</sub>S = 0.0063

$$\text{CO}_2: \text{lbmol CO}_2 = 0.0006(\text{lbmol CO}_2 + 1259.2)$$

$$\underline{\text{lbmol CO}_2 = 0.756} \quad \underline{\text{lbmol H}_2\text{O} = 2.25 + 1.594 = 3.844}$$

COMPOSICION DE GAS DE SALIDA DEL ABSORBEDOR (GAS DULCE) (2)

Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.306	3.844
CO <sub>2</sub>	44	0.060	0.756
H <sub>2</sub> S	34	0.00005	0.0063
Metano	16	62.568	785.0
Etano	30	18.301	229.61
Propano	44	11.193	140.44
i-Butano	58	1.439	18.05
n-Butano	58	3.772	47.33
i-Pentano	72	0.790	9.92
n-Pentano	72	0.930	11.67
n-Hexano	86	0.313	3.93
n-Heptano	100	0.263	3.31
n-Octano	114	0.055	0.70
n-Nonano	128	<u>0.004</u>	<u>0.05</u>
		100%	1,254.6 lbmol/hr
peso molecular promedio: 25.36			
Flujo total = 1,254.6 * 25.36 = 31,826.44 lb/hr			

Composición de la solución rica de DEA:

Por balance de materia en el absorbedor se tiene:

$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 19.73 + 1.6 - 0.0063 = 21.323$$

$$\text{lbmol CO}_2\text{/hr} = 45.08 + 24.86 - 0.756 = 69.184$$

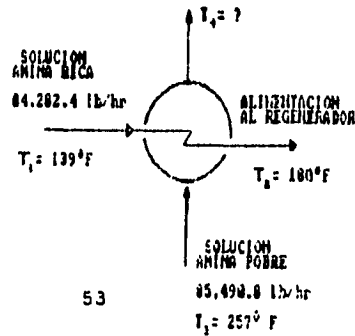
COMPOSICION DE LA SOLUCION RICA DEA (3)		
	lb mol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	21.323	0.58
CO <sub>2</sub>	69.184	1.89
H <sub>2</sub> O	3320.5	90.82
DEA	245.00	6.7
total	3,656.00	100%

peso molecular promedio: 24.42

Flujo total = 3,656 \* 24.42 = 89,282.4 lb/hr

5) CARGAS TERMICAS DE: INTERCAMBIADOR ANINA-AMINA, ENFRIADOR DE AMINA, REHENVADOR Y CONDENSADOR.

-Temperatura de la solución pobre a la salida del intercambiador DEA rica- DEA pobre:



Por un balance de energía en la solución rica se tiene:

$$Q_{a-a} = M_i \bar{C}_p (T_2 - T_1) \quad \text{si: } C_p @ 139^\circ\text{F} = 0.9 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_p @ 180^\circ\text{F} = 0.92 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = 89,282.4 \text{ lb/hr} * ((0.9+0.92)/2 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} * (180-139)^\circ\text{F}$$

$$\underline{Q_{a-a} = 3,331,126.3 \text{ BTU/hr}}$$

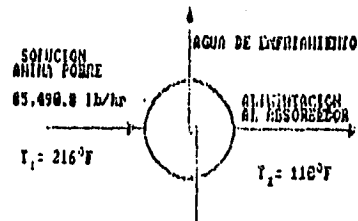
Balace de Energía en la solución pobre:

$$Q = M_i C_p (T_2 - T_1) \quad \text{si } C_p @ 257-200 = 0.95$$

$$3,331,126.3 / 85,490.8 = 0.95(257 - T_1) \text{ por lo que:}$$

$$\underline{T_1 = 216^\circ\text{F}}$$

-Carga del enfriador de DEA pobre:



$$Q_{enf} = 85,490.8 * (0.93) * (216 - 110) \quad \underline{Q_{enf} = 8,427,383 \text{ BTU/hr}}$$

-Carga termica del Rehervidor del Regenerador.

$$T = 257^\circ\text{F} \quad \lambda_{vap} @ 30 \text{ psig} = 928.2 \text{ BTU/lb} \quad \text{s.gr.} = 0.985$$

$$Q_{reh} = \left[ \frac{1.1 \text{ lb vap}}{\text{gal. sol.}} \right] \left[ \frac{89,282.4 \text{ lb}}{\text{hr}} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.985 * 62.4) \text{ lb}} \right]$$

$$\left[ \frac{7.46 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{928.2 \text{ BTU}}{\text{lb}} \right] = \underline{11,093,814.06 \text{ BTU/hr}}$$

-Calor que entra al regenerador con la solución rica:

$$Q_A = (89,282.4 \text{ lb/hr})(C_p)(180 - T_u)$$

la  $T_u$  puede escogerse igual a la de la entrega del gas ácido en límites de batería:

$$C_p = 0.93 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q_A = (89,282.4)(0.93)(180 - 100) = 6,642,610.5 \text{ BTU/hr}$$

-Calor que sale del regenerador con la solución pobre:

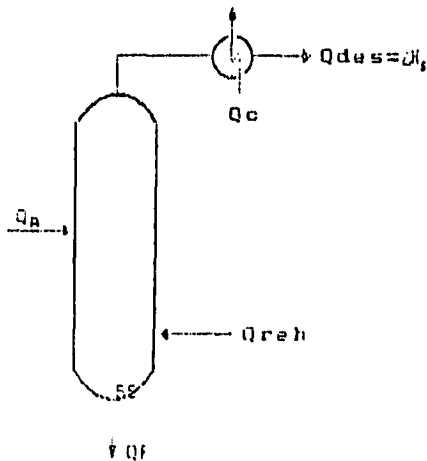
$$Q_R = (85,480.8)(0.93)(257 - T_a) = 12,482,511.7 \text{ BTU/hr}$$

El calor necesario para desorber el gas ácido de la solución rica es igual al calor de reacción de los gases ácidos con la amina:

$$\Delta H_R = 1434.19 \text{ BTU/lbmol gas amargo} \times 1322.41 \text{ lbmol/hr} = \underline{1,896,587.2 \text{ BTU/hr}}$$

-Carga térmica del condensador.

Se obtiene haciendo un balance global en el regenerador de DEA:



$$Q_A + Q_{\text{ref}} = Q_F + \Delta H_A + Q_C \quad \text{despejando } Q_C:$$

$$Q_C = Q_A + Q_{\text{ref}} - Q_F - \Delta H_A \quad \text{sustituyendo:}$$

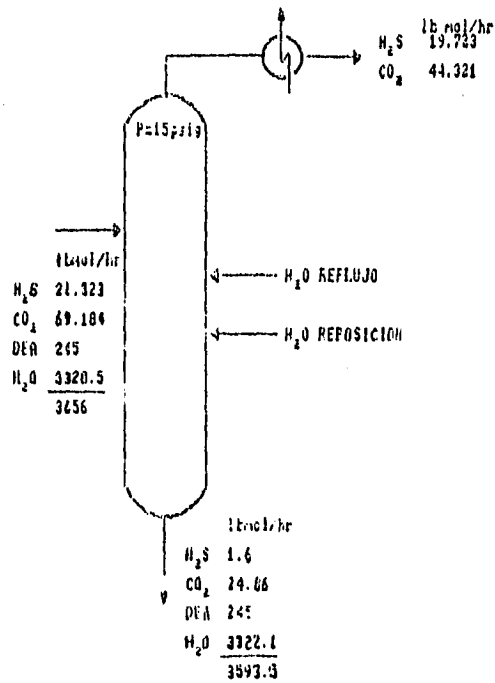
$$Q_C = 6,642,610.0 + 11,093,614.0 - 12,482,511.7 - 1,896,587.2 =$$

$$\underline{Q_C = 3,357,325.9 \text{ BTU/hr}}$$

6) COMPOSICIONES EN: DOMO REGENERADOR, SALIDA DE CONDENSADOR Y REFLUJO.

-Temperatura en el domo del regenerador:

De un balance de materia se obtiene el gas Acido absorbido:





El cálculo de esta temperatura involucra la suposición de una temperatura en el domo para encontrar la composición de ésta corriente y así calcular la carga térmica del condensador para compararla con  $Q_c$  (carga del condensador), ya calculado anteriormente; si estos valores son iguales la temperatura supuesta es la correcta.

$$\text{si } T = 230^\circ\text{F} \quad P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 23.32 \text{ psia} \quad P_T = 29.7 \text{ psia.}$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 23.32/29.7 = 0.785$$

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O} + \text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2} = 0.785$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2 = 19.723 + 44.324 = 64.05$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O} = 233.646$$

De aquí obtenemos la siguiente tabla:

Composición en el domo del regenerador:

	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	Cp	Cp mezcla
H <sub>2</sub> S	19.723	670.58	0.098	0.248	0.024
CO <sub>2</sub>	44.324	1950.7	0.285	0.220	0.083
H <sub>2</sub> O	233.64	4209.3	0.616	0.456	0.261
Total	297.68	6830.6			0.368

-Cálculo de la composición a la salida del condensador:

a  $t = 100^\circ\text{F}$  (Temperatura de entrega del gas ácido):

$$P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 0.95 \quad X_{\text{H}_2\text{O}} = 0.95/29.7 = 0.032$$

$$\text{lbmol/hr H}_2\text{O} = 0.032(64.05)/(1-0.032) = 2.117$$

de lo cual obtenemos la siguiente tabla:

Composición a la salida del condensador: (10)					
	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	Cp	Cp mezcla
H <sub>2</sub> S	19.723	670.58	0.2521	0.248	0.0625
CO <sub>2</sub>	44.324	1950.7	0.7335	0.220	0.1613
H <sub>2</sub> O	2.1173	38.1	0.0143	0.456	0.00625
Total	66.16	2659.4			0.2304

$\lambda$  cond @ 100°F = 1037 BTU/lb

Considerando que no hay arrastre de gas amargo en el agua de recirculación:

$$Q_{ca} = 6830.6 \times (0.368 + 0.2304) / 2 \times (238 - 100) + 1037 (4209.3 - 38.1)$$

$$Q_{ca} = 4.92 \times 10^4 \approx Q_c(\text{calculado})$$

si  $T = 232^\circ\text{F}$      $P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 21.5 \text{ psia}$      $P_T = 29.7 \text{ psia.}$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 21.5 / 29.7 = 0.7239$$

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O} + \text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2} = 0.7239$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2 = 19.723 + 44.324 = 64.06$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O} = 162.7$$

De aquí obtenemos la siguiente tabla:

Composición en el domo del regenerador (300 °F)					
	lbmol/hr	lb/hr	Y (peso)	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>
H <sub>2</sub> O	19.723	670.59	0.1808	0.245	0.01
CO <sub>2</sub>	44.324	1550.7	0.3514	0.270	0.07
H <sub>2</sub>	162.7	2928.4	0.4676	0.476	0.24
Total	226.747	5649.69			0.347

A cond 0 100 °F = 1037 BTU/lb

Considerando que no hay absorción de gas amargo en el agua de reposición:

$$Q_{ca} = 5649.6 \times (0.347 + 0.2304) / 2 \times (232 - 100) + 1037 (2928.4 - 38.1)$$

$$Q_{ca} = 3.2 \times 10^6 \text{ Btu} \approx Q_c(\text{calculado}) = 3.3 \times 10^6$$

Por lo que la temperatura en el domo del regenerador será:

$$132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con las composiciones obtenidas podemos encontrar la relación de refiljo que debe de estar dentro del rango de 3 a 1 lbmol H<sub>2</sub>O/lbmol gas ácido para una buena operación del regenerador.

$$\text{lbmol H}_2\text{O/lbmol gas ácido} = (162.7 - 2.1173) / 84.05 = 2.5$$

R=2.5
-------

El agua total de reposición al regenerador es:

$$2.1173 + 1.594 = 3.71 \text{ lbmol/hr.}$$

COMPRESIÓN DE LA HIDRAULICA DE LA TORRE Y EL DIÁMETRO.

DIÁMETRO DE LA TORRE:

$W_{\text{sol}} = 89,232 \text{ lb/hr}$

$\rho_{\text{sol}} = (1.025 \times 62.371) = 63.93 \text{ lb/ft}^3$

$W_{\text{gas}} = 32,333 \text{ lb/hr}$

$\rho_{\text{gas}} = 0.058 \text{ lb/ft}^3$

$V_{\text{sol}} = (32,333 / 0.058) / 3600 = 154.85 \text{ ft}^3/\text{seg}$

$GPM = (89,232 / 63.93) \times (7.48 / 60) = 174$

$Dt = 1.13 (V_{\text{sol}} / R_0 - GPM) \times \ln R_1^{1/2}$

$V_{\text{sol}} = \text{ft}^3/\text{seg} \left[ \frac{50}{51 - 50} \right]^{1/2}$

$V_{\text{sol}} = 4.86$

$Dt = 1.13 (4.86 / R_0 - 174 \ln R_1)^{1/2}$

Donde  $R_0$  y  $R_1$  son parámetros del empaque. Para anillos rasching de 1 1/2 pulgadas se obtienen de las figuras 11 a 15 los siguientes valores:

$R_0 = 0.176$

$R_1 = 0.236$

$R_2 = 0.973$

por lo que  $Dt = 6.5 \text{ ft}$ .

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA TORRE ABSORBEDORA

$$\Delta P = R_0 F_s \times 1.5 + R_7 \times L + R_u \text{ Exp } \left[ R_0 (C_s / C_{st}) \right]$$

Obteniendo los valores de los parametros del empaque.

tenemos:

$$R_0 = 0.20 ; R_7 = 0.01 ; R_u = 0.0035 ; R_0 = 7$$

$$C_s = V_s [ \delta_0 / (\delta_L - \delta_0) ]^{1/2} \text{ donde } V_s = \text{ft}^3 / \text{seg} / \text{Area}$$

$$\text{Area} = \pi D L^2 / 4$$

$$F_s = V_g (\delta_0)^{1/2} ; L = \text{GPH} / \text{Area}$$

$$C_{st} = R_0 (R_0)^L$$

Sustituyendo valores obtenemos:

$$C_s = 0.1494$$

$$F_s = 1.10$$

$$L = 5.50$$

$$C_{st} = 0.2$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación de  $\Delta P$  obtenemos:

$$\Delta P = 1.07 \text{ in H}_2\text{O} / \text{ft de empaque.}$$

Ahora se checará el grado de mojado del empaque por medio de un valor  $n$  obtenido de la figura 10 si  $n > 1$  nos indica que se aprovechará bien el empaque. si es menor se necesitará calcular un nuevo flujo de solución, de manera que sea eficiente el aprovechamiento de empaque.

% de INUNDACION =  $100 * C_s / C_{sf} = 74.7$

$L_v = (\text{lb sol. rica/hr}) / (\text{lb/ft}^3) = 1396.55 \text{ ft}^3/\text{hr sol. rica}$

Con  $D_t$  diametro de empaque y  $L_v$  obtenemos el valor de  $n$  de la figura donde:  $n > 1$  lo que indica que se aprovechará bien el empaque

#### CAPITULO IV.

##### 4.0 DESCRIPCION DE LOS CAMBIOS REQUERIDOS PARA LA NUEVA CAPACIDAD Y CONDICIONES DE OPERACION.

Al observar la composición de la corriente de alimentación al sistema de endulzamiento de gas, nos damos cuenta que la cantidad de gases ácidos es claramente menor a la cantidad de gases ácidos contenidos en la planta de Abkatun.

Dadas estas condiciones usaremos una solución 20% en peso de DEA, y una relación de 1 lb vap/gal de solución; esto se debe a la poca cantidad de DEA que se necesita para endulzar el gas a las condiciones más estrictas.

Los equipos de intercambio y flujo de calor van a estar claramente sobrados por lo que se procederá a realizar el balance de materia y energía con el fin de cuantificar las cargas térmicas y determinar que tan sobrados están los equipos.

Se tomarán criterios tanto técnicos como económicos para decidir si se cambian o se dejan los equipos mencionados.

En caso de ser necesario el cambio de equipos, se procederá a su diseño, tomando en cuenta los criterios de diseño experimentales dados en la literatura.

4.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA A LAS NUEVAS CONDICIONES DE OPERACION. (SAN PABLO Y RINCON PACHECO, PAPALOAPAN, VERACRUZ).

-Corriente de entrada al absorbedor (1).

Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.074	0.809
Co <sub>2</sub>	44	0.06	0.658
H <sub>2</sub> S	34	0.1	1.097
Metano	16	98.807	1084.85
Etano	30	0.779	8.558
Propano	44	0.1	1.097
i-Butano	58	0.03	0.329
n-Butano	56	0.03	0.329
n-Hexano	72	0.02	0.219

Temperatura 82°F , 28°C

presión: 883 psia

Flujo total : 17,847 lb/hr

p. mól. promedio: 16.25

- Condiciones del producto:

1/4 grano H<sub>2</sub>S por ft<sup>3</sup> standar de gas

menos de 600 ppm de CO<sub>2</sub> (0.03 % peso de CO<sub>2</sub>).



1) CALCULO DE LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES EN LA SOLUCION PORTE DE ANINA.

- calculo de la relacion de alimentacion:

$$R = \frac{\text{lbmol/hr de H}_2\text{S}}{\text{lbmol/hr de CO}_2} \quad R = 1.097/0.658 = 1.667 \quad \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol CO}_2}$$

Con el valor de R y para una relacion de 1.0 lb de vapor / gal de solucion de las fig. 13 y 14 obtenemos:

Concentracion residual:

727 granos de CO<sub>2</sub>/ gal de solucion

75 granos de H<sub>2</sub>S/ gal de solucion

Las concentraciones residuales expresadas en relacion mol son:

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lb mol DEA}} = \left[ \frac{75.00 \text{ granos H}_2\text{S}}{\text{gal de sol}} \right] \left[ \frac{7.481 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.87)(62.4) \text{ lb}} \right]$$

$$\left[ \frac{1 \text{ lb H}_2\text{S}}{7000 \text{ granos}} \right] \left[ \frac{1 \text{ lbmol H}_2\text{S}}{34.08 \text{ lb H}_2\text{S}} \right] \left[ \frac{1 \text{ lb sol.}}{0.2 \text{ lb DEA}} \right] \left[ \frac{105.14 \text{ lb DEA}}{1 \text{ lbmol DEA}} \right]$$

$$\boxed{\text{lbmol H}_2\text{S}/\text{lbmol DEA} = 0.0200}$$

De igual forma obtenemos:

$$\boxed{\text{lbmol CO}_2/\text{lbmol DEA} = 0.13}$$

CR total = CR H<sub>2</sub>S + CR CO<sub>2</sub> = 0.0200 + 0.130 = 0.1600 lb mol gas  
ácido/mol DEA.

2) Checar las especificaciones dadas para el gas dulce y la  
solución pobre que no excedan las condiciones de equilibrio en  
el domo del absorbedor.

T=92 °F (temp. de entrada de DEA y salida de gas dulce)

p= 879 psia (se considera una caída de presión de 4 psi)

El contenido de H<sub>2</sub>S en el gas dulce debe ser de 0.25  
granos/100 ft<sup>3</sup> st :

$$\frac{0.25 \text{ granos}}{100 \text{ ft}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{7000 \text{ granos}} \times \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{34 \text{ lb}} \times \frac{\text{ft}^3}{(0.630)(0.067) \text{ lb}}$$

$$\frac{16.25 \text{ lb}}{\text{lbmol gas dulce}} = \boxed{4.03 \times 10^{-4} \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol gas dulce}}}$$

Pparcial de H<sub>2</sub>S en el gas = 879 \* 4.03 \* 10<sup>-4</sup> = 0.0035 psia

La presión parcial de H<sub>2</sub>S que estaría en equilibrio con  
solución de DEA que contenga 0.02 lbmol H<sub>2</sub>S/lbmol DEA y  
0.140 lbmol CO<sub>2</sub>/lb mol DEA a T=92 °F se obtiene por  
extrapolación en las gráficas de equilibrio. El valor  
obtenido aproximado es: 0.0007 psi por lo que se cumple con  
las especificaciones de gas dulce.

3) CALCULO DE LA TEMPERATURA DE LA SOLUCION DE DEA EN EL FONDO DE LA TORRE Y FLUJO DE DEA.

-Calculo del pick-up.

