

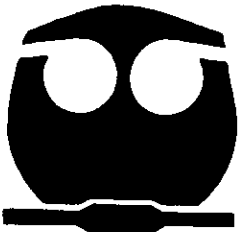


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"CRITERIOS DE DISEÑO Y OPERACION PARA  
PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS A BASE  
DE AMINAS"

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
E D U A R D O M A R T I N E Z R O A



MEXICO, D. F.

2000



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

**Jurado Asignado:**

Presidente Prof. Claudio Armando Aguilar Martínez

Vocal Prof. José Antonio Ortiz Ramírez

Secretario Prof. Celestino Montiel Maldonado

1<sup>er</sup>. Suplente Prof. Luis Ángel López Latorre

2<sup>o</sup>. Suplente Prof. Alejandro Villatobos Hiriart

Sitio donde se desarrolló el tema: Facultad de Química, Cd. Universitaria.

Asesor del Tema Prof. José Antonio Ortiz Ramírez

Supervisor Técnico Ing. José Torres Lugo

Sustentante Eduardo Martínez Roa

## Agradecimientos

A Dios

A Belia y Rafael, por todo su apoyo, confianza y entrega como padres. Los quiero mucho.

A Laura y José por refugiarme en su hogar.

A Alejandro, Eugenia y Leticia por aguantarme.

A la familia Bonilla Gutiérrez, por abrirme las puertas de su casa.

A mis amigos.

A los ingenieros de Bufete Industrial que aportaron comentarios, sugerencias y críticas.

## INDICE

1. OBJETIVOS	1
2. GENERALIDADES.	
2.1 PROCESOS CON REACCION QUIMICA.	5
2.1.1 Procesos con Aminas.	5
2.1.2 Procesos por Ciclos.	5
2.1.3 Otros Procesos con Reacción Química.	6
2.2 PROCESOS CON ABSORCION(sin reacción).	7
2.3 PROCESOS COMBINADOS	8
2.4 PROCESOS CON ADSORCIÓN EN MALLAS MOLECULARES.	9
2.5 PROCESOS CON MEMBRANAS	10
3. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS PROCESOS CON AMINAS.	
3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO	13
3.1.1 Absorción	14
3.1.2 Regeneración	14
3.2 REACTIVIDAD	17
3.3 CALOR DE REACCION.	19
3.3.1 Regeneración	20
3.3.2 Degradación de la amina	21
3.4 CORROSIVIDAD.	22
3.4.1 Corrosión Generalizada	22
3.4.2 Corrosión Galvánica.	23
3.4.3 Corrosión Localizada.	23
a) En cavidades.	
b) Por picaduras.	
c) Ruptura por Esfuerzo y Corrosión.	
3.5 ESTABILIDAD TERMICA.	24
3.6 FORMACIÓN DE ESPUMA.	25
4. CRITERIOS DE DISEÑO Y ASPECTOS GENERALES EN LA OPERACIÓN.	
I. CRITERIOS DE DISEÑO.	28
4.1 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.	29
4.2 TIPO Y CONCENTRACIÓN DE LA AMINA.	30