Fijando la carga máxima de gas ácido en 0.4 lbmol gas ácido/lbmol DEA:

$$0.4000 - 0.1600 = 0.2400 \text{ mol gas ácido/mol DEA}$$

$$\text{lb gas ácido/hr} = (1.097 \text{ mol H}_2\text{S/hr} \times 34.08) + (0.658 \times 44.01) =$$

$$66.35 \text{ lb gas ácido/hr}$$

$$\text{lbmol DEA/hr} = (1.755 \text{ lbmol gas ácido/hr}) / (0.24 \text{ lbmol gas ácido/mol DEA}) = \underline{7.31}$$

$$\text{lb DEA/hr} = 7.31 \times 105.14 = 769$$

y como se emplea DEA al 20% en peso:

$$\text{lb sol/hr} = 769 / 0.2 = 3,845 \text{ convirtiendo a GPM:}$$

$$3,845 / 8.5 \text{ (lb sol/gal)} \times 60 = 7.53 \text{ GPM} \times 1.25 = \boxed{9.4 \text{ GPM}}$$

4) COMPOSICION DE : DEA POBRE, DEA RICA Y GAS DULCE.

Composición de la solución de DEA pobre:

$$\text{lbmol DEA/hr} = 7.31 \times 1.25 = 9.1$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 0.02 \times 7.31 \times 1.25 = 0.18275$$

$$\text{lbmol CO}_2/\text{hr} = 0.13 \times 7.31 \times 1.25 = 1.18$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O/hr} = (3,845 - 769) \times 1.25 / 18 = 170.8$$

A este valor hay que agregar la cantidad de agua que es arrastrada en el gas dulce. Considerando una caída de presión de 4 psf en el absorbedor, resulta una presión en el domo

del absorbedor de 879 psig a la cual deberá calcularse el  
agua de saturación de los hidrocarburos:

$$T=92^{\circ}\text{F } P_T= 879 \text{ psia}$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O/lbmol H.C.} = P_{\text{vap H}_2\text{O}} / (P_T - P_{\text{vap H}_2\text{O}})$$

$$P_{\text{vap a } 92^{\circ}\text{F}} = 0.7429 \text{ psia}$$

por lo que se obtiene:

$$0.7429 / (879 - 0.7429) = 0.000845 \text{ mol H}_2\text{O/mol H.C.} * (1097.4 - 2.069)$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O./hr} = 0.925 \text{ lbmol H}_2\text{O/hr}$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O/hr en la sol. pobre} = 170.8 + 0.925 = 171.725$$

(9)

Composición de la solución de DEA pobre:

	lbmol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	0.1875	0.1029
CO <sub>2</sub>	1.18	0.6476
DEA	9.1	4.9945
H <sub>2</sub> O	171.725	94.250
total	182.2	100.00

Peso molecular promedio: 22.53

Flujo total: 22.53 \* 182.2 = 4,106.08 lb/hr

-Composición del gas dulce:

$$\text{H}_2\text{S}: \frac{\text{lb mol H}_2\text{S}}{\text{lbmol H}_2\text{S} + (1097.115)} = 0.000005$$

Por lo que: lbmol H<sub>2</sub>S = 0.0548

$$\text{CO}_2: \frac{\text{lb CO}_2}{\text{lb de CO}_2 + (17,750)} = 0.0003$$

CO<sub>2</sub>: lbmol CO<sub>2</sub> = 5.32/44 = 0.121

lbmol CO<sub>2</sub> = 0.121      lbmol H<sub>2</sub>O = 0.809 + 0.925 = 1.734

-Corriente de Salida del absorbador (2). (gas dulce)			
Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.1580	1.734
Co <sub>2</sub>	44	0.011	0.121
H <sub>2</sub> S	34	0.005	0.0548
Metano	18	98.868	1084.85
Etano	30	0.779	8.658
Propano	44	0.1	1.097
i-Butano	58	0.03	0.329
n-Butano	58	0.03	0.329
n-Hexano	72	0.02	0.219

total      1,097.29

Peso mol. promedio 16.22

17,604.2 lb/hr

Composición de la solución rica de DEA:

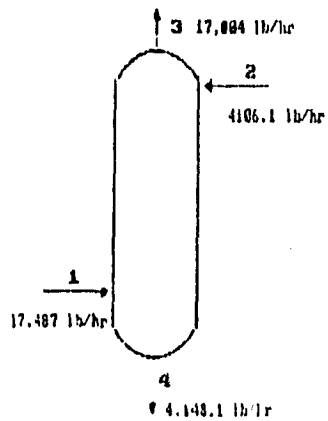
Por balance de materia en el absorbedor se tiene:

$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 1.097 + 0.1875 - 0.0548 = 1.2297$$

$$\text{lbmol CO}_2/\text{hr} = 0.658 + 1.18 - 0.121 = 1.717$$

COMPOSICION DE LA SOLUCION RICA DEA (3)		
	lb mol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	1.2297	0.6725
CO <sub>2</sub>	1.7170	0.939
H <sub>2</sub> O	170.80	93.41
DEA	9.1000	4.977
total	182.8400	100%

-Temperatura de la solución de DEA rica:



$$M_1 C_{p1}(T_1 - T_b) + M_2 C_{p2}(T_2 - T_b) + Q_R = M_3 C_{p3}(T_3 - T_b) + M_4 C_{p4}(T_4 - T_b)$$

si  $T_1 = T_2$  donde  $T_b$ : Temperatura base

y  $T_3 = T_4$ . debido a que el gas practicamente se lleva todo el calor de reaccion, el balance se reduce a:

$$Q_R = M_3 C_{p3} \Delta T \text{ donde } Q_R = \text{Calor de reaccion.}$$

$$Q_R = Q_{RH_2S} + Q_{RCO_2}$$

$$Q_{RH_2S} = [M_{H_2S}(\Delta H_{H_2S})]_3 - [M_{H_2S}(\Delta H_{H_2S})]_1$$

$$Q_{RCO_2} = [M_{CO_2}(\Delta H_{CO_2})]_3 - [M_{CO_2}(\Delta H_{CO_2})]_1$$

Para solución de DEA al 20% se tienen las siguientes correlaciones:

$$\Delta H_{H_2S} = 663.71429 - 518.79873\alpha + 1428.12508\alpha^2 - 2206.93189\alpha^3 + 958.80684\alpha^4$$

$$\Delta H_{CO_2} = 697.812 + 11.899\alpha - 1210.5208\alpha^2 + 1119.8227\alpha^3 - 308.442\alpha^4$$

Donde:  $\alpha = (\text{lb mol de } H_2S \text{ o } CO_2) / (\text{lb mol DEA})$

De aqui obtenemos para  $H_2S$ :

$$\alpha = 0.02 \quad \Delta H_{H_2S} = 653.87 \text{ BTU/lb } H_2S$$

$$\alpha = 0.135 \quad \Delta H_{H_2S} = 613.64 \text{ BTU/lb } H_2S$$

$$Q_{RH_2S} = (41.8 * 613.64) - (6.375 * 653.87)$$

$$Q_{RH_2S} = 21,481.73 \text{ BTU/hr}$$

Para  $CO_2$ :

$$\alpha = 0.129 \quad \Delta H_{CO_2} = 675.77$$

$$\alpha = 0.169 \quad \Delta H_{CO_2} = 663.1$$

$$Q_{RCO2} = (75.5 \times 853.1) - (51.91 \times 675.77)$$

$$Q_{RCO2} = 14,978 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_R = Q_{RCO2} + Q_{R22} = 36,460 \text{ BTU/hr}$$

Sustituyendo en la ecuación de balance de energía:

$$36,460 = (17804)(0.53)(T_2 - 82) \quad \text{por lo que:}$$

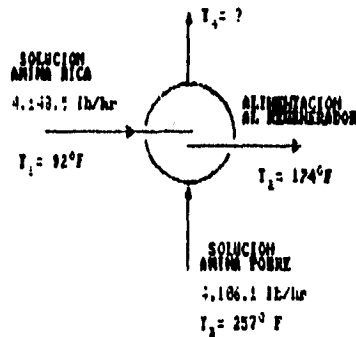
$$T_2 = 86^\circ\text{F} \quad (\text{Temperatura de salida del gas})$$

y la temperatura de la solución de DEA será la misma a la entrada que a la salida:

$$T_{DEA} = 92^\circ\text{F}$$

5) CARGAS TERMICAS DE: INTERCAMBIADOR AMINA-AMINA, ENFRIADOR DE AMINA, REHEVIVADOR Y CONDENSADOR.

-Temperatura de la solución pobre a la salida del intercambiador DEA rica- DEA pobre:



Por un balance de energía en la solución rica se tiene:

$$Q_{2-1} = M_r C_p (T_2 - T_1) \quad \text{si: } C_p @ 92^\circ\text{F} = 0.9 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_p @ 170^\circ\text{F} = 0.94 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = 4,146.5 \text{ lb/hr} \cdot ((0.9 + 0.94)/2 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) \cdot (174 - 92)^\circ\text{F}$$

$$Q_{2-1} = 319,766.5 \text{ BTU/hr}$$



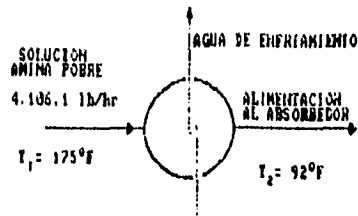
Balace de Energia en la solución pobre:

$$Q = \dot{m} C_p (T_u - T_d) \quad \text{si } C_p @ 257 = 0.95$$

$$319786.5 / 4106.1 = \dot{C}_p (257 - T_d) \text{ por lo que:}$$

$$\underline{T_d = 175^\circ F} \quad C_p @ 175 F = 0.93$$

-Carga del enfriador de DEA pobre:



$$Q_{enf} = 4106.1 * (0.93 + 0.9/2) (175 - 92) \quad \underline{Q_{enf} = 310,985.3 \text{ BTU/hr}}$$

-Carga termica del Rehervidor del Regenerador.

$$T = 257^\circ F \quad \lambda_{vap} @ 50 \text{ psig} = 911.7 \text{ BTU/lb} \quad s.g.r. = 0.985$$

$$Q_{reh} = \left[ \frac{1.0 \text{ lb vap}}{\text{gal. sol.}} \right] \left[ \frac{4.148.50 \text{ lb}}{\text{hr}} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.985 * 62.4) \text{ lb}} \right] \\ \left[ \frac{7.48 \text{ gal.}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{911.7 \text{ BTU}}{\text{lb}} \right] = \underline{460,281.9 \text{ BTU.hr}}$$

-Calor que entra al regenerador con la solución rica:

$$Q_A = (4,148.5 \text{ lb/hr})(C_p)(174 - T_c)$$

la  $T_c$  puede escogerse igual a la de la entrega del gas ácido en límites de batería:

$$C_p = 0.93 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q_A = (4,185.5)(0.93)(174 - 100) = 288,048.1 \text{ BTU/hr}$$

-Calor que sale del regenerador con la solución pobre:

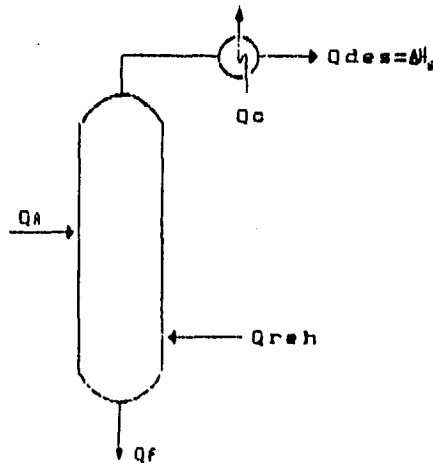
$$Q_R = (4,106.1)(0.93 + 0.92/2)(257 - 100) = 602,755 \text{ BTU/hr}$$

El calor necesario para desorber el gas ácido de la solución rica es igual al calor de reacción de los gases ácidos con la amina:

$$\Delta H_r = 36,480 \text{ BTU/hr}$$

-Carga térmica del condensador.

Se obtiene haciendo un balance global en el regenerador de DEA:



$$Q_A + Q_{\text{comb}} = Q_R + \Delta H_s + Q_C \quad \text{despejando } Q_C:$$

$$Q_C = Q_A + Q_{\text{comb}} + Q_R - \Delta H_s \quad \text{sustituyendo:}$$

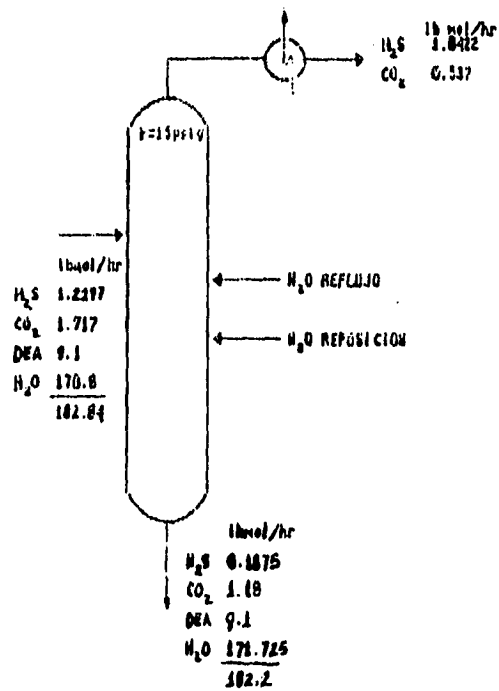
$$Q_C = 288,016.1 + 460,281.8 - 802,755 - 36,480$$

$$\underline{Q_C = 1.2 \text{ a } 5 \text{ BTU/hr}}$$

6) COMPOSICIONES EN: DOMO REGENERADOR, SALIDA DE CONDENSADOR Y REFLUJO.

-Temperatura en el domo del regenerador:

De un balance de materia se obtiene el gas ácido absorbido:



El cálculo de esta temperatura involucra la suposición de una temperatura en el domo para encontrar la composición de esta corriente, así calcular la carga térmica del condensador para compararla con  $q_c$  (carga del condensador), ya calculado anteriormente; si estos valores son iguales la temperatura supuesta es la correcta.

$$\text{si } T = 237^\circ\text{F} \quad P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 23.65 \text{ psia} \quad P = 29.7 \text{ psia.}$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 23.65/29.7 = 0.796$$

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O} + \text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2} = 0.796$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2 = 1.0422 + 0.537 = 1.579$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O} = 6.16$$

De aquí obtenemos la siguiente tabla:

Composición en el domo del regenerador: (10)

	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	Cp	Cp mezcla
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.208	0.250	0.052
CO <sub>2</sub>	0.5370	23.620	0.140	0.222	0.031
H <sub>2</sub> O	6.1600	110.88	0.650	0.450	0.2925
Total	7.73920	169.943			0.3755

Calculo de la composición a la salida del condensador:

a la 100°F (Temperatura de entrega del gas ácido):

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.95 \quad X_{\text{H}_2\text{O}} = 0.95/29.7 = 0.032$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O} = 0.032(1.579)/(1-0.032) = 0.051$$

de lo cual obtenemos la siguiente tabla:

Composición a la salida del condensador: (13)					
	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	$C_p$	$C_p$ mezcla
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.5900	0.244	0.1400
CO <sub>2</sub>	0.5370	23.620	0.3900	0.212	0.0820
H <sub>2</sub> O	0.0520	.938	0.0150	0.440	0.0066
Total	1.6312	60.000			0.2330

$\lambda$  cond @ 100°F = 1037 BTU/lb

Considerando que no hay arrastre de gas amargo en el agua de recirculación:

$$Q_c = 169.94 * (0.375 + 0.2330) / 2 * (237 - 100) + 1037 (109.944)$$

$$Q_c = 1.21 * 10^6 \approx Q_c(\text{calculado}) = 1.2 * 10^6$$

Por lo que la temperatura en el domo de el regenerador es 237.

Con las composiciones obtenidas podemos encontrar la relación de reflujo que debe de estar dentro del rango de 3 a 1 lbmol H<sub>2</sub>O/lbmol gas ácido para una buena operación del regenerador.

$$\text{lbmol H}_2\text{O/lbmol gas ácido} = (6.10800) / (1.5792) = 3.86$$

$$R = 3.86$$

El agua total de reposición al regenerador es:

$$0.523 + 0.052 = 0.977 \text{ lbmol H}_2\text{O}$$

COMPROBACION DE LA HIDRAULICA DE LA TORRE ASI COMO CALCULO DEL DIAMETRO.

DIAMETRO DE LA TORRE:

lb/hr de sol. rica = 4148.72 Lb/hr

$\delta_L$  = densidad de la sol. rica =  $(1.015 \times 62.371) = 63.00 \text{ lb/ft}^3$

lb/hr gas amargo = 17.847

$\delta_G$  = densidad gas amargo =  $0.0428 \text{ lb/ft}^3$

$\text{ft}^3/\text{seg} = (17.847/0.0428)/3600 = 115.82$

$\text{GPM} = (4148.72/63.00) \times (7.48/60) = 8.2$

$D_t = 1.13 (\text{Vload}/R_c - (\text{GPM}) \times \text{Ln } R_s)^{1/2}$

$\text{Vload} = \text{ft}^3/\text{seg} \left[ \frac{\delta_G}{\delta_L - \delta_G} \right]^{1/2}$

$\text{Vload} = 3$

$D_t = 1.13 (3/R_c - 8.2 \text{ Ln } R_s)^{1/2}$

Donde  $R_c$  y  $R_s$  son parametros del empaque, para anillos rasching de 1 1/2 pulgadas se obtienen de las figuras 11 a 15 los siguientes valores:

$R_c = 0.176$

$R_s = 0.238$

$R_s = 0.973$

por lo que  $D_t = 4.7 \text{ ft}$ .

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA TORRE ABSORBEDORA

$$\Delta P = R_6 F_s \cdot 1.5 + R_7 \cdot L + R_8 \text{ Exp } \left[ R_9 (C_s / C_{s1}) \right]$$

Obteniendo los valores de los parametros del empaque,

tenemos:

$$R_6 = 0.28 ; R_7 = 0.01 ; R_8 = 0.0035 ; R_9 = 7$$

$$C_s = V_s (\delta a / (\delta L - \delta a))^{1/2} \text{ donde } V_s = \text{ft}^3 / \text{seg} / \text{Area}$$

$$\text{Area} = \pi \cdot D_t^2 / 4$$

$$F_s = V_s (\delta a)^{1/2} ; L = \text{GPM} / \text{Area}$$

$$C_{s1} = R_2 (R_3)^L$$

Sustituyendo valores obtenemos:

$$C_s = 0.173$$

$$F_s = 1.38$$

$$L = 0.47$$

$$C_{s1} = 0.47$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación de  $\Delta P$  obtenemos:

$$\Delta P = 1.18 \text{ in H}_2\text{O} / \text{ft de empaque.}$$

Ahora se checará el grado de mojado del empaque por medio de un valor  $n$  obtenido de la figura 10 del anexo si  $n > 1$  nos indica que se aprovechará bien el empaque, si es menor se necesitará calcular un nuevo flujo de solución, de manera que sea eficiente el aprovechamiento de empaque.

$$\% \text{ de INUNDACION} = 100 \cdot C_s/C_{sf} = 73.6$$

$$L_v = (\text{lb sol rica/hr}) / (\text{lb/ft}^3) = 65.65 \text{ ft}^3/\text{hr sol. rica}$$

Con  $D_t$  diametro de empaque y  $L_v$  obtenemos el valor de  $n$  de la figura donde:  $n < 1$  lo que indica que no se aprovechará bien el empaque. Se deberá calcular el nuevo flujo de DEA con la mínima relación de  $L_v$ , la cual se calcula cuando  $n=1$ , con el diametro del empaque y diametro de la torre podemos obtener esta mínima relación:

$$L_v \text{ (de gráfica)} = 600 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$\text{lb/hr sol rica} = 63 \text{ lb/ft}^3 \cdot 600 \text{ ft}^3/\text{hr} = 37,800$$

$$\text{gpm} = 75$$

$$D_t = 5 \text{ ft.} \quad \Delta P = 1.58 \text{ in H}_2\text{O/ft de empaque}$$

$$\% \text{ inundación} = 100 (C_s/C_{sf}) = 82\%$$

Debido a que la hidraulica de la torre nos recomienda como mínimo flujo de sol. para obtener un buen mojado 75 gpm, se procederá a hacer el balance con este nuevo flujo.



Corriente de entrada al absorbedor (1).

Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.074	0.809
CO <sub>2</sub>	44	0.08	0.658
H <sub>2</sub> S	34	0.1	1.097
Metano	16	98.807	1004.05
Etano	30	0.779	8.558
Propano	44	0.1	1.097
i-Butano	58	0.03	0.329
n-Butano	58	0.03	0.329
n-Hexano	72	0.02	0.219

Temperatura 82°F , 28°C

presión: 863 psia

Flujo total : 17,647 lb/hr

p. mol. promedio: 16.25

- Condiciones del producto:

1/4 grano H<sub>2</sub>S por ft<sup>3</sup> standar de gas

menos de 600 ppm de CO<sub>2</sub> (0.03 % peso de CO<sub>2</sub>).

1) CALCULO DE LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES EN LA SOLUCION  
POBRE DE AIIION.

- calculo de la relación de alimentación:

$$R = \frac{\text{lbmol/hr de H}_2\text{S}}{\text{lbmol/hr de CO}_2} = 1.097/0.658 = 1.667 \quad \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol CO}_2}$$

Con el valor de R y para una relación de 1.0 lb de vapor / gal  
de solución de las fig. 13 y 14 obtenemos:

Concentración residual:

727 granos de CO<sub>2</sub>/ gal de solución

75 granos de H<sub>2</sub>S/ gal de solución

Las concentraciones residuales expresadas en relación mol  
son:

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lb mol DEA}} = \left[ \frac{75.00 \text{ granos H}_2\text{S}}{\text{gal de sol}} \right] \left[ \frac{7.401 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.97)(62.4) \text{ lb}} \right]$$

$$\left[ \frac{1 \text{ lb H}_2\text{S}}{7000 \text{ granos}} \right] \left[ \frac{1 \text{ lbmol H}_2\text{S}}{34.08 \text{ lb H}_2\text{S}} \right] \left[ \frac{1 \text{ lb sol.}}{0.2 \text{ lb DEA}} \right] \left[ \frac{105.14 \text{ lb DEA}}{1 \text{ lbmol DEA}} \right]$$

$$\boxed{\text{lbmol H}_2\text{S}/\text{lbmol DEA} = 0.0200}$$

De igual forma obtenemos:

$$\boxed{\text{lbmol CO}_2/\text{lbmol DEA} = 0.13}$$

$C_R \text{ Total} = C_R \text{ H}_2\text{S} + C_R \text{ CO}_2 = 0.0200 + 0.130 = 0.1600 \text{ lb mol gas ácido/mol DEA.}$

2) Checar las especificaciones dadas para el gas dulce y la solución pobre que no excedan las condiciones de equilibrio en el domo del absorbedor.

$T = 92^\circ\text{F}$  (temp. de entrada de DEA y salida de gas dulce)

$p = 879 \text{ psia}$  (se considera una caída de presión de 4 psi)

El contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas dulce debe ser de 0.25 granos/100  $\text{ft}^3$  st :

$$\frac{0.25 \text{ granos}}{100 \text{ ft}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{7000 \text{ granos}} \times \frac{1 \text{ lbmol H}_2\text{S}}{34 \text{ lb}} \times \frac{\text{ft}^3}{(0.630)(0.067) \text{ lb}}$$

$$\frac{16.25 \text{ lb}}{\text{lbmol gas dulce}} = \boxed{4.03 \times 10^{-4} \frac{\text{lbmol H}_2\text{S}}{\text{lbmol gas dulce}}}$$

$P_{\text{parcial de H}_2\text{S en el gas}} = 879 \times 4.03 \times 10^{-4} = 0.0035 \text{ psia}$

La presión parcial de  $\text{H}_2\text{S}$  que estaría en equilibrio con solución de DEA que contenga 0.02 lbmol  $\text{H}_2\text{S}$ /lbmol DEA y 0.140 lbmol  $\text{CO}_2$ /lb mol DEA a  $T = 92^\circ\text{F}$  se obtiene por extrapolación en las gráficas de equilibrio. El valor obtenido aproximado es: 0.0007 psi por lo que se cumple con las especificaciones de gas dulce.

COMPOSICION DEA POBRE, DEA RICA, GAS DULCE

75 gal/min (0.5 lb sol/gal)(60 min/hr) = 38,250 lb sol/hr

38,250 lb sol/hr \* 0.2 lb DEA/ lb sol. = 7650 lb DEA/hr

7650/105.14 = 72.84 mol DEA/hr.

1b mol H<sub>2</sub>S/hr = 1.46

1b mol CO<sub>2</sub>/hr = 9.47

1b mol H<sub>2</sub>O/hr = 1700

(9)

Composición de la solución de DEA pobre:		
	lbmol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	1.46	0.081
CO <sub>2</sub>	9.47	0.53
DEA	72.84	4.00
H <sub>2</sub> O	1700.00	95.32
total	1783.33	100.00

Peso molecular promedio: 21.62

Flujo total: 1783.33 (21.62) = 38,582 lb sol/hr

-Composición del gas dulce:

$$\text{H}_2\text{S}: \frac{\text{lb mol H}_2\text{S}}{\text{lb mol H}_2\text{S} + (1097.115)} = 0.00005$$

Por lo que: lbmol H<sub>2</sub>S = 0.0548

$$\text{CO}_2: \frac{\text{lb CO}_2}{\text{lb de CO}_2 + (17,750)} = 0.0003$$

CO<sub>2</sub>: lbmol CO<sub>2</sub> = 5.32/44 = 0.121

lbmol CO<sub>2</sub> = 0.121      lbmol H<sub>2</sub>O = 0.609 + 0.925 = 1.734

-Corriente de Salida del absorbador (2), (gas dulce)			
Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.1580	1.734
Co <sub>2</sub>	44	0.011	0.121
H <sub>2</sub> S	34	0.005	0.0548
Metano	16	98.866	1084.85
Etano	30	0.779	8.558
Propano	44	0.1	1.097
i-Butano	58	0.03	0.329
n-Butano	58	0.03	0.329
n-Hexano	72	0.02	0.219

total 1,097.19

Fase mol. promedio: 16.22

17,904.2 lb/hr

Composicion de la solución rica de DEA:

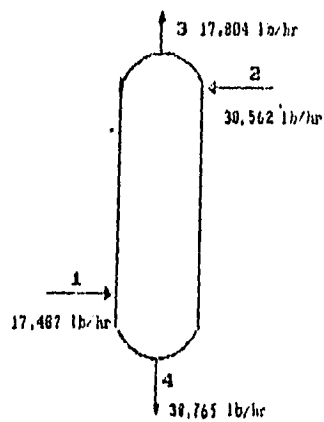
Por balance de materia en el absorbedor se tiene:

$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 1.097 + 1.46 - 0.0543 = 2.5$$

$$\text{lbmol CO}_2\text{/hr} = 0.658 + 9.47 - 0.121 = 10.029$$

COMPOSICION DE LA SOLUCION RICA DEA (3)		
	lb mol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	2.5	0.1400
CO <sub>2</sub>	10.029	0.5617
H <sub>2</sub> O	1700.0	95.218
DEA	72.840	4.070
Total	1785.36	100%

-Temperatura de la solución de DEA rica:



$$M_1 C_{p1}(T_1 - T_b) + M_2 C_{p2}(T_2 - T_b) + Q_R = M_3 C_{p3}(T_3 - T_b) + M_4 C_{p4}(T_4 - T_b)$$

si  $T_1 = T_2$  donde  $T_b$ : Temperatura base

$$Q_{CO_2} = (M_{CO_2}(\Delta H_{CO_2})_1 - (M_{CO_2}(\Delta H_{CO_2}))_2)$$

Para solución de DEA al 20% se tienen las siguientes correlaciones:

$$\Delta H_{H_2S} = 663.7142\alpha - 518.79873\alpha^2 + 1428.12508\alpha^3 - 2286.93189\alpha^4 + 958.80684\alpha^5$$

$$\Delta H_{CO_2} = 697.612 + 11.899\alpha - 1210.5208\alpha^2 + 1119.8227\alpha^3 - 308.442\alpha^4$$

Donde:  $\alpha = (\text{lb mol de } H_2S \text{ o } CO_2) / (\text{lb mol DEA})$

De aquí obtenemos para  $H_2S$ :

$$\alpha_1 = 0.02 \text{ ; } \Delta H_{H_2S} = 653.87 \text{ BTU/lb } H_2S$$

$$\alpha_2 = 0.034 \text{ ; } \Delta H_{H_2S} = 647.63 \text{ BTU/lb } H_2S$$

$$Q_{H_2S} = 22.637.3 \text{ BTU/hr}$$

Para  $CO_2$ :

$$\alpha_1 = 0.129 \text{ ; } \Delta H_{CO_2} = 675.77$$

$$\alpha_2 = 0.137 \text{ ; } \Delta H_{CO_2} = 672.2$$

$$Q_{CO_2} = 14,221 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_R = Q_{CO_2} + Q_{H_2S} = 36,858 \text{ BTU/hr}$$

Sustituyendo en la ecuación de balance de energía:

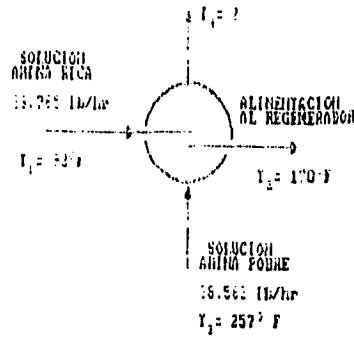
$$T_3 = 86^\circ F \text{ (Temperatura de salida del gas)}$$

y la temperatura de la solución de DEA será la misma a la entrada que a la salida:

$$T_{DEA} = 92^\circ F$$

5) CARGAS TÉRMICAS DE: INTERCAMBIADOR ANINA-ANINA, ENFRIADOR DE ANINA, REHEVIVADOR Y CONDENSADOR.

-Temperatura de la solución pobre a la salida del intercambiador DEA rica- DEA pobre:



Por un balance de energía en la solución rica se tiene:

$$Q_{a-a} = M_1 \bar{C}_p (T_2 - T_4) \quad \text{si: } C_p @ 92^\circ\text{F} = 0.9 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_p @ 170^\circ\text{F} = 0.94 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = 36.768 \text{ lb/hr} * [(0.9 + 0.94)] / 2 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} * (170 - 92)^\circ\text{F}$$

$$\underline{Q_{a-a} = 2.78 * 10^6 \text{ BTU/hr}}$$

Balace de Energía en la solución pobre:

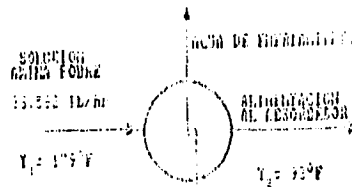
$$Q = M_2 C_p (T_3 - T_4) \quad \text{si } C_p @ 257 = 0.95$$

$$2.78E6 / 36.562 = C_p (257 - T_4) \text{ por lo que:}$$

$$\underline{T_4 = 179^\circ\text{F}} \quad C_p @ 179^\circ\text{F} = 0.92$$



-Carga del enfriador de DEA pobre:



$$Q_{enf} = 38.562 * (0.92 + 0.9/2) (179 - 92) \quad \underline{Q_{enf} = 3.05 \text{ E6 BTU/hr}}$$

-Carga termica del Rehervidor del Regenerador.

$$T = 257^{\circ}\text{F} \quad \lambda_{vap} @ 50 \text{ psig} = 911.7 \text{ BTU/lb} \quad s. gr. = 0.985$$

$$Q_{reh} = \left[ \frac{1.2 \text{ lb vap}}{\text{gal. sol.}} \right] \left[ \frac{38.768 \text{ lb}}{\text{hr}} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.985 * 62.4) \text{ lb}} \right] \left[ \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{911.7 \text{ BTU}}{\text{lb}} \right] = \underline{5.16 * 10^6 \text{ BTU/hr}}$$

-Calor que entra al regenerador con la solución rica:

$$Q_A = (38.768 \text{ lb/hr}) (C_p) (170 - T_a)$$

la  $T_a$  pueda escogerse igual a la de la entrega del gas ácido en límites de batería:

$$C_p = 0.93 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$Q_A = 2.6 * 10^6$$

-Calor que sale del regenerador con la solución pobre:

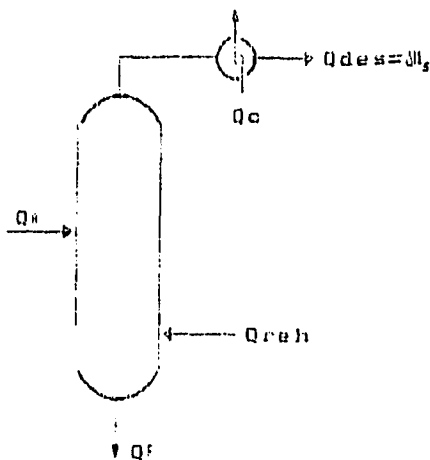
$$Q_F = (38,561) (0.93 + 0.92/2) (257 - 100) = 5.56 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

El calor necesario para desorber el gas ácido de la solución rica es igual al calor de reacción de los gases ácidos con la amina:

$$\Delta H_R = 36,658 \text{ BTU/hr}$$

-Carga térmica del condensador.

Se obtiene haciendo un balance global en el regenerador de



$$Q_A + Q_{reh} = Q_F + \Delta H_R + Q_C \quad \text{despejando } Q_C:$$

$$Q_C = Q_A + Q_{reh} - Q_F - \Delta H_R \quad \text{sustituyendo:}$$

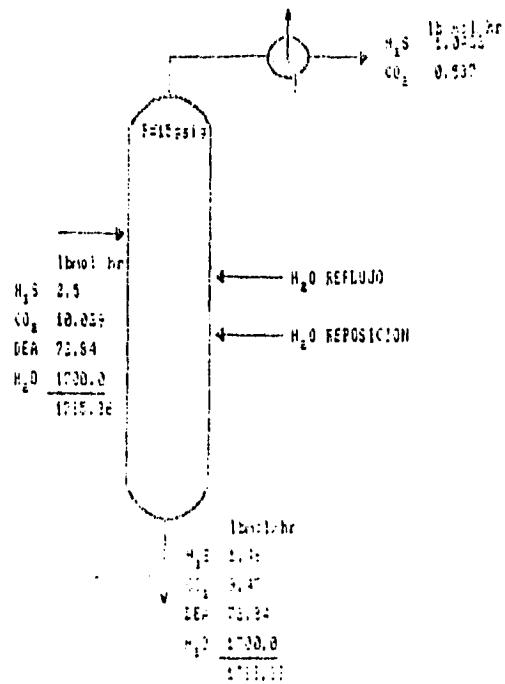
$$Q_C = 3.6 \times 10^6 + 5.2 \times 10^6 - 5.56 \times 10^6 - 36,658$$

$$Q_C = 3.2 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

6) COMPOSICIONES EN: DOMO REGENERADOR, SALIDA DE CONDENSADOR Y REFLUJO.

- Temperatura en el domo del regenerador:

Con un balance de materia se obtiene el gas ácido absorbido:



El cálculo de esta temperatura involucra la suposición de una temperatura en el domo para encontrar la composición de esta corriente y así calcular la carga térmica del condensador

para compararla con  $Q_c$  (carga del condensador), ya calculado anteriormente; si estos valores son iguales la temperatura supuesta es la correcta.

$$\text{si } T = 240^\circ\text{F} \quad P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 29.30 \text{ psia} \quad P_T = 29.7 \text{ psia.}$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 29.35/29.7 = 0.9865$$

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O} + \text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2} = 0.9865$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2 = 1.0422 + 0.537 = 1.579$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O} = 115.66$$

De aquí obtenemos la siguiente tabla:

Composición en el domo del regenerador: (10)

	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	Cp	Cp moles
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.017	0.250	0.0043
CO <sub>2</sub>	0.5370	33.620	0.011	0.222	0.0024
H <sub>2</sub> O	115.66	2081.9	0.9723	0.450	0.4375
Total	117.24	2141			0.4442

-Cálculo de la composición a la salida del condensador:

a  $t = 100^\circ\text{F}$  (Temperatura de entrega del gas ácido):

$$P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 0.95 \quad X_{\text{H}_2\text{O}} = 0.95/29.7 = 0.032$$

$$\text{lbmol/hr H}_2\text{O} = 0.032(1.579)/(1-0.032) = 0.052$$

de lo cual obtenemos la siguiente tabla:

Composición a la salida del condensador:(13)					
	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	Cp	Cp mezcla
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.5900	0.244	0.1400
CO <sub>2</sub>	0.5370	23.620	0.3900	0.212	0.0620
H <sub>2</sub> O	0.0520	.936	0.0150	0.440	0.00666
Total	1.6312	60.000			0.2330

$\lambda$  cond @ 100°F = 1037 BTU/lb

Considerando que no hay arrastre de gas amargo en el agua de recirculación:

$$Q_{c1} = 2141.0 * (0.444 + 0.2330) / 2 * (249 - 100) + 1037 (2081)$$

$$Q_{c1} = 2.26 * 10^6 \cong Q_c(\text{calculado}) = 2.2 * 10^6$$

Por lo que la temperatura en el domo de el regenerador es 249.

Con las composiciones obtenidas podemos encontrar la relación de reflujo que debe de estar dentro del rango de 3 a 1 lbmol H<sub>2</sub>O/lbmol gas ácido para una buena operación del regenerador.  
 lbmol H<sub>2</sub>O/lbmol gas ácido = (115.66) / (1.5792) = 73.2

$$R = 73.2$$

Debido a que es inoperable trabajar con este reflujo se disminuira la relación de lb vapor/gal sol. tanto como sea posible; de manera que no disminuya la temperatura en el domo del regenerador y no se pudiesen desorber los gases; esta temperatura no debe ser menor a los 230°F.

despues de realizar los calculos iterativos se obtuvo lo siguiente:

con 0.52 lb vap/gal sol.:

$Q_{reh}=2.236 \text{ e } 6 \text{ BTU/hr}$

$Q_c=1.4 \text{ e } 5 \text{ BTU/hr}$

$t=239 \text{ F}$  Presion de vapor: 24.5 psia

Composicion en el domo del regenerador: (10):

	lbmol/hr	lb/hr	f.peso	cp	cp mezcla
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.185	0.250	0.0460
CO <sub>2</sub>	0.537	23.620	0.125	0.220	0.0275
H <sub>2</sub> O	7.2	129.00	0.685	0.45	0.3080
total	8.7792	188.00	1.00		0.3815

por lo que:

$$Q_{ca}=(188)(0.3815+0.23/2)(239-100) + (1037)(129)$$

$$Q_{ca}=141,762 = Q_c$$

Y el valor de reflujo es de  $7.2-0.052/1.579=4.5$

El agua total de reposicion al regenerador es de:

$$0.925 + 0.052 = 0.977 \text{ lbmol/hr}$$

Ahora se procederá a realizar los balances de materia y energia, conservando el flujo de solución de DEA de 168 gpm; esto servirá más adelante para comparar las ventajas y desventajas que se tendrían al conservar el mismo flujo.

4') COMPOSICION DE : DEA POBRE. DEA RICA Y GAS DULCE.

-Composición de la solución pobre de DEA:

Para 168 gpm tenemos:

$$168 \frac{\text{gal}}{\text{min}} * 8.5 \frac{\text{lb sol}}{\text{gal}} * 60 \frac{\text{min}}{\text{hr}} = 85,680 \text{ lb sol/hr}$$

$$\text{lb mol DEA/hr} = 85,680 \text{ lbsol/hr} * 0.2/105.14 = 163$$

$$\text{lb mol agua/hr} = 85,680 * 0.8/16 = 3,808$$

Para obtener las lb mol/hr de gases ácidos; con las concentraciones residuales obtenidas con anterioridad tenemos:

$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 0.02 * 163 = 3.26$$

$$\text{lbmol CO}_2/\text{hr} = 0.13 * 163 = 21.19$$

Agregando el agua de saturación de hidrocarburos obtenida:

$$\text{lbmol H}_2\text{O/hr} = 0.925 \text{ lbmol H}_2\text{O/hr}$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O/hr en la sol. pobre} = 3,808 + 0.925 = 3,809$$

(9)

Composición de la solución de DEA pobre:

	lbmol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	3.260	0.0815
CO <sub>2</sub>	21.19	0.53
DEA	163	4.078
H <sub>2</sub> O	3,809	95.3
total	3,996.45	100.00

Peso molecular promedio: 21.7

Flujo total:  $21.7 \times 3,996.45 = 86,733.12$  lb/hr

-Composición del gas dulce: será la misma que para el primer balance, por lo que se obtiene:

-Corriente de Salida del absorbador (2). (gas dulce)

Componente	p. molecular	% en mol	lbmol/hr
Agua	18	0.1580	1.734
CO <sub>2</sub>	44	0.011	0.121
H <sub>2</sub> S	34	0.005	0.0548
Metano	16	98.866	1084.85
Etano	30	0.779	8.558
Propano	44	0.1	1.097
i-Butano	58	0.03	0.329
n-Butano	58	0.03	0.329
n-Hexano	72	0.02	0.218

total: 1,097.29

Peso mol. promedio: 16.32

17,304.2 lb/hr



Composición de la solución rica de DEA:

Por Balances de Materia en el absorbedor se tiene:

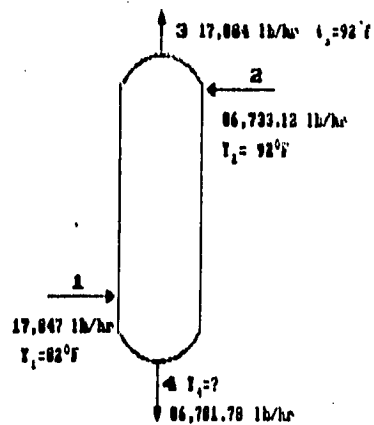
$$\text{lbmol H}_2\text{S/hr} = 1.097 + 5.26 - 0.0548 = 4.3$$

$$\text{lbmol CO}_2/\text{hr} = 0.658 + 21.2 - 0.121 = 21.727$$

COMPOSICION DE LA SOL. RICA DE DEA (3)		
	lb mol/hr	% mol
H <sub>2</sub> S	4.3	0.107
CO <sub>2</sub>	21.727	0.5435
H <sub>2</sub> O	3.808	95.27
DEA	163	4.078
Total	3.997	100%

Peso mol Promedio: 21.71 Flujo total: 86,761.78 lb/hr

-Temperatura de la solución de DEA rica:



Con el Balance de Energía:

$$M_2 C_{p2} (T_2 - T_1) + Q_R = M_3 C_{p3} (T_3 - T_1) + M_4 C_{p4} (T_4 - T_1).$$

obteniendo los  $C_p$  correspondientes y sustituyendo valores se obtiene:

$$C_{p2} = 0.03 \cong C_{p3} \quad M_2 = 86,733.12 \text{ lb/hr} \quad T_1 = 82^\circ\text{F}$$

$$C_{p3} = 0.53 \quad M_3 = 17,804 \text{ lb/hr} \quad T_2 = 92^\circ\text{F}$$

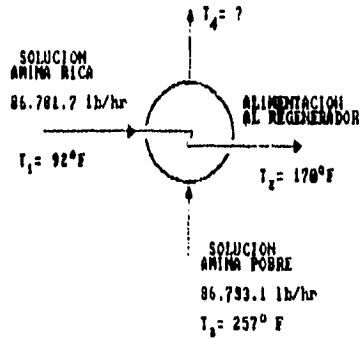
$$M_4 = 86,781.78 \text{ lb/hr} \quad T_3 = 92^\circ\text{F}$$

$$806,618 + 36,460 = 94,361 + 80,707(T_4 - 82)$$

$$T_4 \cong 92^\circ\text{F}$$

5) CARGAS TERMICAS DE: INTERCAMBIADOR AMINA-AMINA, ENFRIADOR DE AMINA, REHEVIDOR Y CONDENSADOR.