4.2.1	Uso de MDEA como Solvente Selectivo.	32
4.2.2	Nuevos Solventes (NFM).	35
4.3	CONCENTRACIÓN DE GASES ÁCIDOS EN LA SOLUCIÓN DE AMINA.	36
4.3.1	Control de la concetración de gas ácido en la amina.	37
4.4	CORROSIÓN.	39
4.4.1	Corrosión por Acido Húmedo.	39
4.4.2	Corrosión por Solución de Aminas.	40
4.5	PRESENCIA DE COMPUESTOS ORGANICOS CON AZUFRE.	41
4.6	PERDIDAS POR SOLVENTE.	44
4.7	VELOCIDAD DE LA SOLUCIÓN DE AMINA.	45
4.8	ESQUEMAS DE PROCESO ALTERNATIVOS.	45
<i>II. ASPECTOS GENERALES EN LA OPERACIÓN.</i>		
4.9	PARA EL ARRANQUE.	47
4.9.1	Lavado de la Planta.	47
4.9.2	Inertización.	47
4.10	EN OPERACIÓN NORMAL.	47
4.10.1	Formación de espuma	48
4.10.2	Temperatura del domo de la regeneradora	49
4.10.3	Temperatura del rehevridor	49
4.10.4	Sistema de filtrado	50
4.10.5	Agua de repuesto	50
4.10.6	Análisis de la amina	50
4.10.7	Síntomas de amina sucia	51
5	CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS.	
5.1	SECCIÓN DE ABSORCIÓN.	53
5.1.1	Separador de Gas Amargo.	53
5.2.1	Absorbedora de Gas Acido.	53
5.2.1.1	Tipo de internos.	54
5.1.2.2	Diámetro de la columna	56
	a) Columnas empacadas.	
	b) Columnas de platos.	
5.1.2.3	Eficiencia y número de etapas reales.	58
5.1.2.4	Tiempo de residencia / caída de presión	60
5.1.2.5	Espaciado entre paltos	61
5.1.2.6	Temperatura y presión.	61
5.1.2.7	Otras características de diseño.	62

5.1.3 Acumulador de Amina Rica.	62
5.1.4 Tanque Flash.	62
5.1.5 Filtro de Amina Rica.	64
5.1.6 Intercambiador de Amina Rica-Amina Pobre.	64
5.1.7 Enfriador de Amina Pobre	65
5.2 SECCIÓN DE REGENERACIÓN	67
5.2.1 Regeneradora de Amina	67
5.2.1.1 Características Generales de la Regeneradora	67
5.2.1.2 Temperatura y Presión.	68
5.2.2.3 Otras Características de Diseño.	68
5.2.3 Condensador de la Regeneradora.	68
5.2.4. Acumulador de Reflujo	69
5.2.5 Rehervidor de la Regeneradora.	69
5.2.6 Purificador de Amina(Reclaimer).	71
5.2.7 Filtro de Carbón Activado.	72
5.3 SECCIÓN DE REPOSICIÓN DE AMINA.	75
5.3.1 Tanque de Almacenamiento de Amina.	75
5.3.2 Bomba de reposición de Amina.	75
5.3.3 Fosa de Amina.	75
5.3.4 Dosificación de Antiespumante.	76
5.3.5 Dosificación de Inhibidor de corrosión.	76
6 CASO DE ESTUDIO	
6.1 OBJETIVO DEL CASO DE ESTUDIO	79
6.2 CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACIÓN DE LA PLANTA.	79
6.2.1 Composición del Gas Amargo.	79
6.2.2 Capacidad de la Planta.	79
6.2.3 Especificaciones de los Productos.	80
6.2.4 Alimentación a Límites de Batería.	80
6.2.5 Condiciones del Producto en Límites de Batería.	80
6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.	80
6.3.1 Generalidades.	80
6.3.2. Flujo de Solución de Amina.	81
6.3.3 Geometría de la Absorbadora.	81
6.3.4 Carga Térmica Estimada para el Rehervidor.	83
6.3.5 Temperatura de Amina Pobre.	84
6.3.6 Temperatura de Amina Rica.	84

6.3.7	Temperatura del Domo de la Regeneradora.	84
6.3.8	Etapas Reales de la Absorbedora.	85
6.3.9	Etapas Reales de la Regeneradora.	85
6.3.10	Presión Estimada del Domo de la Regeneradora.	85
6.3.11	Presión Estimada en el fondo de la Regeneradora.	85
6.3.12	Flujo de Vapor Estimado por el Domo.	85
6.4	AJUSTES EN LA SIMULACIÓN.	86
6.5	RESULTADOS.	86
6.6	CONCLUSIONES DEL CASO DE ESTUDIO	90
7	CONCLUSIONES.	92
7.1	Propuestas	94
7.2	Recomendaciones	95
	BIBLIOGRAFIA	97
	ANEXOS.	
I.	Mapa de Simulación.	
II.	Especificaciones de las simulaciones y resultados	
A.	Caso 20 % DEA	
B.	Caso 25 % DEA	
C.	Caso 30% DEA	
D.	Caso 50% MDEA	
III.	DTI's Típicos de una Planta Endulzadora.	
	Simbología.	
	Absorbedora de Gas Acido.	
	Separador de Amina-Hidrocarburos.	
	Cambiador Amina Rica-Amina Pobre.	
	Regeneradora de Amina.	