-Temperatura de la solución pobre a la salida del Intercambiador DEA rica- DEA pobre:



Por un balance de energía en la solución rica se tiene:

$$Q_{a-a} = M_3 C_p (T_2 - T_1) \quad \text{si: } C_p @ 92^\circ\text{F} = 0.9 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_p @ 170^\circ\text{F} = 0.94 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = 86,781.78 \text{ lb/hr} \times [(0.9 + 0.94)] \cong \text{BTU/lb}^\circ\text{F} \times (170 - 92)^\circ\text{F}$$

$$Q_{a-a} = 6.2 \times 10^4 \text{ BTU/hr}$$

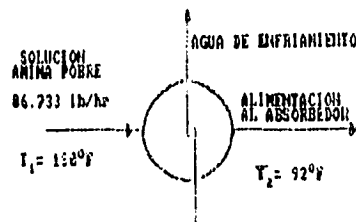
Balanco de Energia en la solución pobre:

$$Q = Mc_p(T_2 - T_1) \quad \text{si } C_p @ 257^\circ = 0.95$$

$$6.2 \times 10^4 / 86,733.1 = C_p(257 - T_1) \text{ por lo que:}$$

$$T_1 = 180^\circ\text{F} \quad C_p @ 160^\circ\text{F} = 0.93$$

-Carga del enfriador de DEA pobre:



$$Q_{\text{enf}} = 86,733 \times (0.93 + 0.9/2)(180 - 92) \quad \underline{Q_{\text{enf}} = 6.8 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}$$

-Carga termica del Rehervidor del Regenerador.

$$T = 257^\circ\text{F} \quad \lambda_{\text{vap}} @ 50 \text{ psig} = 911.7 \text{ BTU/lb} \quad \text{s. gr.} = 0.985$$

$$Q_{\text{reha}} = \left[ \frac{1.0 \text{ lb vap}}{\text{gal. sol.}} \right] \left[ \frac{86,781.8 \text{ lb}}{\text{hr}} \right] \left[ \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.985 \times 62.4) \text{ lb}} \right]$$

$$\left[ \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{ft}^3} \right] \left[ \frac{911.7 \text{ BTU}}{\text{lb}} \right] = \underline{9.62 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}$$

-Calor que entra al regenerador con la solución rica:

$$Q_R = (88,731.78)(0.93)(170-100) = 5.65 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

-Calor que sale del regenerador con la solución pobre:

$$Q_P = (88,733.12)(0.93+0.02/2)(257-100) = 12.59 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

El calor necesario para desorber el gas ácido de la solución rica es igual al calor de reacción de los gases ácidos con la salina:

$$\Delta H_R = 36,460 \text{ BTU/hr}$$

-Carga térmica del condensador.

Se obtiene haciendo un balance global en el regenerador de calor:

$$Q_{in} + Q_{cal} = Q_R + \Delta H_R + Q_C \quad \text{despejando } Q_C:$$

$$\text{donde } Q_C = Q_{cal} - Q_R - \Delta H_R \quad \text{sustituyendo:}$$

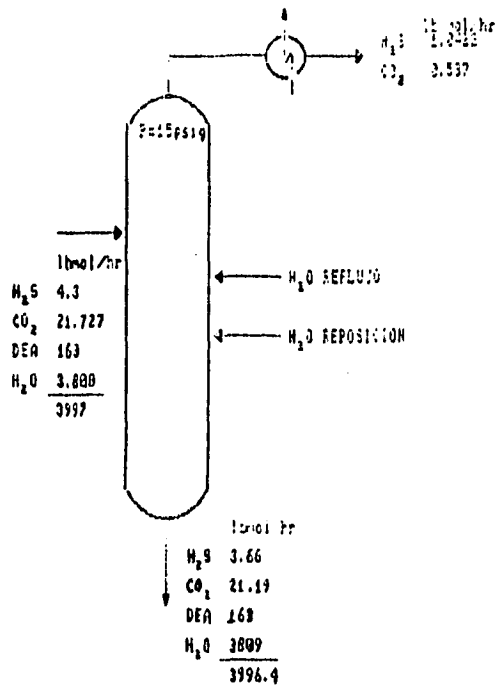
$$Q_C = 5.65 \times 10^6 + 9.62 \times 10^6 - 12.59 \times 10^6 - 36,460$$

$$Q_C = 2.6 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

6) COMPOSICIONES EN: DOMO REGENERADOR, SALIDA DE CONDENSADOR Y REFLUJO.

-Temperatura en el domo del regenerador:

De un balance de materia se obtiene el gas ácido absorbido:



El cálculo de esta temperatura involucra la suposición de una temperatura en el domo para encontrar la composición de esta corriente y así calcular la carga térmica del condensador:

para compararla con  $Q_c$  (carga del condensador), ya calculado anteriormente; si estos valores son iguales la temperatura supuesta es la correcta.

$$\text{si } T = 249^\circ\text{F. } P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 29.26 \text{ psia} \quad P_T = 29.7 \text{ psia.}$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 29.26/29.7 = 0.98$$

$$\frac{\text{lbmol H}_2\text{O}}{\text{lbmol H}_2\text{O} + \text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2} = 0.98$$

$$\text{lbmol H}_2\text{S} + \text{lbmol CO}_2 = 1.0422 + 0.537 = 1.579$$

$$\text{lbmol H}_2\text{O} = 106.72$$

De aquí obtenemos la siguiente tabla:

Composición en el domo del regenerador: (10)

	lbmol/hr	lb/hr	f <sub>w</sub> peso	C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub> mezcla
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.017	0.260	0.004
CO <sub>2</sub>	0.5370	23.620	0.011	0.23	0.002
H <sub>2</sub> O	106.72	1920.96	0.970	0.470	0.455
Total	108.3	1979.94			0.4624

-Cálculo de la composición a la salida del condensador:

a  $t = 100^\circ\text{F}$  (Temperatura de entrega del gas ácido):

$$P^{\circ}\text{H}_2\text{O} = 0.95 \quad X_{\text{H}_2\text{O}} = 0.95/29.7 = 0.032$$

$$\text{lbmol/hr H}_2\text{O} = 0.032(1.579)/(1-0.032) = 0.052$$

de lo cual obtenemos la siguiente tabla:

Composición a la salida del condensador:(13)					
	lbmol/hr	lb/hr	f. peso	Cp	Cp mezcla
H <sub>2</sub> S	1.0422	35.430	0.5900	0.244	0.1400
CO <sub>2</sub>	0.5370	23.620	0.3900	0.212	0.0820
H <sub>2</sub> O	0.0520	.936	0.0150	0.440	0.00668
Total	1.6312	60.000			0.2330

$\lambda$  cond @ 100°F = 1037 BTU/lb

Considerando que no hay arrastre de gas amargo en el agua de recirculación:

$$Q_{cs} = 1.979.94 \times (0.462 + 0.2330) / 2 \times (237 - 100) \times 1037 = 1920$$

$$Q_{cs} = 2.4 \times 10^6 \cong Q_c(\text{calculado})$$

Por lo que la temperatura en el domo de el regenerador es 249.

Con las composiciones obtenidas podemos encontrar la relación de reflujo:

$$\text{lbmol H}_2\text{O/lbmol gas ácido} = (106.68) / (1.5792) = 67.6$$

El agua total de reposición al regenerador es:

$$0.935 + 0.052 = 0.977 \text{ lbmol/hr.}$$

**CAPITULO V. REACONCIONAMIENTO DE EQUIPO PARA LAS NUEVAS CONDICIONES DE OPERACION.**

De los balances tanto de materia como de energia obtenidos en los capitulos anteriores, se procederá a dimensionar el equipo con ayuda de las siguientes ecuaciones simplificadas presentadas por Jones para plantas de endulzamiento de gas por medio de aminas:

**INTERCAMBIADORES DE CALOR:**

	BTU/HR	AREA DE TRANSFERENCIA FT <sup>2</sup>
REHERVIDOR	72,000*GPM	11.3*GPM
INTERCAMBIADOR		
AMINA-AMINA	45,000*GPM	11.25*GPM
ENFRIADOR AMINA	15,000*GPM	10.2*GPM
CONDENSADOR	30,000*GPM	5.2*GPM

**BOMBAS:**

BOMBA DE RECIRCULACION	HP= GPM * PSIG * 0.00065
BOMBA DE REFLUJO	HP= GPM * 0.36
BOMBA DE BALANCE	HP= GPM * 0.06

**TAMANO DE TANQUES: (EN PULGADAS)**

GPM	TQ-BALANCE		ACUM-REFLUJO		TQ-EVAPORACION		FILTRO-CARBON	
	DIAH-LONG	DIAH-LONG	DIAH-LONG	DIAH-LONG	DIAH-LONG	DIAH-LONG	DIAH-LONG	DIAH-LONG
100	60	192	42	96	60	192	48	96
200	84	288	60	126	84	288	60	96



#### MATERIALES DE CONSTRUCCION:

Al seleccionar los materiales de construcción para una planta endulzadora, se deberán tomar en cuenta dos factores que podrán causar problemas, estos dos factores son: la corrosión y la espumación de los que se hablará antes de entrar en concreto con los materiales de construcción.

Corrosión: Este es el problema de operación más grave que se encuentra en las plantas endulzadoras. El grado y el tipo de corrosión depende de los siguientes factores:

1. del tipo de amina usada.
2. De la presencia de contaminantes en la solución de amina.
3. De la temperatura y de la presión.
4. De la velocidad de flujo.
5. De la concentración del gas ácido.

Este último es el principal problema corrosivo, ya que un incremento en su concentración ocasiona un incremento en la corrosión.

En la absorción de gases ácidos, la corrosión es imposible de eliminar, aún cuando puede ser reducida o controlada por condiciones adecuadas de diseño y operación.

La corrosión es más severa en equipos donde hay temperaturas elevadas y alta concentración de gas ácido como en el intercambiador amina-amina, la torre regeneradora y el rehervidor.

El  $\text{CO}_2$  causa severa corrosión a elevadas temperaturas y en presencia de agua, el  $\text{H}_2\text{S}$  ataca al acero como un ácido, con la consiguiente formación de sulfuro ferroso insoluble, este compuesto forma un revestimiento en la superficie del metal, el cual no se adhiere estrechamente con lo que se produce una pequeña protección a una corrosión posterior.

Los productos de degradación de los solventes, resultado de la reacción irreversible entre el solvente y los constituyentes del gas de alimentación, son también causantes de corrosión.

La solución de amina se oxida lentamente cuando se expone al aire o al oxígeno, los productos de estas reacciones de oxidación, se consideran como causantes de problemas de corrosión. La oxidación se puede reducir con el uso de un colchón de gas inerte, en los tanques de almacenamiento de aminas, y en los tanques de balance.

A continuación se enlistan una serie de medidas que pueden ayudar a reducir la corrosión:

1. La temperatura de la solución en el rehervidor y la temperatura del vapor se deben de mantener tan bajo como sea posible.
2. Mantener la presión lo más baja posible en la torre regeneradora.
3. Se debe de excluir el  $\text{O}_2$  del sistema, manteniendo un colchón de gas inerte en todos los puntos en que la solución pueda exponerse a la atmósfera.

4. La remoción continua de los sólidos suspendidos (por filtración) y los productos de degradación de la amina (por filtración con carbón activado).
5. En algunos casos la adición de cáusticos a la solución de amina.
6. Mantener la velocidad en el cambiador amina-amina, no mayor a 3 ft/seg.
7. Hacer pasar la solución rica por los tubos del cambiador.
8. Hacer circular el agua por los tubos del enfriador de amina y condensador del regenerador.
9. Pueden usarse inhibidores de corrosión, incluyendo aminas con alto peso molecular.

#### Espumación:

La espumación es causada por la contaminación de la solución, por condensación de hidrocarburos ligeros, sólidos suspendidos finamente divididos (sulfuro de fierro), productos de degradación de la amina o agentes surfactantes acarreados por la corriente de gas alimentado.

Se puede evitar la condensación de hidrocarburos ligeros, constituidos en la alimentación del gas amargo, manteniendo la temperatura de la solución de amina sobre 10 a 15°F arriba de la temperatura del gas alimentado, así se asegura que los hidrocarburos no cambien de fase.

Los sólidos suspendidos se pueden remover de la solución filtrando continuamente una porción de la corriente.

En muchos casos la espumación se puede controlar con ayuda de inhibidores de espuma.

#### MATERIALES DE CONSTRUCCION:

Los recipientes y corazas de cambiadores se pueden construir de acero al carbón, aunque es recomendable usar acero inoxidable para los tubos del intercambiador amina-amina, el rehervidor, el enfriador de amina, ciertas secciones de la tubería y las unidades de contacto.

A continuación se presenta una tabla comparativa de ventajas y desventajas que se tendrán al manejar las dos alternativas de proceso, la primera usando el flujo obtenido por los balances de 75 GPM de solución de DEA. El segundo conservando el flujo de 168 GPM para lo cual fueron diseñados los equipos que se tienen físicamente. En esta tabla se presenta a manera de resumen el dimensionamiento de los equipos, en donde se compara con la capacidad de los equipos existentes.

TABLA COMPARATIVA DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS PARA ALTERNATIVAS DE PROCESO

	ALTERNATIVA A	VENTAJAS Y DESVENTAJAS
TORRE ENRIQUEZADORA DIAMETRO 6 FT PICKUP 64 LBHGL/HR	75 GPH DEA DIAM 5 FT %INUNDACION 80 PICKUP 1.58	Ahorro en materia y energia por el flujo manejado, ya que se absorbera la cantidad de gases necesaria para cumplir con las especificaciones. Existe un mayor arrastre de Sol. de DEA por el gas aunque insignificante. Habrá mayor caída de presión del gas.
TORRE REGENERADORA LBVAP/GAL SOL 1.0	LBVAP/GALSOL=0.5 T FONDO 257 F T DOMO 239 F	No se trabaja con la relación de lb vap/ gal sol. recomendadas y esto se debe a la baja concentración de gases ácidos en el gas amargo. El ahorro de energia calorifica es notable al tener que elevar la temp. de la sol. alimentada a la torre cuando se compara con los flujos manejados en ambas alternativas.
INTERCAMBIADOR AHINA-AHINA Q=3.4E6 BTU/HR 1890 CUFT	2.79E6 BTU/HR 1890 CUFT 75 GPH	Se obtendrá un buen servicio del intercambiador ya que las dimensiones que se tienen en el equipo original satisfacen las necesidades de flujo.
ENFRIADOR DE DEA Q=8.4E6 BTU/HR 1713 CUFT	3.05E6 BTU/HR 765 CUFT 75 GPH DEA	Será necesario cambiar el equipo ya que se encuentra demasiado sobrado, es posible disminuir area de transferencia con taponamiento de tubos.
RESERVIDOR Q= 11E6 BTU/HR 1900 CUFT	2.2E6 BTU/HR 800 CUFT	Se debe cambiar el equipo, se necesita un reservidor de menor capacidad.
CONDENSADOR 3.3E6 BTU/HR 875 CUFT	1.3E6 BTU/HR 560 CUFT	La cantidad de agua que se necesita condensar es apreciablemente menor por lo que será necesario cambiar equipo.
BOMBAS DE RECIRCULACION 80 HP.	40 HP	Al trabajarse con un flujo menor de sol. de DEA será necesario cambiar todas las bombas utilizadas en el proceso. Se nota claramente el ahorro de energia electrica en esta parte del proceso respecto a la otra alternativa
BOMBA DE REFLUJO 60 HP	27 HP	
BOMBA DE BALANCE 10 HP	4.5 HP	

TANQUES UTILIZADOS; TQ. DE BALANCE, ACUMULADOR DE REFLUJO  
TQ. DE EVAPORACION Y FILTRO DE CARBON.  
Para cualquiera de los dos casos son utilizables ya que no se manejará un mayor flujo de 168 GPH para el cual fueron diseñados.

**Tabla Comparativa de Ventajas y Desventajas para Alternativas del Proceso:**

EQUIPO	ALTERNATIVA B	VENTAJAS Y DESVENTAJAS
TORRE ENDULZADORA DIAMETRO 6 FT PICTUP 64 LB/DOLTR	168 GPM DEA DIAM 5 FT %HUMIDACION 72	al manejarse el mismo flujo con el que se operaba originalmente, no habrá cambios en el equipo, sin embargo el desperdicio de energía es excesivo ya que la cantidad de gases ácidos a desorber es menor comparandola con la cantidad que se absorbía originalmente.
TORRE REGENERADORA LBVAP/GAL SOL 1.0	LBVAP/GALSOL=1.0 T FONDO 257 F T DOHO 249 F	Se tiene un gran desperdicio de energía ya que la temp. que se tiene que alcanzar en el domo es mayor, y manejando mayor flujo da como resultado equipos de transferencia de calor de mayores dimensiones que los obtenidos en la alternativa A, sin embargo con esta temp. aseguramos una buena desorción de los gases ácidos.
INTERCAMBIADOR SILICA-ANILINA Q=3.4E6 BTU/HR 1890 CUFT	6.22E6 BTU/HR 3400 CUFT 168 GPM	Definitivamente se tendrá que reemplazar el equipo que cumple con el area de transferencia demandada.
ENFRIADOR DE DEA Q=8.4E6 BTU/HR 1713 CUFT	6.98E6 BTU/HR 1700 CUFT 168 GPM DEA	El equipo satisface estas condiciones de proceso por lo que es factible su uso.
REMERVIDOR Q= 11E6 BTU/HR 1900 CUFT	9.6E6 BTU/HR 1900 CUFT	El equipo satisface las condiciones de proceso por lo que es factible su uso.
CONDENSADOR 3.3E6 BTU/HR 875 CUFT	2.6E6 BTU/HR 860 CUFT	El equipo satisface las condiciones de proceso por lo que es factible su uso.
BOMBAS DE CIRCULACION 60 HP.	80 HP	Ya que se maneja el flujo para el cual fueron diseñadas las bombas, no se tendrá que cambiar ninguna de las utilizadas en el proceso.
BOMBA DE REFLUJO 60 HP	60 HP	
BOMBA DE BALANCE 10 HP	10 HP	

TANQUES UTILIZADOS: TQ. DE BALANCE, ACUMULADOR DE REFLUJO  
TQ. DE EVAPORACION Y FILTRO DE CARBON.  
Para cualquiera de los dos casos son utilizables ya que no se manejará un mayor flujo de 168 GPM para el cual fueron diseñados.