# 1. OBJETIVOS.

- La recopilación de criterios de diseño y condiciones de operación, a partir de la bibliografía reciente, que sirvan como guía para la elaboración de la ingeniería básica de plantas endulzadoras de gas a base de aminas.
- Actualizar criterios de diseño y operación que pudieran haber cambiado debido a nuevos desarrollos.
- Utilizar los criterios aquí mencionados para la elaboración del balance de materia y energía con un simulador de procesos (HYSYS).
- Mostrar el uso de MDEA como solvente alternativo para procesos de endulzamiento de gas.

## **2.GENERALIDADES.**

Gases provenientes de yacimientos petroleros o del proceso de la refinación del crudo contienen entre sus impurezas  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $CS_2$ .

En refinarias, parte del  $H_2S$  en gases es formado como resultado de la conversión de compuestos de azufre en procesos como el hidrotreatmento, ruptura catalítica y coquización. En adición al  $H_2S$ , el  $CO_2$  disuelto en el crudo encuentra camino hasta el gas utilizado como combustible en las refinarias.

A principios de los 50's era práctica común quemar como combustible el  $H_2S$  junto con otros gases de refinación debido a que la remoción del  $H_2S$  de los gases y su posterior conversión a azufre elemental no era económica. Ahora, las regulaciones ambientales requieren que gran parte del  $H_2S$  sea removido en gases destinados a la combustión.

Con la remoción del  $H_2S$  y  $CO_2$  (comúnmente llamados "gases ácidos") del gas natural, de gases de refinaria y de hidrocarburos líquidos, por sus características ácidas, se obtiene un beneficio en la disminución de los efectos de la corrosión en tuberías y equipo, especialmente cuando existe agua en las corrientes gaseosas.

Los procesos económicos de remoción de  $H_2S$  y  $CO_2$  aplicables a la industria del gas deben proveer substancialmente una completa remoción de  $H_2S$  y/o  $CO_2$  con manejo de grandes volúmenes de gas.

A primera vista, un gran número de procesos para la purificación de gases parece posible para ser considerados como opción. Realmente la aplicabilidad de los diferentes procesos en la industria del procesamiento de gases ha provocado mayores descubrimientos y desarrollos.

Los procesos existentes pueden ser clasificados de varias maneras:

- |  |   |   |
|--|---|---|
| A) De acuerdo a las operaciones unitarias involucradas | { | <ul style="list-style-type: none"><li>• Procesos con reacción química.</li><li>• Procesos con adsorción</li><li>• Procesos combinados</li></ul> |
| B) Según la regeneración en:                           | { | <ul style="list-style-type: none"><li>• Regenerativos</li><li>• No Regenerativos</li></ul>  |

## 2.1 PROCESOS CON REACCIÓN QUÍMICA.

Los procesos de este tipo remueven el  $H_2S$  y/o  $CO_2$  de una corriente de gas por medio de una reacción química con un compuesto. La reacción puede ser reversible o irreversible. En las reacciones reversibles el  $H_2S$  y/o el  $CO_2$  son removidos a altas presiones y/o bajas temperaturas y la reacción es reversible a bajas presiones o altas temperaturas con lo que se puede lograr la regeneración del compuesto reaccionante. En los procesos con reacción irreversible, el  $H_2S$  y el  $CO_2$  forman compuestos que no se pueden regenerar sí, por lo que se requiere una continua alimentación del compuesto reaccionante. Agrupados dentro de este grupo tenemos:

### 2.1.1 Procesos con Aminas.

Desde 1930, las aminas se han convertido en el más utilizado de los solventes para la remoción de gases ácidos de corrientes de gas natural. La TEA (trietanolamina) fue la primera amina, obtenida comercialmente, en ser utilizada para este fin. A lo largo del tiempo ha sido desplazada por la MEA y DEA debido a su mayor reactividad, por la DIPA y la MDEA por su mayor selectividad y más recientemente por solventes formulados especialmente que conjugan mayor reactividad y selectividad.

Los procesos con aminas son particularmente aplicables donde la presión parcial de los gases ácidos es baja y/o se requieren bajos niveles de gas ácido en el producto. Debido a que el contenido de agua en la solución minimiza la absorción de hidrocarburos, este proceso puede encajar muy bien para el tratamiento de gases con alto contenido de hidrocarburos pesados. Ciertas aminas, además, presentan selectividad a la absorción de  $H_2S$  en presencia de  $CO_2$ .

### 2.1.2 Procesos por Ciclos.

Aquí se pueden incluir los procesos que presentan reacción química y adsorción. Estos tienen en común que deben ser operados en procesos por ciclos, en donde al final de cada ciclo se requiere cambiar el solvente o regenerarlo separadamente para que este pueda continuar activo.

NOMBRE	LICENCIADOR	CARACTERÍSTICAS
Adsorción en FeO <sub>2</sub>	No disponible	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Adsorbente: óxido de hierro impregnado en madera.</li> <li>▪ Remueve selectivamente H<sub>2</sub>S y mercaptanos de corrientes de gas o líquido en un rango de 1.75 a 84 kg/cm<sup>2</sup> g (25 a 1200 psig)</li> <li>▪ El H<sub>2</sub>S reaccionan con el FeO<sub>2</sub> para formar sulfuro de hierro y agua.</li> <li>▪ Cuando se consume el FeO<sub>2</sub> la cama debe ser cambiada o regenerada (con aire principalmente).</li> <li>▪ Se puede esperar que el 60% se regenere totalmente.</li> </ul>
Lo-Cat	No disponible	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: hierro en solución de agua con EDTA (agente quelante).</li> <li>▪ Este proceso convierte catalíticamente el H<sub>2</sub>S de corrientes de gas a azufre sólido.</li> <li>▪ Para su regeneración el hierro es oxidado.</li> <li>▪ Este proceso no es aplicable para remoción de CO<sub>2</sub>, COS, CS<sub>2</sub> y mercaptanos.</li> <li>▪ La concentración de Fe es baja por lo que se requiere una alta circulación de solución.</li> </ul>
Chemsweet	Natco	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: mezcla de óxido de zinc, acetato de zinc agua y dispersante.</li> <li>▪ El gas natural es burbujeado a través de la solución donde el resultado neto es la reacción de H<sub>2</sub>S con el ZnO<sub>2</sub> a través de varias reacciones para producir sulfuro de zinc y agua.</li> <li>▪ Puede tratar gases con concentraciones relativamente altas de H<sub>2</sub>S.</li> </ul>

Tabla 2.1 Procesos de Purificación de Gas por Lotes.

### 2.1.3 Otros Procesos con Reacción Química.

El lavado cáustico es un proceso que se utiliza para remover mercaptanos y trazas de CO<sub>2</sub>, CS<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S de las corrientes de gas. El proceso pone en contacto una solución de sosa cáustica con el gas y la solución gastada puede ser regenerada o desechada dependiendo de que componentes ácidos estén presentes en el gas. Si sólo hay mercaptanos presentes, la solución cáustica es regenerable. Con CO<sub>2</sub>, el producto resultante (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) es no regenerable y la solución debe ser descartada. Como resultado la presencia de CO<sub>2</sub> es desventajosa para este proceso no sólo por el consumo de la solución sino por que la solución cáustica es considerada un desecho peligroso. Usualmente después de este proceso el gas es lavado con agua para remover cualquier traza de sosa arrastrada por el gas.