De lo anterior podemos concluir lo siguiente:

Técnicamente es factible utilizar cualquiera de las dos alternativas propuestas, con los siguientes cambios de equipos que a continuación se ennumeran:

Para 75 GPM de sol. DEA (alternativa A)

Será necesario reemplazar:

1. Enfriador de DEA
2. Rehervidor
3. Condensador de Reflujo
4. Bombas (Recirculación, Balance y reflujo)
5. Boquillas de Entrada a torres Absorbedora y Regeneradora.

Para 168 GPM (alternativa B):

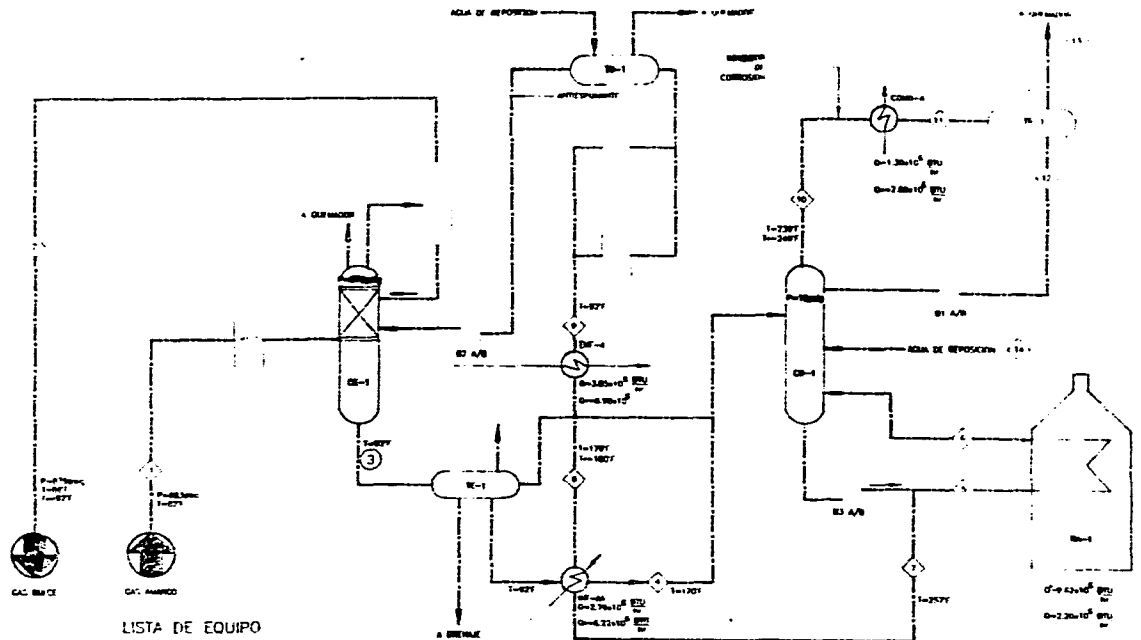
solo se cambiará:

Intercambiador Amina-Amina de mayor capacidad.

En el siguiente capítulo se presentará un breve análisis económico en donde se comparará el ahorro de energía contra la inversión en equipo de proceso, el cual nos dirá que alternativa de proceso es la óptima, es decir que flujo de DEA es el ideal para endulzar la nueva corriente de gas amargo.







LISTA DE EQUIPO

- |   |   |
|---|---|
| <p>DE-1 VASO PURIFICADORA DE GAS<br/>         DE-2 COLUMNAS DE RECCION DE AGUA<br/>         DE-3 TANQUE DE EMPANORADO DE AGUA<br/>         DE-4 TANQUE DE SEPARACION DE AGUA<br/>         DE-5 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE REFLUJO DE AGUA<br/>         DE-6 DE FUNDIDA DE CONTINUA AL SISTEMA DE AGUA<br/>         DE-7 DE FUNDIDA DE SALIDA</p> | <p>DE-8 INTERCAMBIADOR AGUA-AGUA<br/>         DE-9 FUNDIDA DE AGUA<br/>         COMO A CONDENSADOR DE VAPOR DE AGUA<br/>         DE-10 FILTRO DE AGUA<br/>         DE-11 FILTRO DE CARBON DE AGUA<br/>         DE-12 AGUA RESERVA DE SISTEMA<br/>         DE-13 AGUA RESERVA DE RECCION DE AGUA<br/>         DE-14 AGUA RESERVA DE AGUA AL REPOSICION<br/>         DE-15 REPOSICION DE AGUA</p> |
|---|---|
- NOTA 1: SERVICIOS CON ALERTEO SON PARA 100 CPU  
 NOTA 2: SERVICIOS SIN ALERTEO SON PARA 70 CPU

SAN PABLO

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ENDULZAMIENTO DE GAS

## CAPITULO VI. ANALISIS ECONOMICO DE LAS ALTERNATIVAS DE PROCESO.

Se evaluará a un periodo de 10 años a nuevos pesos constantes de 1993.

### INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO.

Es el costo total de material utilizado para la construcción de equipos (en el caso de intercambiadores de calor), el costo de bombas incluye el motor accionador.

#### ALTERNATIVA A (75 GPH):

EQUIPO	COSTO (M\$)
ENFRIADOR DE DEA.	180,000
REHERVIDOR	200,000
CONDENSADOR	150,000
BOMBA RECIRCULACION	23,000
BOMBA DE BALANCE	9,000
BOMBA DE REFLUJO	9,000
COSTO TOTAL	571,000

#### ALTERNATIVA B (168 GPH):

EQUIPO	COSTO (M\$)
INTERCAMBIADOR AMINA-AMINA	350,000

#### CALCULO DE LA INVERSION FIJA.

Se hará mediante el uso de factores. En este método se usa como base el costo total del equipo de proceso, el cual se multiplica por una serie de factores para estimar cada uno de los principales rubros de la inversión fija.

El valor de estos factores depende del estado físico de las materias primas y productos.

los siguientes factores pueden usarse como una guía para este propósito en el caso de líquidos y gases.

CONCEPTO	FACTOR
1. Costo total de equipo	1
2. Transportes, seguros, impuestos y derechos aduanales:	
a) Equipo local	0.05
3. Gastos de instalación	0.35
4. Tuberías	0.6
5. Aislamientos	0.1
6. Instalaciones eléctricas	0.15
7. Ingeniería y Supervisión	0.75
8. Obra Civil	0.35
Inprevistos	0.30
<b>INVERSION FIJA</b>	<b>3.65</b>

#### CAPITAL DE TRABAJO.

Para objeto de este estudio tomaremos el 10% de la inversión fija.

#### PRESUPUESTO DE INGRESOS:

la planta fue diseñada con objeto de endulzar gas que será empleado en las plataformas.

Debido a esto no se puede hablar de un ingreso por la venta de dicho gas, pero se puede relacionar a la cantidad de corriente gaseosa que abandona las plataformas, para ser enviada a tierra el cual se fracciona y se vende como reactivo petroquímico.

Si el gas combustible endulzado no estuviese presente en las plataformas de compresión no podría ser enviado el gas crudo a fraccionamiento y podría ser sustituido por gas combustible o diesel, cuyo costo sería de: 2.06 dlis por MPC:

$$10 \text{ MMPCS} \times 2.06 \times 365 \times 3.25 \times 1000 = 24,436,000.$$

#### PRESUPUESTO DE EGRESOS:

Los diversos elementos de costo que integran los egresos totales de la planta pueden agruparse en los siguientes rubros:

1. Costos variables de operación.
2. Costos fijos de inversión.
3. Cargos fijos de operación.
4. Gastos generales.

### 1. COSTOS VARIABLES DE OPERACION.

Son aquellos directamente involucrados en la elaboración y venta del producto. Se derivan del pago de los siguientes rubros:

- a) materias primas y reactivos de proceso.
- b) Mano de obra de operacion
- c) Personal de supervisión.
- d) Servicios auxiliares.
- e) Mantenimiento y reparación
- f) Suministros de operación.

#### A. MATERIAS PRIMAS.

Se determina tomando en cuenta su precio de adquisición, su consumo por unidad de producto y el volumen total de producción previsto.

Costo de gas amargo: 1.8 dl / MPC = 21,352,500

DEA: Perdidas anuales \* costo

Anticorrosivo costo 0.5 dis./kg

Antiespumante costo 0.7 dis./lt.

para 75 GPM de Sol. DEA se necesita:

109.5 Gal/año de anticorrosivo

45.82 Gal/año de antiespumante

para 168 GPM:

162.5 gal/año de anticorrosivo

27.35 gal/año de antiespumante

**B. MANO DE OBRA DE OPERACIÓN.**

Los costos previsible de mano de obra se obtienen multiplicando los sueldos y salarios de cada uno de los niveles de personal de operación por el número de elementos que se requiere en cada nivel. Se consideran 52 semanas al año. Además se tomará el factor de 1.716 que es la cantidad que realmente le cuesta a la empresa tomando en consideración la suma pagada anual entre los días laborados.

**C. PERSONAL DE SUPERVISIÓN.**

En adición a los técnicos en operación se requiere personal para la supervisión de la producción, para el objeto de este estudio se considera que el costo de personal de supervisión es del 15% del costo de la mano de obra directa de operación.

**D. SERVICIOS AUXILIARES.**

Debido a la función de la planta se considera: consumo de energía eléctrica, de agua de enfriamiento y de vapor.

Consumo de Energía Eléctrica:

Solo se considerará el consumo de bombas utilizadas en la planta. Base de cálculo:  $\$ 0.1121 / \text{Kwhr}$

Agua de enfriamiento:  $0.85 \text{ Dils}/1000 \text{ lb}$

Vapor:  $1.0 \text{ Dils}/1000 \text{ lb}$

Alternativa A:

E. Elec.  $72.33 \text{ Kwatts} \times 0.1121 = \$8.1/\text{hr} = \$ 71.035/\text{año}$

Agua Enf.  $345,621,253 \text{ lb/año} \times 0.85 = 3.25 = \$ 950,000/\text{año}$

Vapor.  $20,000,000 \text{ lb/año} \times 1 \times 3.25 = \$ 65,000/\text{año}$

Alternativa B:

E. Elec. 149.15 Kwatts \* 0.1121 = N\$16.72/hr = N\$ 146.467/año  
Agua Enf. 836,670,800 lb/año = N\$ 1,750,000/año  
Vapor. 88,300,000 lb/año = N\$ 286.975/año

#### E. MANTENIMIENTO Y REPARACION.

Para que una planta industrial opere eficientemente es necesario efectuar gastos de mto. y reparación, cuyo monto depende de las condiciones de operación. Como la planta trabaja con algunos materiales corrosivos e incrustantes se tomará como porcentaje 5% de la inversión fija.

#### F. SUMINISTROS DE OPERACION.

Son aquellos productos miscelaneos que se requiere para operar eficientemente la planta y que no forman parte de las materias primas ni de los materiales de mto. Pueden estimarse en alrededor de 15% del costo total de mto. y reparación

#### 2. CARGOS FIJOS DE INVERSION

Son una consecuencia de la inversión fija y por lo tanto tienden a permanecer constantes independientemente del volumen de producción. Los más importantes son los siguientes:

- A) Depreciaciones y amortizaciones.
- B) Seguros sobre la planta.

**Depreciaciones y amortizaciones:**

El valor de los activos fijos de la planta durante su vida útil se denomina depreciación y junto con las amortizaciones de los activos intangibles representa un costo que debe ser incluido en la estimación de egresos.

La tasa de depreciación lineal anual para maquinaria y equipo de proceso se considera 10% de la inversión fija.

**Seguros sobre la planta:** Con el fin de proteger la inversión se asegura la planta a un costo que varía de acuerdo con el nivel de riesgo que representa su operación. Suele representar un egreso anual del orden del 1% de la inversión fija.

**3. CARGOS FIJOS DE OPERACION.**

Son aquellos cargos necesarios para coordinar los servicios de la planta, impartir seguridad industrial y proporcionar servicios a los empleados de la planta.

Estos cargos son alrededor de 30% del costo anual de mano de obra, supervisión y mto.

Se incluye en este rubro los gastos por concepto de superintendencia de la planta, laboratorios de control de calidad, cuadrillas de salvamento, servicio médicos, servicios de comedor, recreacionales y de vigilancia.



#### 4. GASTOS GENERALES.

Son aquellos gastos necesarios para mantener la empresa en buena posición y lograr una operación rentable, se incluye en este rubro:

- a) Gastos administrativos
- b) Gastos de distribución y venta
- c) Gastos de investigación y desarrollo
- d) Gastos financieros

debido a que todos estos gastos están referidos al volumen de ventas que en este caso no se tienen, no se consideraran en este estudio.

#### INTERESES DE LA DEUDA:

Se considerará una tasa de 34% anual de intereses de la deuda, para el año cero será la inversión.

Del Análisis de información económica para plataformas de gas en operación, proporcionado por PEMEX se observó que había un incremento de aproximadamente 8% anual de los costos de mto. y reparación. Por otra parte la literatura consultada, recomiendan un incremento del 4 al 10% anual para el mismo concepto.

El único concepto que se incrementará anualmente dentro de los costos variables de operación será el de mto. y reparación ya que estos se hacen más frecuentes a medida que pasa el tiempo, pues se trabaja en condiciones tales, que la corrosión y el desgaste se dan cada vez más frecuentes, sin

embarco los cargos fijos de inversión y operación se pueden considerar prácticamente constantes.

Bajo estas circunstancias, se presenta a continuación el procedimiento utilizado para efectuar los cálculos que dan como resultado los datos obtenidos en la hoja de cálculo presentada posteriormente.

Anteriormente se obtuvieron los costos para el año 1993

1. Incrementar los costos de mto. y reparación 8% anual.
2. Obtener para cada año el costo de lo vendido; es decir los costos variables de operación.
3. Suponer que los ingresos son constantes para este periodo.
4. Obtener la utilidad bruta para cada año.
5. Considerar los costos indirectos (cargos fijos de inversión, operación) como constantes para todo el intervalo.
6. Obtener la utilidad antes del impuesto para cada año.
7. Obtener el reparto de utilidades y el impuesto sobre la renta en función de la utilidad antes del impuesto.  
Reparto de utilidades: 10% de Utilidades antes impuesto  
Impuesto sobre la renta: 0.35 de Utilidades antes impuesto
8. Obtener la utilidad neta de cada año.
9. Obtener la deuda para cada año o en su caso la ganancia.
10. Calcular para cada año el flujo de efectivo: utilidad neta + depreciación.

Para obtener los distintos criterios de evaluación del proyecto se procede de la siguiente manera:

Calcular el valor presente neto (VPN):

$$1) \sum_{i=1}^n \frac{W_i}{(1+i)^t} - I$$

$W_i$  = Flujo de efectivo para cada  $i$  año.  
 $I$  = Inversión.

Cuando una cantidad de dinero futura es convertida a un valor presente equivalente, la magnitud de la cantidad presente es siempre menor que la cantidad de flujo de caja del cual fue calculada. Esto se debe a que cualquier tasa de interés más grande que cero hace que todos los factores P/F tengan un valor menor que 1.0. Por esta razón, los cálculos del valor presente a menudo se denominan como métodos de flujo de caja descontados. Del mismo modo, la tasa de interés utilizada para hacer los cálculos se denomina como la tasa de descuento. En este estudio se tomará como tasa de descuento anual de 18%. Esta se obtuvo del mayor rendimiento, en instrumentos de inversión bancaria o bien, la tasa de cetes anual + 4 puntos.

El método del valor presente para la evaluación de alternativas es muy popular porque futuros gastos o ingresos son transformados en dinero equivalente hoy. Es decir todos los flujos de caja futuros asociados con una alternativa son convertidos a valores de dinero presente.

**ANALISIS ECONOMICO DEL REACONDICIONAMIENTO ALTERNATIVA "A"**  
**75 GPM DE SOLUCION DE DIETANOLAMINA**  
 (CIFRAS EN NUEVOS PESOS)

**1. INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO**

ENFRIADOR DE DEA	180.00
REHERVIDOR	200.00
CONDENSADOR	150.00
BOMBA RECIRCULACION	23.00
BOMBA BALANCE	9.00
BOMBA REFLUJO	9.00
<b>COSTO TOTAL EQUIPO</b>	<b>871.00</b>

**2. CALCULO DE LA INVERSION FIJA**

CONCEPTO	FACTOR	TOTAL
COSTO TOT. EQUIPO	1.00	571.00
TRANS. SEQ. IMPST.	0.05	28550.00
GASTOS INST.	0.35	199850.00
TUBERIAS	0.60	342600.00
AISLAMIENTOS	0.10	57100.00
INST. ELECTRICAS	0.15	85650.00
ING. Y SUPERVISION	0.75	428250.00
OBRA CIVIL	0.35	199850.00
IMPREVISTOS	0.30	171300.00

**3. INGRESOS ANUALES**

24436000.00

INVERSION FIJA	2044150.00
CAPITAL DE TRABAJO	208150.00
<b>INVERSION TOTAL</b>	<b>2252300.00</b>

**4. EGRESOS**

**A) MATERIAS PRIMAS E INSUMOS**

COSTO GAS AMARGO	21352500.00
PERDIDA DE DEA/AÑO	10918.00
ANTIESPUMANTE Y ANTICORROSIVO	912.00
<b>TOTAL</b>	<b>21364380.00</b>

**B) MANO DE OBRA DE OPERACION**

PERSONAL	NUM REQ	SUELDO	SUELDO	ANUAL
		SEMANAL	INTEGRADO	
OPERADOR	1	400.00	687.00	35734.40
MECANICO	1	400.00	687.00	35734.40
ELECTRICO	1	400.00	687.00	35734.40
OP. DE BOMBAS	2	350.00	601.00	62335.20
AYUDANTE OP. DE BOMBAS	1	300.00	515.00	26800.80
<b>TOTAL</b>				<b>196339.20</b>

**C) PERSONAL DE SUPERVISION**

15% COSTO PERSONAL  
 MANO DE OBRA **TOTAL: 18401.00**

**D) SERVICIOS AUXILIARES (CONSUMOS ANUALES)**

ENERGIA ELECTRICA	71034.80
AGUA DE ENFRIAMIENTO	950000.00
VAPOR	65007.00
<b>TOTAL</b>	<b>1086041.80</b>

**E) MANTENIMIENTO Y REPARACION**

5% DE LA INVERSION FIJA **102207.50**

**F) SUMINISTROS DE OPERACION**

15% MNTO. Y REPARACION **16011.25**

**TOTAL: 2179623.95**

**CARGOS FIJOS DE INVERSION**

**A) DEPRECIACION Y AMORTIZACION**

10% INVERSION FIJA ANUAL **204415.00**

**B) SEGUROS SOBRE LA PLANTA**

1% INVERSION FIJA **20441.50**

**C) INTERESES DE LA INVERSION**

**77807.31**

**CARGOS FIJOS DE OPERACION**

30% MANO DE OBRA, SUPERVISION, Y MANTENIMIENTO **65463.91**

**TOTAL: 137210.31**

inversión (préstamo), de tal manera que el pago o ingreso final, lleve el saldo a cero, considerando el interés.

4) Período de recuperación: optimísticamente se recomienda sea menor al 50% del período analizado, es decir menor a 5 años; sin embargo por sí solo no refleja la factibilidad económica del proyecto.

El Análisis de los parámetros anteriores proporciona los elementos para justificar el reacondicionamiento efectuado.