En ciertas circunstancias los procesos con absorción pueden ser capaces simultáneamente de deshidratar y purificar el gas aunque se requiera equipo adicional y mayor consumo de energía. Estos procesos operan a temperatura ambiente o por debajo para promover la solubilidad de los gases ácidos. Los solventes son relativamente no corrosivos y absorben los hidrocarburos pesados, por lo que producirán altas concentraciones de hidrocarburos en el gas ácido significando pérdidas de hidrocarburos.

Procesos como éste son:

<u>NOMBRE</u>	<u>LICENCIADOR</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
<b>Selextol</b>	Norton	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: eter dimetilico de polietilenglicol.</li> <li>▪ Se puede usar con diisopropanolamina (DIIPA) para obtener mayor remoción de gas ácido.</li> <li>▪ La temperatura. del solvente pobre es aprox. la ambiente.</li> <li>▪ Es selectivo hacia el H<sub>2</sub>S en presencia de CO<sub>2</sub>, rechazando cerca del 85 % de CO<sub>2</sub>.</li> </ul>
<b>Fluor</b>	Fluor	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: propilen carbonato anhidro.</li> <li>▪ La temperatura del solvente pobre está debajo de la ambiental.</li> <li>▪ Requiere refrigeración.</li> </ul>
<b>Rectisol</b>	Lurgi/Linde	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: metanol.</li> <li>▪ Las temperaturas de la solución van de -34 a -73 °C (-30 a -100 °F) debido a la presión de vapor del metanol.</li> <li>▪ El proceso es ventajoso cuando hay poca cantidad de etano e hidrocarburos pesados.</li> </ul>
<b>Purisol</b>	Lurgi/Parsons	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: N-metil-2-pyrrolidona, liquido de alto punto de ebullición.</li> <li>▪ Ofrece selectividad hacia el H<sub>2</sub>S</li> </ul>
<b>Catasol</b>	Eickmeyer y Asoc.	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente(s): desconocido(s).</li> <li>▪ Se sabe que es selectivo al H<sub>2</sub>S sobre CO<sub>2</sub>, al CO<sub>2</sub> sobre propano y al COS sobre CO<sub>2</sub>.</li> </ul>

Tabla 2.2 Procesos de Purificación de Absorción (sin reacción).

### 2.3 PROCESOS COMBINADOS.

Existen otros procesos que utilizan los efectos de la absorción y de la absorción con reacción. Existen algunos en etapa de desarrollo pero ya hay dos que han probado su efectividad:

NOMBRE	LICENCIADOR	CARACTERÍSTICAS
Sulfinol	Shell	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: dióxido de tetrahidrotiofeno (sulfolano), DIPA y agua.</li> <li>▪ El esquema de flujo es semejante al de una endulzadora común.</li> <li>▪ El sulfolano aporta los beneficios de la absorción física mientras la DIPA es el agente reaccionante.</li> <li>▪ Ventajas: se puede operar con altas concentraciones de gas ácido en el solvente especialmente a altas presiones parciales.</li> <li>▪ Se puede utilizar para remover: H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, COS y CS<sub>2</sub>.</li> <li>▪ También remueve mercaptanos gracias al sulfolano.</li> <li>▪ Requiere de purificador cuando se absorbe CO<sub>2</sub>.</li> <li>▪ Desventaja: absorbe hidrocarburos pesados.</li> </ul>
Hi-Pure	Union Carbide	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Solvente: carbonato de potasio y aminas.</li> <li>▪ La corriente de gas primero se pone en contacto con la solución de carbonato de potasio y después con la amina.</li> <li>▪ Rendimiento: concentraciones de hasta 30 ppmv en CO<sub>2</sub> y 1 ppmv en H<sub>2</sub>S.</li> </ul>

Tabla 2.3 Procesos de Purificación Combinados.

#### 2.4 PROCESOS CON ADSORCIÓN EN MALLAS MOLECULARES.

En la adsorción los materiales son concentrados en la superficie de un sólido como resultado de las fuerzas existentes en la superficie. Debido a que la cantidad de material adsorbido es directamente proporcional al área de contacto, los materiales comerciales deben de tener una alta área superficial. Las impurezas son selectivamente concentradas en la superficie interna del material adsorbente mientras que el gas purificado pasa a través.

Los materiales preferidos para la adsorción son la sílica, alúmina y carbón o ciertos silicatos a los cuales se les llama generalmente "mallas moleculares". Las mallas para este tipo de proceso se seleccionan en base a las condiciones de operación y pueden diseñarse para deshidratar y purificar simultáneamente el gas. También pueden remover CO<sub>2</sub>. El H<sub>2</sub>S puede ser removido para cumplir con la especificación de 0.25 granos / 100 scf.<sup>1</sup> Las mallas van cargándose gradualmente de impurezas hasta que no son útiles, es entonces cuando deben ser reemplazadas, removidas para purificarlas o regeneradas en sitio. Cuando se lleva a cabo la regeneración, generalmente se incrementa la temperatura y se reduce la presión parcial con un gas de purga, y las impurezas son desplazadas con otro material (generalmente el gas purificado). Para

<sup>1</sup> 1 libra=7000 granos.



que la regeneración de la malla sea efectiva debe realizarse cerca de los 315 °C (600 °F) y el tiempo suele ser de una hora o más.

## 2.5 PROCESOS CON MEMBRANAS

Estos procesos involucran la separación individual de componentes en base a su diferencia en la permeabilidad a través de una membrana delgada. La permeabilidad de cada componente es determinada por sus características individuales, las características de la membrana y la presión parcial diferencial del componente gaseoso a través de la membrana. La eficiencia de la separación se ve afectada por la composición del gas, la presión diferencial ejercida y la temperatura principalmente, aún cuando debido a que la purificación es producto de la diferencia en permeabilidades y no es una barrera absoluta para el componente, el gas recuperado no será nunca 100 % puro ni las impurezas estarán 100 % libres de gas.

Estudios en plantas piloto<sup>(20)</sup> han sido conducidos para mostrar la efectividad en aplicaciones como la desulfurización de gas natural, recuperación de CO<sub>2</sub> y deshidratación.

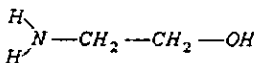
Las operaciones de purificación en todos los casos pueden ir desde un simple lavado del gas hasta complejos sistemas multipasos con recirculaciones. En muchos casos el uso de un método simple o complejo reside en la pureza que se requiere del gas o del reuso del material para la remoción.

### **3. CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LAS AMINAS**

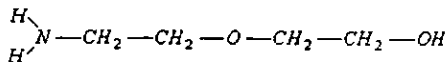
El  $H_2S$  y el  $CO_2$  son gases ácidos pues cuando se disuelven en un medio acuoso tienden a formar ácidos débiles. Las aminas son bases orgánicas débiles; cuando el ácido débil y la base débil se combinan químicamente forman una sal soluble en agua. De esta manera, al poner en contacto una corriente de gas contaminado con gases ácidos con una solución de amina, los gases ácidos son removidos en mayor medida del gas por medio de una reacción química.

Las aminas se pueden agrupar como primarias, secundarias y terciarias dependiendo del grado de sustitución del nitrógeno del grupo amino por radicales orgánicos.

Comercialmente existen dos aminas primarias principales: la MEA (monoetanolamina) y la DGA (diglicolamina).

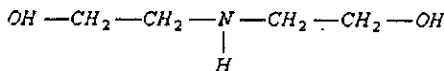
**MEA**

PM = 61

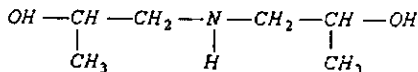
**DGA**

PM = 105

Dos aminas principales secundarias: la DEA (dietanolamina) y la DIPA (diisopropanolamina).