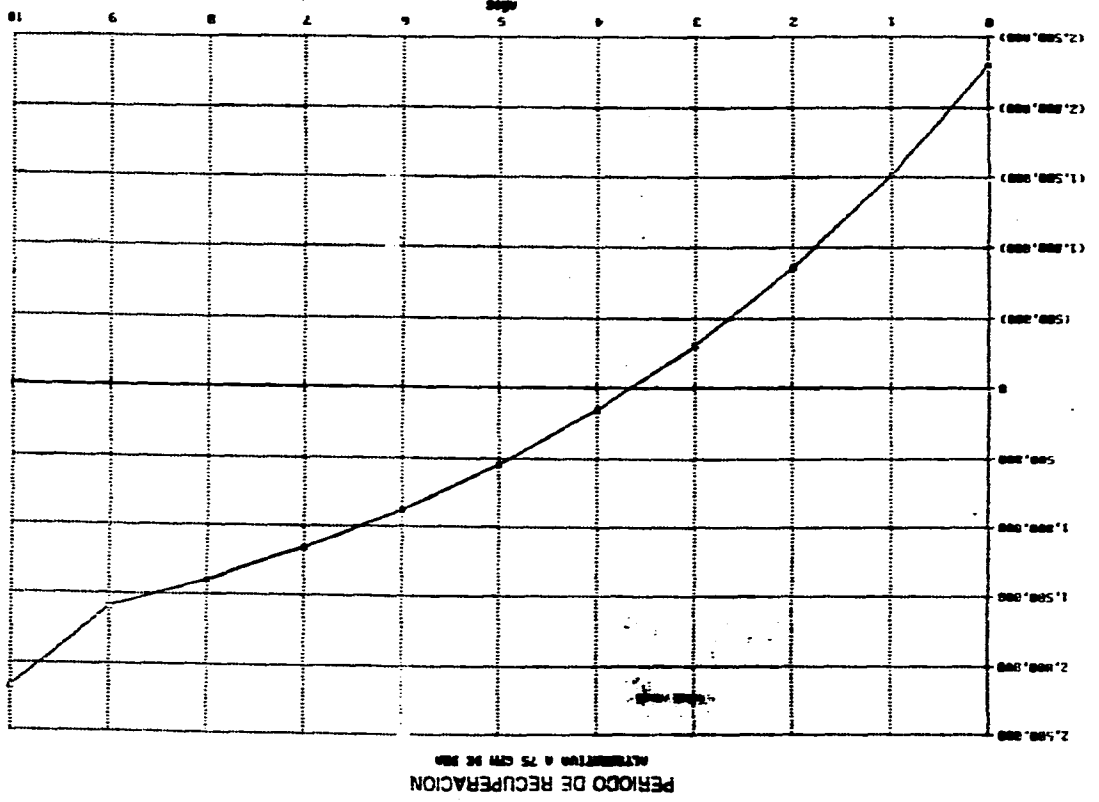
## ANALISIS ECONOMICO DEL REACONDICIONAMIENTO

## ALTERNATIVA "A"

## 75 GPM DE SOL. DE DIETANOLMANINA

PROYECCION A DIEZ AÑOS											
AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
MNTO. Y REPARACION		104,207.50	112,544.10	121,547.63	131,271.44	141,773.15	153,115.01	165,364.21	178,593.34	192,880.81	208,311.27
COSTOS VARIABLES DE OPERACION		22,796,223.51	22,804,560.11	22,813,563.63	22,823,287.44	22,833,789.16	22,845,131.01	22,857,380.21	22,870,609.35	22,884,896.81	22,900,327.28
UTILIDAD BRUTA		1,639,776.50	1,631,439.90	1,622,436.37	1,612,712.56	1,602,210.84	1,590,868.92	1,578,619.79	1,565,390.65	1,551,103.19	1,535,672.72
COSTOS INDIRECTOS		347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22	347,310.22
UTILIDAD ANTES IMPUESTOS		1,292,466.27	1,284,129.67	1,275,126.14	1,265,402.33	1,254,900.62	1,243,558.77	1,231,309.56	1,218,180.43	1,203,792.96	1,188,362.50
REPARTO DE UTILIDADES		129,246.63	128,412.97	127,512.61	126,540.73	125,490.06	124,355.88	123,130.96	121,808.04	120,379.30	118,836.25
IMPUESTO SOBRE LA RENTA		452,363.19	449,445.38	446,294.15	442,890.82	439,215.22	435,245.57	430,958.35	426,328.15	421,327.54	415,926.87
UTILIDAD NETA		710,856.45	706,271.32	701,319.38	695,971.78	690,195.34	683,957.32	677,220.26	669,944.24	662,086.13	653,599.37
DEPRECIACION		208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00	208,415.00
FLUJO DE EFECTIVO	-2,292,565.00	919,271.45	914,686.32	909,734.38	904,366.20	896,610.34	892,372.32	885,635.26	878,359.24	870,501.13	862,014.37
FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO	-2,292,565.00	779,043.60	656,913.47	553,692.43	466,472.38	392,790.86	330,562.85	278,023.08	233,677.08	196,259.76	161,530.32
VALOR DE RESCATE 10%											208,415.00
RECUPERACION DE CAPITAL											208,415.00
ACUMULADO	-2,292,565.00	-1,513,521.40	-856,607.93	-302,915.50	163,556.89	556,347.75	886,910.60	1,164,933.68	1,398,610.76	1,594,870.52	2,176,400.84

VALOR PRESENTE NETO	2,176,400.84
T.I.R.	0.38
PERIODO DE RECUPERACION	3.65 AÑOS
TASA CONSIDERADA	0.18
RELACION BENEFICIO/COSTO	1.95



**ANALISIS ECONOMICO DEL RECONDICIONAMIENTO ALTERNATIVA "II"**  
**100 GPM DE SOLUCION DE DIETANOLAMINA**  
 (CIFRAS EN NUEVOS PESOS)

**1. INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO**

INTERCAMBIADOR A-A 350 00

**COSTO TOTAL EQUIPO 350 00**

**3. INGRESOS ANUALES**  
24436000.00

**4. EGRESOS**

**A) MATERIAS PRIMAS E INSUMOS**  
 COSTO GAS AMARGO 21352000.00  
 PERDIDA DE DE/AÑO 10918.00  
 ANTIESPUMANTE Y ANTICORROSIVO 1520.00  
**TOTAL 21368438.00**

**B) MANO DE OBRA DE OPERACION**

PERSONAL	NUM REQ	SUELDO SEMANAL	SUELDO INTEGRADO	ANUAL
OPERADOR	1	400.00	687.00	35734.40
MECANICO	1	400.00	687.00	35734.40
ELECTRICO	1	400.00	687.00	35734.40
OP DE BOMBAS	2	350.00	601.00	62335.20
AYUDANTE OP DE BOMBAS	1	300.00	515.00	26800.80
<b>TOTAL</b>				<b>196339.20</b>

**C) PERSONAL DE SUPERVISION**  
 15% COSTO PERSONAL  
 MANO DE OBRA **TOTAL 29451.00**

**D) SERVICIOS AUXILIARES (CONSUMOS ANUALES)**  
 ENERGIA ELECTRICA 146467.00  
 AGUA DE ENFRIAMIENTO 1750000.00  
 VAPOR 286975.00  
**TOTAL 2183442.00**

**E) MANTENIMIENTO Y REPARACION**  
 5% DE LA INVERSION FIJA **15075.00**

**F) SUMINISTROS DE OPERACION**  
 15% MNTO. Y REPARACION **9081.00**

**TOTAL 23047366.00**

**CARGOS FIJOS DE INVERSION**

**A) DEPRECIACION Y AMORTIZACION**  
 10% INVERSION FIJA ANUAL **11770.00**

**B) SEGUROS SOBRE LA PLANTA**  
 1% INVERSION FIJA **1177.00**

**C) INTERESES DE LA INVERSION 4779.00**

**CARGOS FIJOS DE OPERACION**  
 30% MANO DE OBRA, SUPERVISION, Y MANTENIMIENTO **19163.00**

**TOTAL 29426.00**

**2. CALCULO DE LA INVERSION FIJA**

CONCEPTO	FACTOR	TOTAL
COSTO TOT. EQUIPO	1.00	350.00
TRANS. SEQ. IMPST.	0.05	17500.00
GASTOS INST.	0.35	122500.00
TUBERIAS	0.60	210000.00
AISLAMIENTOS	0.10	35000.00
INST. ELECTRICAS	0.15	52500.00
ING. Y SUPERVISION	0.75	262500.00
OBRA CIVIL	0.35	122500.00
IMPREVISTOS	0.30	105000.00

INVERSION FIJA 1277500.00  
 CAPITAL DE TRABAJO 127750.00  
**INVERSION TOTAL 1405250.00**



## ANALISIS ECONOMICO DEL REACONDICIONAMIENTO

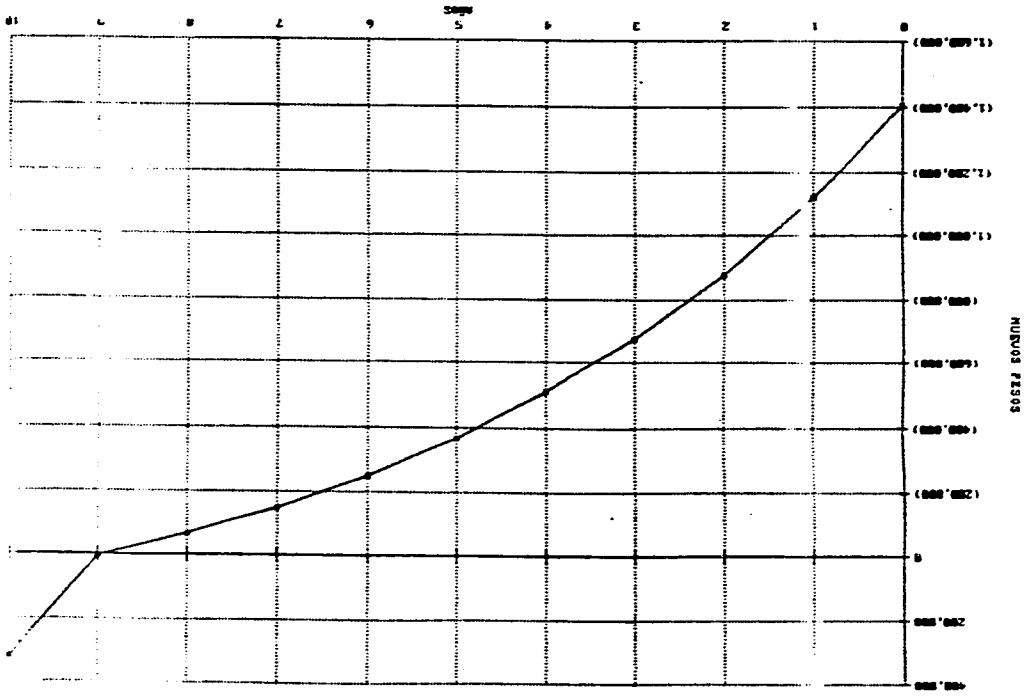
## ALTERNATIVA "B"

## 168 GPM DE SOL DE DIETANOLMANINA

PROYECCION A DIEZ AÑOS											
AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
MANTO Y REPARACION		63,875.00	68,945.00	74,504.00	80,464.00	86,901.00	93,856.00	101,362.00	109,471.00	118,228.00	127,686.00
COSTOS VARIABLES DE OPERACION		23,847,356.00	23,852,466.00	23,857,985.00	23,863,945.00	23,870,383.00	23,877,335.00	23,884,843.00	23,892,952.00	23,901,709.00	23,911,168.00
UTILIDAD BRUTA		588,644.00	583,534.00	578,015.00	572,055.00	565,617.00	558,665.00	551,157.00	543,048.00	534,291.00	524,832.00
COSTOS INDIRECTOS		207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00	207,466.00
UTILIDAD ANTES IMPUESTOS		381,178.00	376,068.00	370,549.00	364,589.00	358,151.00	351,199.00	343,691.00	335,582.00	326,825.00	317,366.00
REPARTO DE UTILIDADES		38,118.00	37,607.00	37,055.00	36,459.00	35,815.00	35,120.00	34,369.00	33,558.00	32,682.00	31,737.00
IMPUESTO SOBRE LA RENTA		133,412.00	131,624.00	129,692.00	127,606.00	125,353.00	122,920.00	120,292.00	117,454.00	114,389.00	111,078.00
UTILIDAD NETA		209,648.00	206,837.00	203,802.00	200,524.00	196,983.00	193,160.00	189,030.00	184,570.00	179,753.00	174,551.00
DEPRECIACION		127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00	127,750.00
FLUJO DE EFECTIVO	-1,405,250.00	337,398.00	334,587.00	331,552.00	328,274.00	324,733.00	320,910.00	316,780.00	312,320.00	307,503.00	302,301.00
FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO	-1,405,250.00	285,930.00	240,295.00	201,793.00	169,320.00	141,944.00	118,875.00	99,445.00	83,069.00	69,329.00	58,750.00
VALOR DE RESCATE 16%											127,750.00
RECUPERACION DE CAPITAL											127,750.00
ACUMULADO	-1,405,250.00	-119,320.00	-89,024.00	-67,232.00	-507,912.00	-365,968.00	-247,093.00	-147,648.00	-64,559.00	4,770.00	318,029.00

VALOR PRESENTE NETO	318,029.00
T.I.R.	19.27%
PERIODO DE RECUPERACION	9 AÑOS
TASA CONSIDERADA	18.00%
RELACION BENEFICIO/COSTO	1.23

PERIODO DE RECUPERACION  
ALTERNATIVO 3 : 100 CM



## CAPITULO VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

1. De el Analisis Económico anterior para las dos alternativas de proceso, se obtuvo la siguiente tabla:

	ALTERNATIVA A	ALTERNATIVA B
Inversion	N\$ 2,292,565	N\$ 1,405,205
TIR	38%	19%
VPN	N\$ 2,176,900	N\$ 318,029
P.Recup.	3.65 años	9.08 años
Rentabilidad	1.95	1.23

Se ve claramente que la alternativa más rentable es la opción A, en todos los parámetros de evaluación económica tiene gran ventaja sobre la opción B, excepto que la inversión inicial es mayor en la opción A.

De cualquier manera, el ahorro de energía anual es lo suficientemente grande como para optar por la alternativa A.

11. Los equipos a ser reemplazados por la alternativa A son:

1. Enfriador de DEA
2. Rehervidor
3. Condensador de reflujo
4. Bombas (Recirculación, Balance y Reflujo)

La solución de DEA circulante será de 75 GPM obtenida de correlaciones hidráulicas anteriormente.

III.

Los equipos a ser reemplazados por la alternativa B son:  
Intercambiador Amina-Amina.

IV. De los Balances realizados se obtiene un gas dulce con la siguiente composición de gases ácidos:

CO<sub>2</sub>                    0.011 % MOL

H<sub>2</sub>S                    0.005 % MOL

ya sea con sol de DEA de 75 GPM ó con 168 GPM.

V. A continuación se presenta una tabla de ventajas y desventajas de la posible aprobación de la alternativa A :

Ventajas:

1. Aprovechamiento de equipos existentes tales como Torres de absorción y destilación.
2. Ahorro de Energía en servicios auxiliares: Tales como:  
E. Eléctrica, Vapor.
3. Incorporación de Equipo nuevo en partes de mayor corrosión.
4. Menor flujo de sol. endulzante (dietanolamina)

Desventajas:

1. No se trabaja con las lb vapor/gal. sol recomendadas por la literatura lo cual nos lleva a tener un mayor control en la torre regeneradora.
2. Mayor control de temperaturas en la zona de reflujo.
3. Mayor inversión inicial

En el caso de la alternativa B se tiene equipo sobrado y la mayor desventaja es el desperdicio excesivo de energía, solo se justificaría su elección en caso de que el proyecto tuviese una duración menor a 2 años, y no se quiere tener una inversión inicial mayor.

En este caso se tendría que ver el estado de los equipos de mayor corrosión físicamente para no tener posibles problemas posteriores.

Dado que el gas dulce obtenido se utilizará como gas combustible dentro del mismo complejo, se tendrá que evaluar si la cantidad de gases ácidos descritos justifica la instalación de esta planta ya sea por cualquiera de las alternativas obtenidas. La cantidad de gases presentes en el gas amargo es relativamente baja por lo que sería factible utilizar el gas sin endulzar solo si el uso de este gas va acompañado de gas previamente endulzado, es decir una mezcla de gases.

Si se utiliza la alternativa de proceso con el mínimo flujo de sol. de dietanolamina circulante que se obtuvo de balances hidráulicos, de 75 GPM será necesario evaluarlo en planta para ver si realmente se desorben los gases ácidos en las cantidades calculadas con las correlaciones anteriores.

De cualquier manera se trata de aprovechar el equipo existente no utilizado, introduciéndolo dentro de este objetivo y con modificaciones para encontrar el óptimo de

manera que no se desperdicie energía o se ahorre la más posible.

Estas condiciones las satisface la primera alternativa con 75 GPM de sol. de dietanolamina al 20% en peso para endulzar un gas amargo de 10 MMCFSD con una disminución de gases amargos de  $H_2S$ : de 0.1 % mol a 0.005 % mol y

$CO_2$ : de 0.06 % mol a 0.011 % mol.

Con la utilización de torre regeneradora y columna de rectificación existentes y la introducción de equipo nuevo como son:

Bombas, enfriador de sol. de DEA, Rehervidor y condensador. como equipos claves en el proceso.

Nuevos procesos de endulzamiento de gas como el uso de membranas permeables aún no son utilizados para llegar a tan bajos porcentajes de gases ácidos en gases dulces.

En este caso es inutilizable el uso de estos medios dado que el gas amargo tiene de por sí una cantidad baja de gases ácidos, sin embargo todavía corrosivo como para ser utilizado tal cual, por lo que esto apoya el uso de alcalonaminas como medios de endulzamiento de gas para este rango de concentraciones. La alternativa obtenida quizás no sea la mejor pero cumple con el objetivo de ahorro de energía y utilización de equipo existente que se tiene sin uso.

## CAPITULO VIII.

### BIBLIOGRAFIA.

1. Kohl. A.L. And Riesenfeld. F.C., Gas Purification.  
Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1960.
2. Maddox R.N., Gas and Liquid Sweetening, Chap. 3.  
2nd. Ed. 1974.
3. Perry J.H. Chemical Engineers Handbook, 4th Ed..  
Mc Graw-Hill Co., Inc., New York 1963.
4. Kern Donald Q., Process Heat Transfer, McGraw-Hill  
Book Co., Inc., New York 1960.
5. Union Carbide and Carbon Corporation, Ethanolamines  
for gas treating. April 1957.
6. Manual de Diseño de plantas Endulzadoras. I.M.P.

**TESIS:**

"Estudio Técnico Comparativo De Sistemas De Enulzamiento de gas". Carreón Zepeda Octavio 1969.

"Análisis del Sistema de Regeneración en Plantas Endulzadoras con Proceso Girbotol". De María y Campos Pérez Yolanda 1978.

**ARTICULOS DE REVISTAS:**

"Economics of gas separation membranes" ; Robert W. Spillman  
Chemical Engineering progress, Enero 1989.

"Natural gas Cleanup: A Comparison of membrane and amine  
Treatment Processes"; R.E. Babcock, R.W. Spillman  
Energy Progress, Septiembre 1988.

"How to Choose a treating Process" Naddox R.N. , The oil and  
gas journal, pp. 116-117, Aug. 28 , 1967.

"Gas Sweetening Processes of the 1960" Swaim,C.D. Jr.,  
Hydrocarbon Processing, pp. 127-130., March 1970.