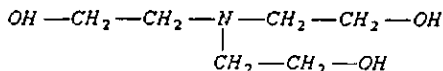
**DEA**

PM = 105

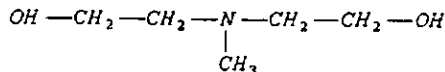
**DIPA**

PM = 133

Y dos aminas terciarias principales: la TEA (trietanolamina) y la MDEA (metildietanolamina).

**TEA**

PM = 149

**MDEA**

PM = 119

Característica	MEA*	DEA*	TEA*	MDEA**	DIPA**	DGA**
Peso Molecular	61.08	105.14	149.19	119.17	133.19	105.14
Densidad rel. @ 20/20 °C	1.0179	1.0919 <sup>(b)</sup>	1.1258	1.0418	0.9890 <sup>(c)</sup>	1.055
Punto de Ebullición, °C						
760 mmHg	170.8	268 <sup>(b)</sup>	335.4 <sup>(b)</sup>	247.2	248.7	221
50 mmHg	101	187	245	164	167	---
10 mmHg	71	151	205	128	133	---
Pres. de Vapor @ 20°C, mmHg	<1	<0.01	<0.01	0,01	0.01	0.01
Punto de Fusión, °C	10.5	28.0 <sup>(e)</sup>	21.2 <sup>(e)</sup>	-21.0	42	-9.5
Solubilidad en agua @ 20°C, % wt,	completa	96.4	completa	completa	completa	completa
Viscosidad Abs @ 20°C, cP	24.1	—	921 <sup>(f)</sup>	101	198	26
@ 30°C, cP	16.2	380	404	—	(@45°C)	(@ 24°C)
Calor de Vap. @ 1 atm, cal/g	197	159.84 <sup>(d)</sup>	127.77	123.87	102.48	121.72
Costo relativo	1	1.016	1.03	2.37	—	1.57
Notas:						
(a) 30/20°C			(d) A 23 mmHg y 168°C			
(b) Extrapolado. Se descompone			(e) Se subenfria fácilmente			
(c) 45/20°C			(f) Como líquido subenfriado			
Ver (21)			Ver (23)			

Tabla 3.1 Propiedades Típicas de Aminas.

### 3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO.

En esta sección se describen el proceso típico para plantas endulzadoras y algunas condiciones de operación típicas. No se entra a detalle pues estas condiciones se verán en el capítulo siguiente (ver fig. 3.1)

### 3.1.1 Absorción.

El gas amargo que se alimenta a una planta endulzadora se hace pasar, en la gran mayoría de los casos, a través de un tanque separador (V-100), el cual tiene la función de retener líquidos arrastrados por el gas (productos de condensación en las tuberías, etc.). Los condensados, en su mayoría agua, son acumulados en el tanque separador de gas amargo, controlados por nivel, y enviados a un cabezal de desfogue líquido si son hidrocarburos o a un sistema de tratamiento de agua amarga si son condensados de agua ya que seguramente el agua arrastrará consigo algo de gas ácido. El gas que sale del tanque V-100 pasa a la columna absorbidora (C-100) donde se pone en contacto en contracorriente con la amina (amina pobre) a una temperatura usual de 50°C (120 °F), y donde la amina absorberá los gases ácidos de la corriente de gas amargo. El gas que sale de la absorbidora (gas dulce), se hace pasar a través de otro tanque separador de gas dulce (V-101) con el propósito de retener la amina arrastrada producto del contacto. La amina rica recuperada en el V-101 se junta con la corriente de amina rica que sale por el fondo de la absorbidora. El gas dulce producto se envía entonces al límite de batería de la planta.

El flujo de amina que sale de la columna es controlado por medio de nivel en la absorbidora: y la presión a la salida del separador V-101. Dicho control permite una presión estable en la absorbidora. La amina rica es enviada entonces a la sección de regeneración.