IX. ANEXOS.

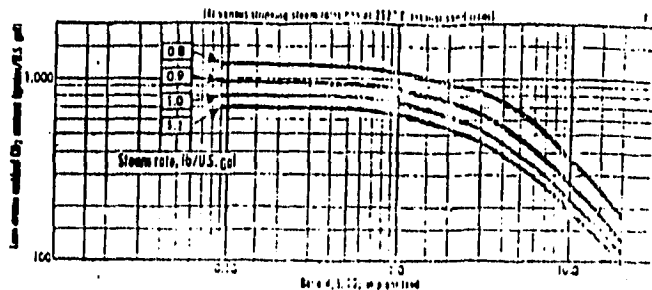
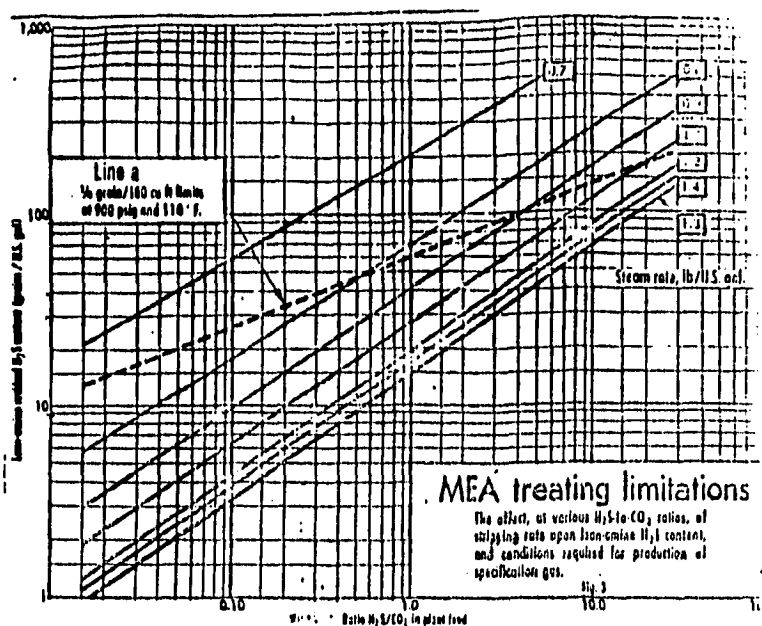


FIGURA NO. 1

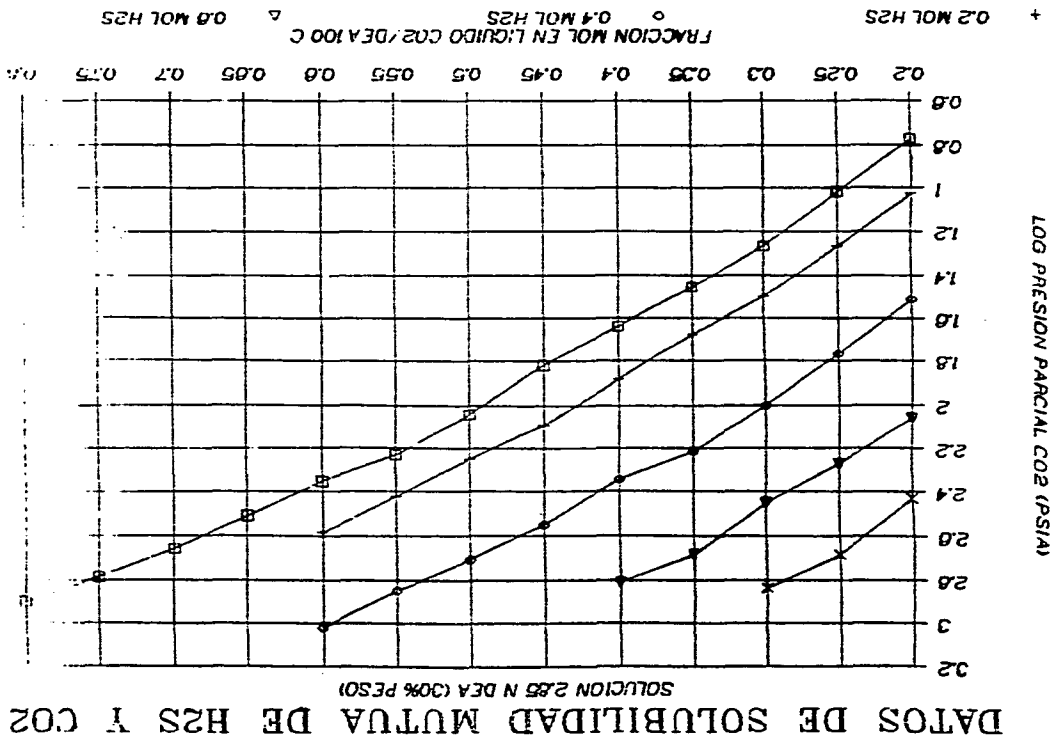


FIGURA No. 1

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA DE H<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>

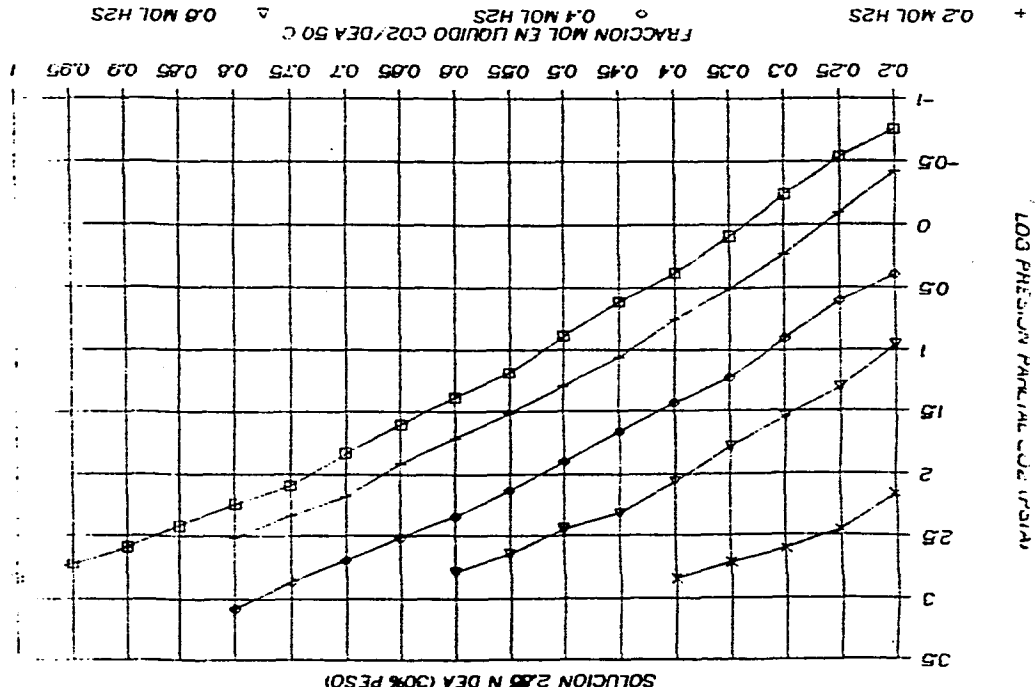
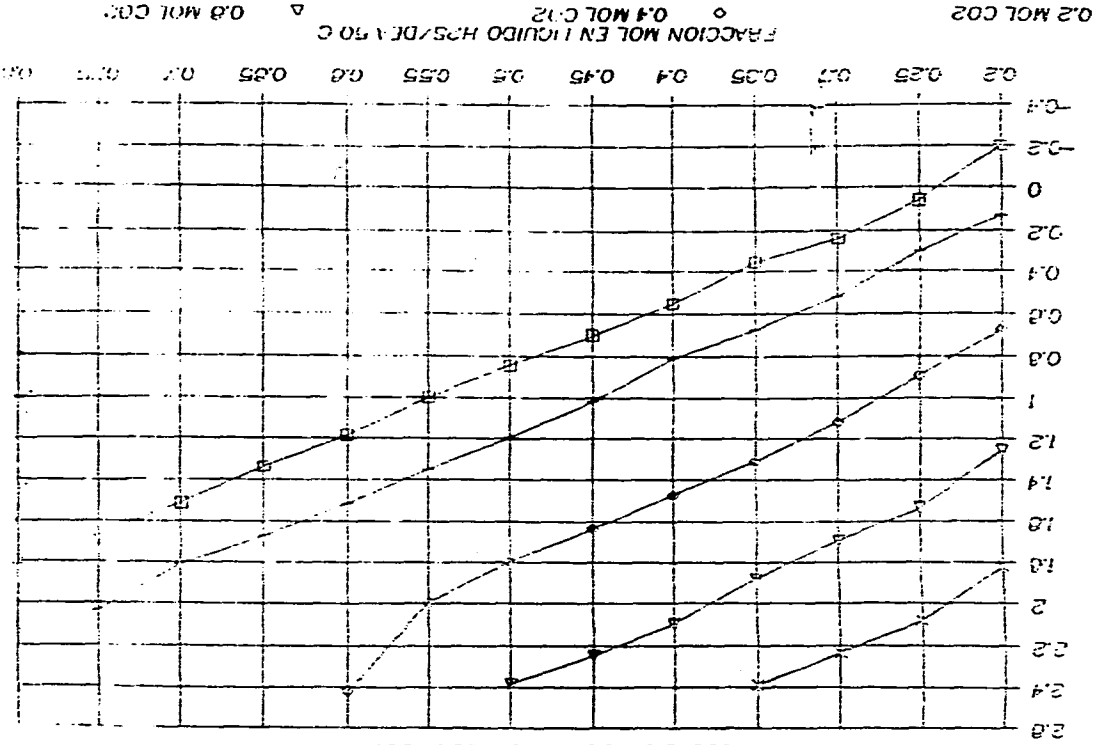


FIGURA NO. 3

DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA DE H<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>

SOLUCION 2.65 N DEA (100% PESO)



LOG PRESION PARCIAL H<sub>2</sub>S (PSI/A)

FIGURA NO. 4

# DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA DE H<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>

SOLUCION 2.85 N DEA (30% PESO)

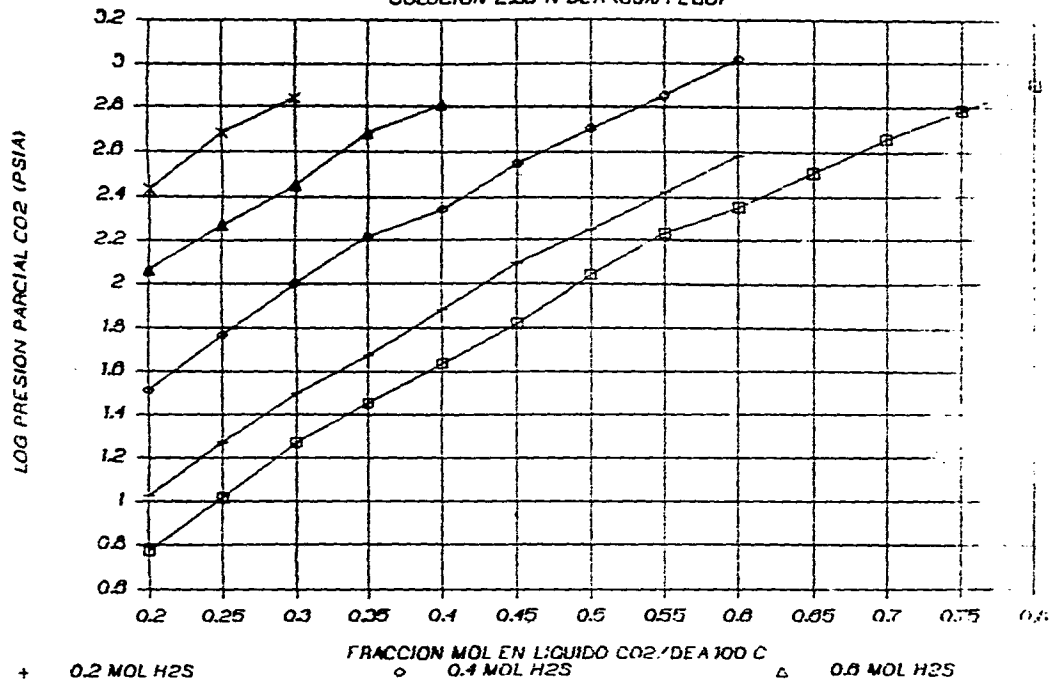


FIGURA No. 2

# DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA DE H<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>

SOLUCION 2.85 N DEA (30% PESO)

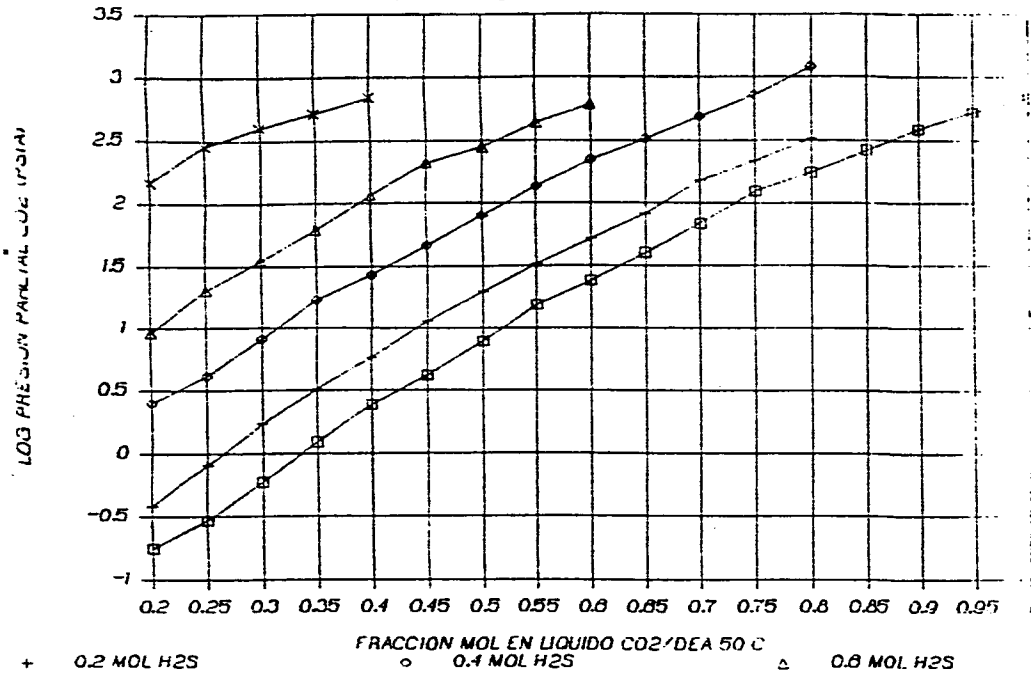


FIGURA NO. 3

# DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA DE H<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>

SOLUCION 2.85 N DEA (30% PESO)

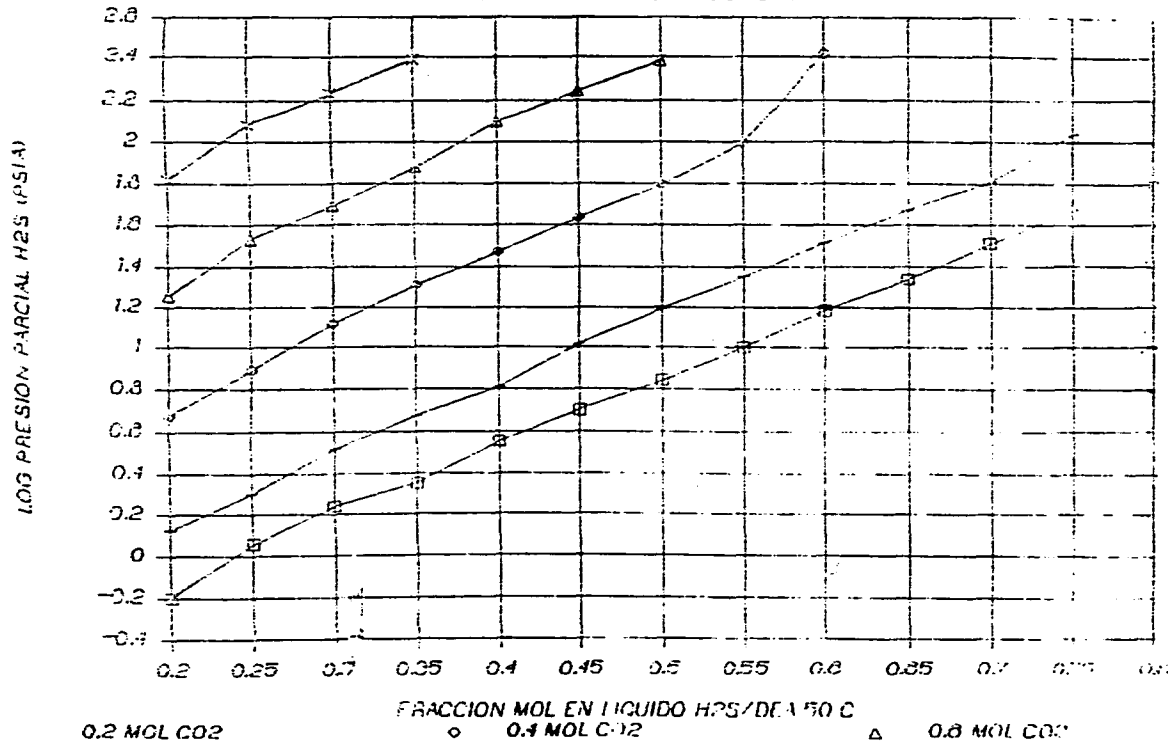


FIGURA 4

# DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA DE H<sub>2</sub>S Y CO<sub>2</sub>

SOLUCION 2.85 N DE A (30% PESO)

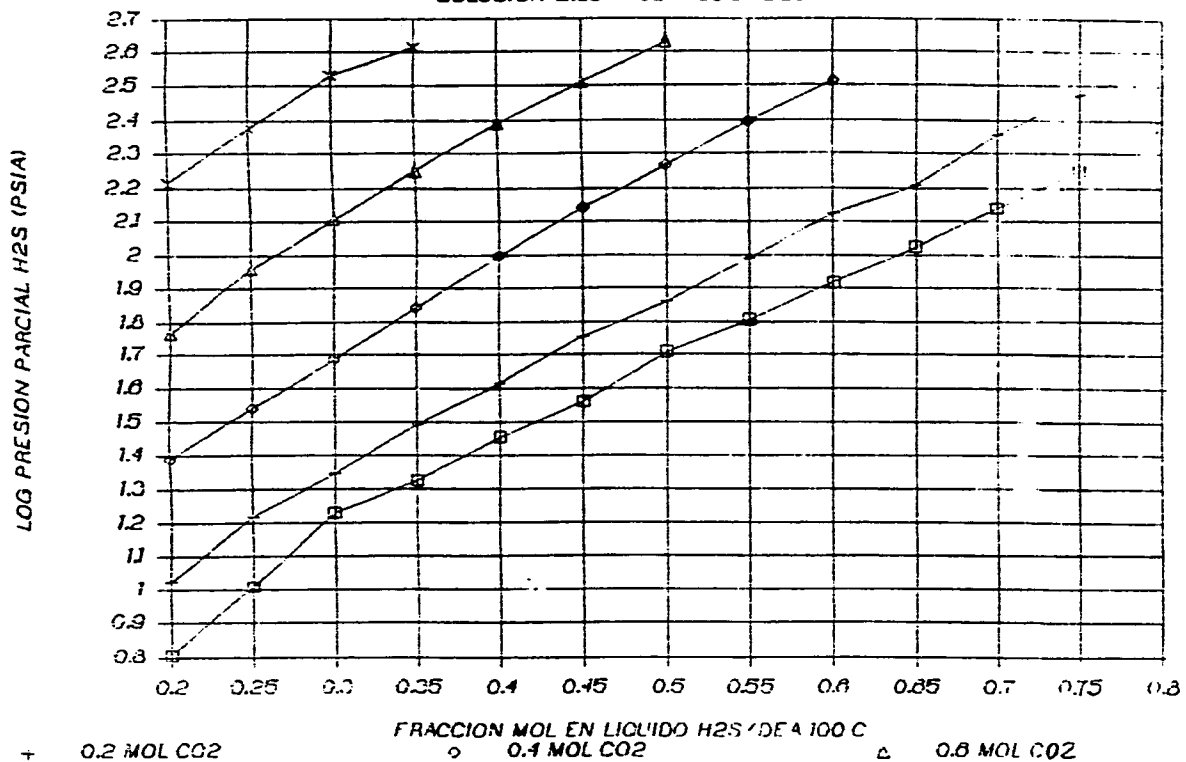
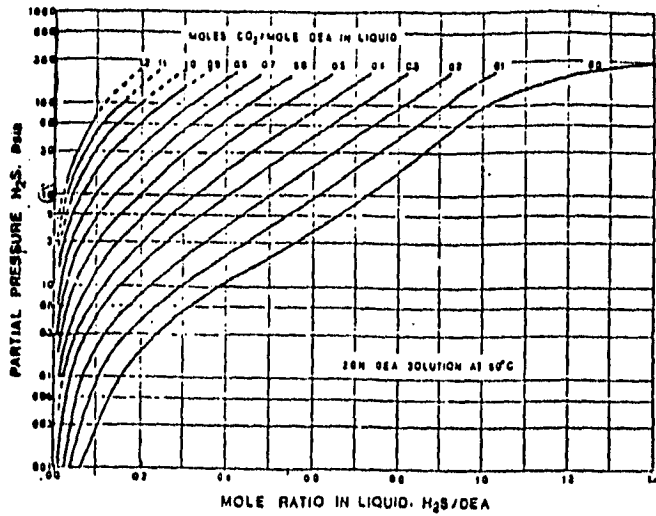
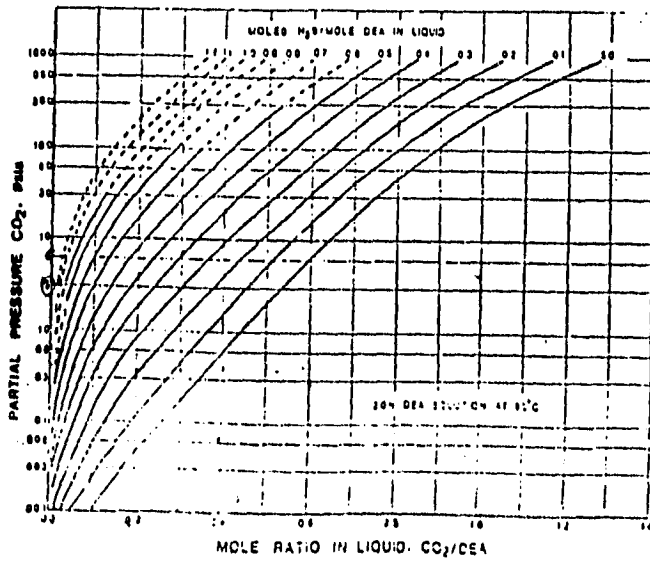


FIGURA NO. 5





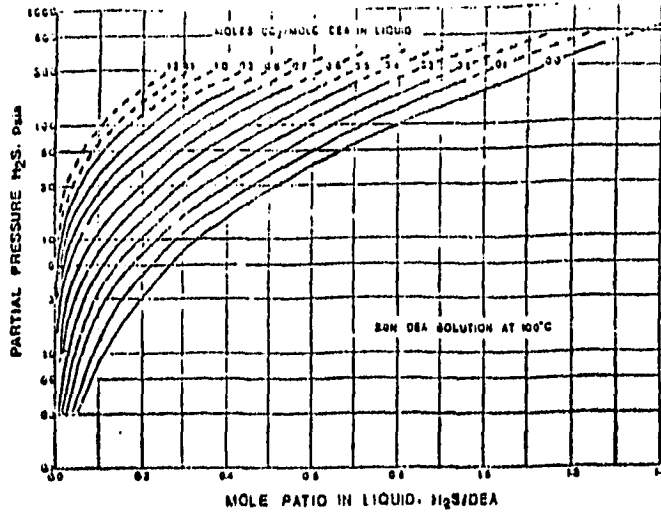
Solubilidad mutua de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en soluciones de DEA 2.0N a 50°C.



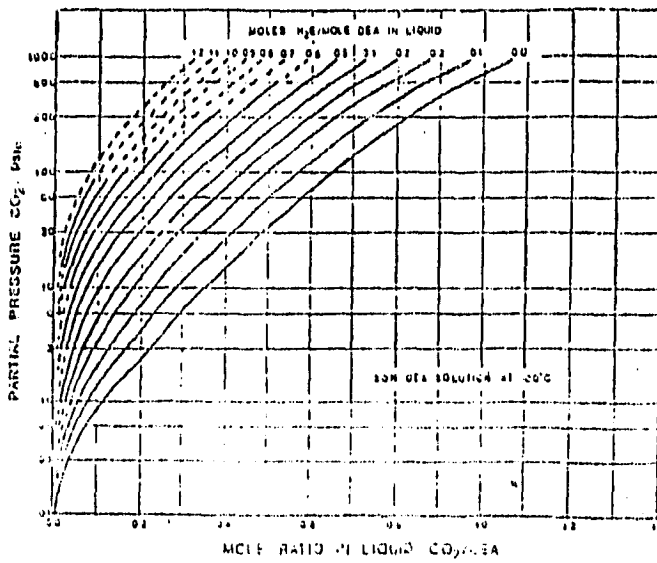
Solubilidad mutua de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en soluciones de DEA 2.0N a 50°C.

FIGURA NO. 6

FIGURA NO. 7

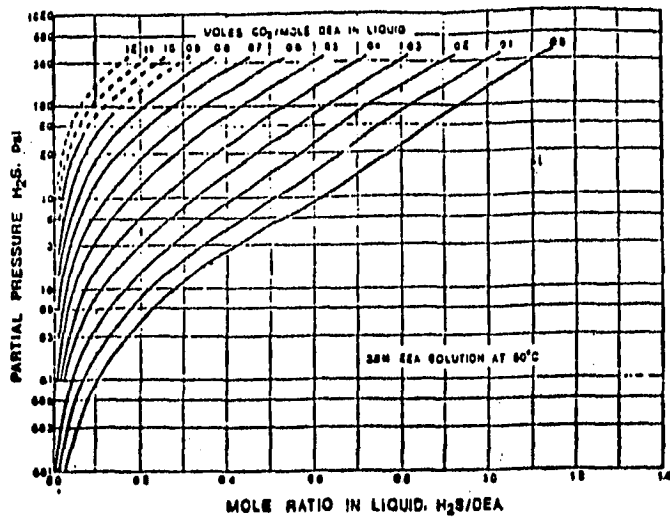


Solubilidad mutua de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en soluciones de DEA 2.0N a 100°C

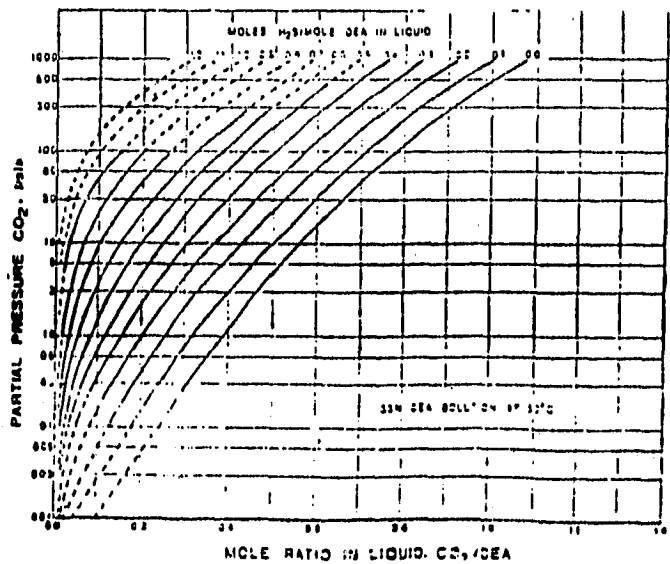


Solubilidad mutua de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en soluciones de DEA 2.0N a 100°C.

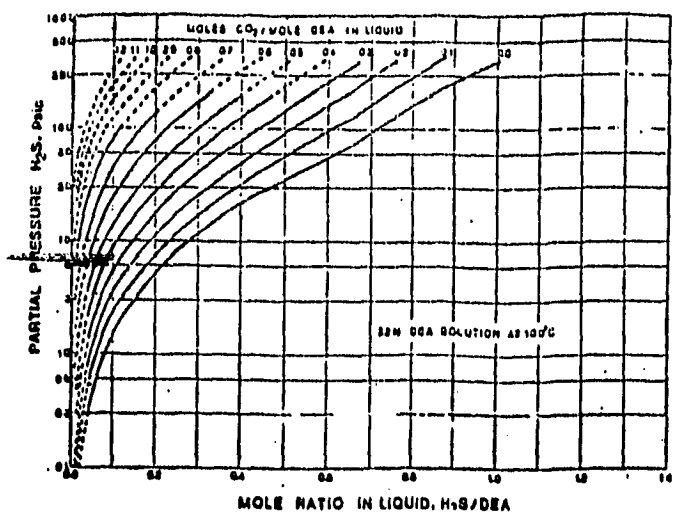
FIGURA NO. 8



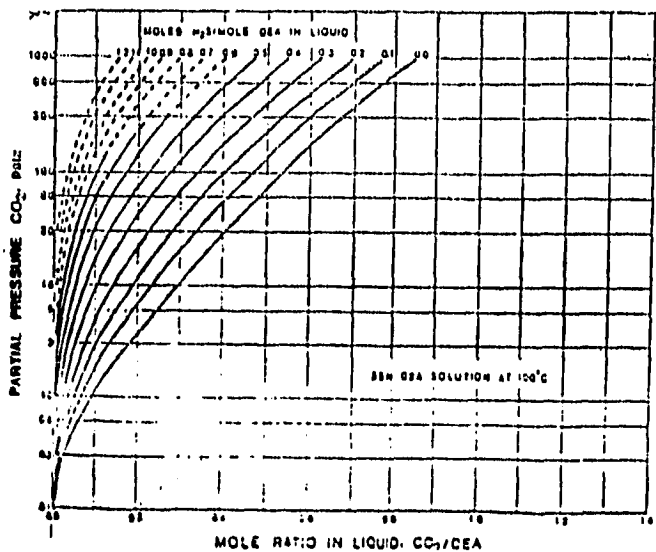
Solubilidad mutua de  $H_2S$  y  $CO_2$  en soluciones de DEA 3.5N a  $50^\circ C$ .



Solubilidad mutua de  $H_2S$  y  $CO_2$  en soluciones de DEA 3.5N a  $50^\circ C$ .



Solubilidad mutua de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en soluciones de DEA 3.5N a 100°C.



Solubilidad mutua de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en soluciones de DEA 3.5N a 100°C.

FIGURE NO. 9

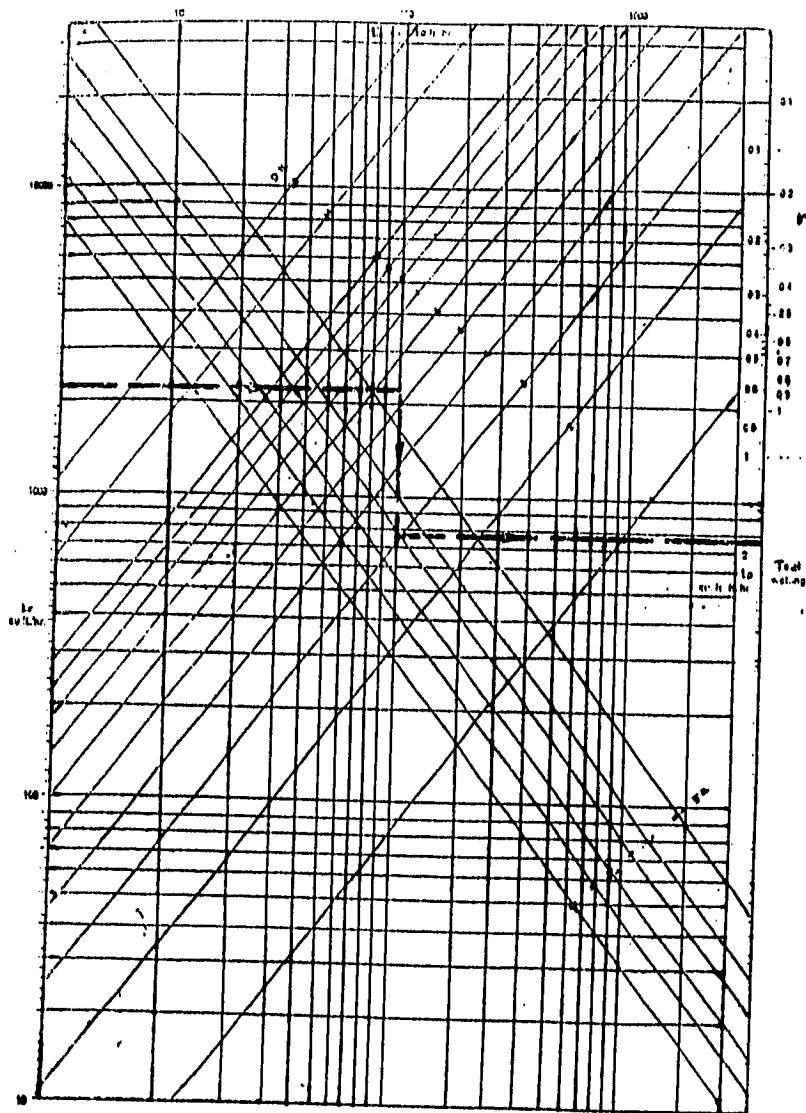


FIG 10

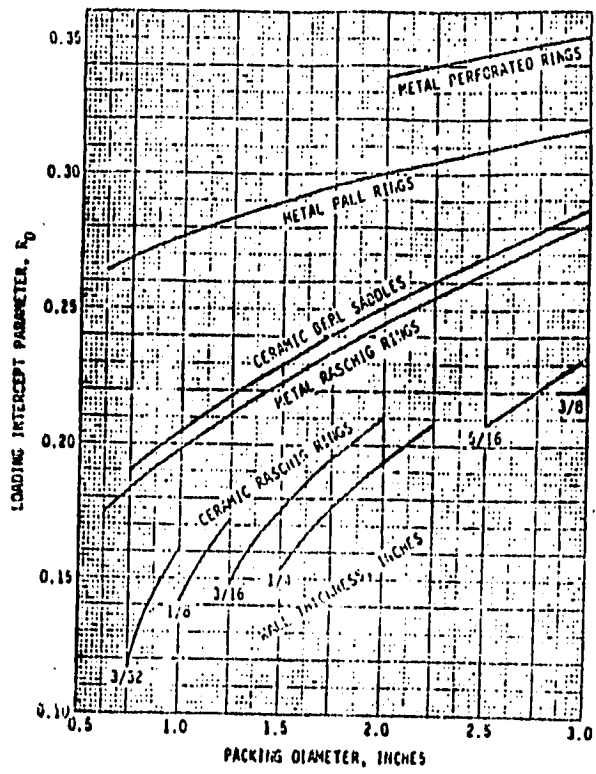


FIGURE NO. 11

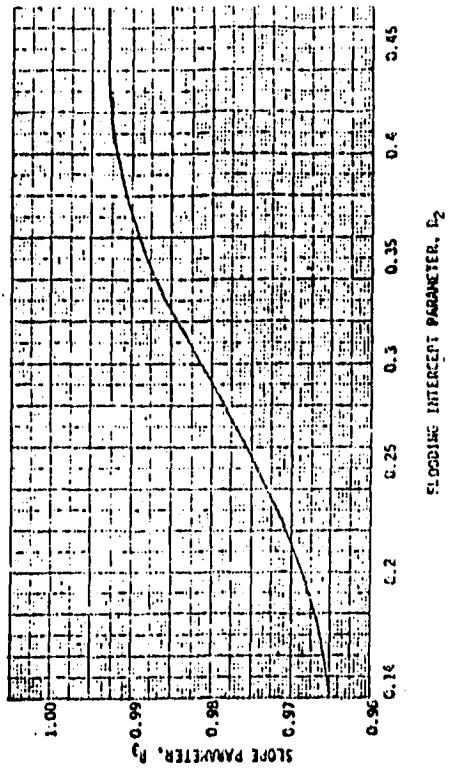
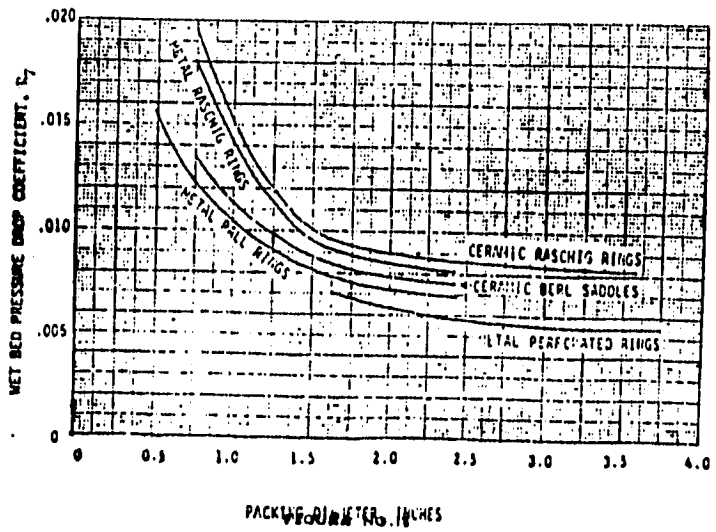
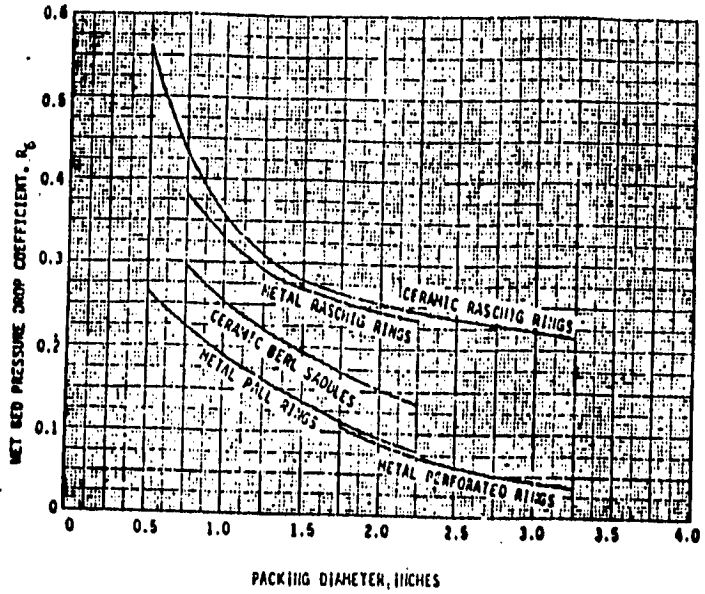


FIGURE NO. 12





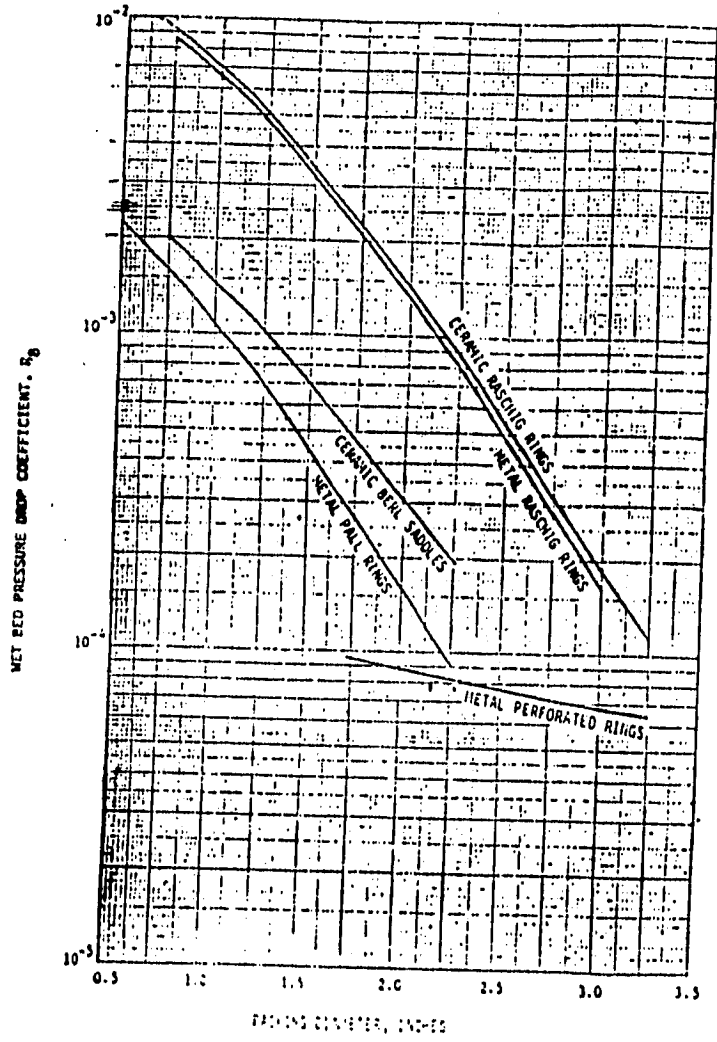


FIGURA NO. 14

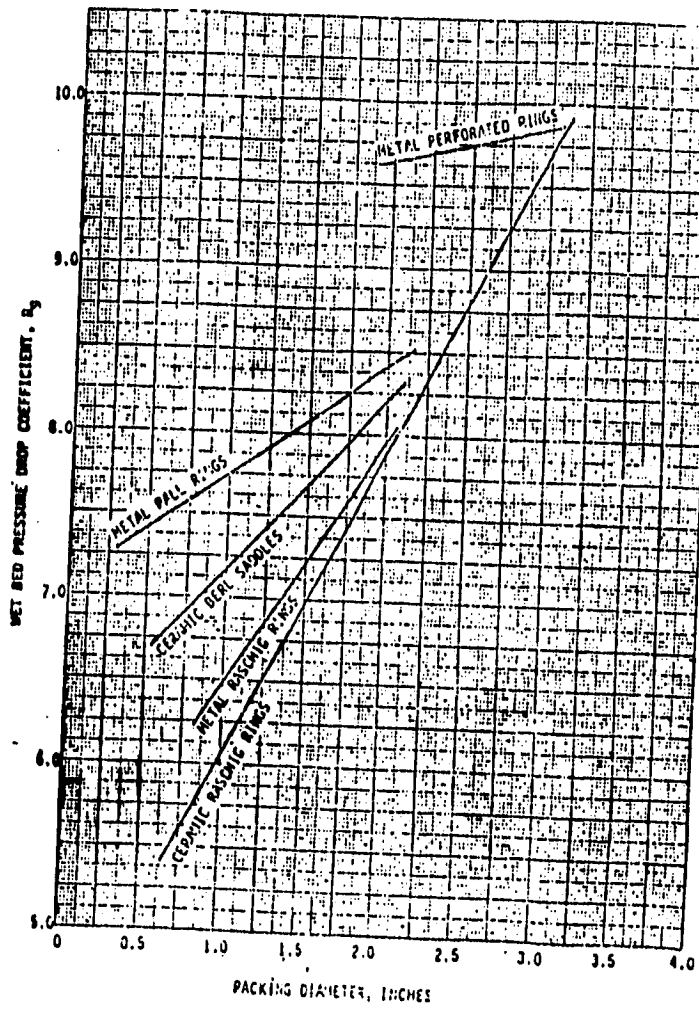


FIGURE NO. 18