### 3.1.2 Regeneración.

El control de nivel de la C-100 también provoca una disminución de presión para que la amina pueda llegar hasta la columna de regeneración (C-101). Esta disminución de la presión ocasionará que los hidrocarburos así como algo de gases ácidos disueltos en la amina durante el contacto amina-gas se desorban, por lo cual es común hacer pasar a través de un tanque de separación líquido-gas (V-102) la amina rica. Los gases que se desprenden son enviados preferentemente a un cabezal de desfogue, de lo contrario pueden unirse a la corriente de gas ácido que sale de la columna regeneradora. La amina que sale del V-102 se precalienta entre los 82°C y 93 °C (180 - 220 °F) antes de entrar a la regeneradora. El precalentamiento se hace en el cambiador de amina rica - amina pobre (E-100), donde la corriente caliente de amina pobre que sale de la regeneradora intercambia calor con la corriente fría que viene de la absorbidora.

El control de nivel del tanque V-102 se encuentra localizado corriente abajo, después del cambiador E-100. El control de presión del tanque se encuentra en la salida del gas del tanque V-102.

La amina precalentada se alimenta entre el plato 3 o 4 a la columna regeneradora. La presión de operación de la regeneradora está limitada por la temperatura de degradación de la amina, la cual no deberá excederse; ésta, normalmente, no debe sobrepasar los 127°C (260°F): para esta temperatura la presión al equilibrio oscila alrededor de 1.75 kg/cm<sup>2</sup>a (25 psia). Aún cuando los gases ácidos se desprenden en las

Tres primeras etapas de la columna, es necesario disminuir la concentración de gases ácidos en la amina al máximo, suministrando calor para efectuar la desorción completa del gas ácido con vapor de agotamiento generado en el rehervidor de la regeneradora (E-102). El gas ácido separado de la amina sale por el domo de la regeneradora junto con vapor de agua. El vapor de agua se condensa en el E-101 y se colecta en el tanque acumulador de reflujo (V-103), el cual sirve para separar el gas ácido del condensado.

El gas ácido se envía entonces a límite de batería de la planta, siendo el destino final variable dependiendo de si se cuenta o no con otras unidades de recuperación de gas ácido.

El condensado recuperado en el tanque V-103 es descargado por la bomba de reflujo (P-102) encima del plato 1 de la regeneradora C-101. Dicho reflujo es controlado por nivel en el tanque V-103; el control de presión en el acumulador de reflujo y de la regeneradora se efectúa en la línea de gas ácido que va a límite de batería.

La amina pobre que se extrae del rehervidor o del fondo de la columna, esto depende del tipo de rehervidor que se utilice, es enviada por medio de la bomba del fondo de la regeneradora (P-101) al cambiador amina rica - amina pobre, donde se enfría con la corriente de amina rica proveniente de la absorbadora.

Una vez que la amina pobre ha pasado por el E-100, se enfría más en el E-103 y después se hace pasar entre el 10 y 20% del flujo de amina por el prefiltro (F-100) el cual retiene partículas suspendidas en el sistema y los cuales tienden a formar espuma en la absorbadora. Después del filtro de cartucho la solución pasa a través de un filtro de carbón activado (F-101), el cual como propósito tiene adsorber agentes surfactantes activos, hidrocarburos disueltos y mercaptanos (producto del arrastre, degradación de amina y de los inhibidores de corrosión en tuberías), los cuales también tienden a formar espuma en la absorbadora. A la salida del filtro de carbón activado es necesario hacer pasar la amina por un posfiltro (F-102) para retener partículas de carbón activado que puedan ser acarreadas en la solución.

Una vez filtrada la amina es recibida en un tanque de balance de amina pobre (T-100) del cual es enviada por la bomba de amina pobre (P-100) a la absorbadora para ponerse en contacto con el gas amargo nuevamente. El suministro de amina se controla flujo a la descarga de la bomba de amina pobre (P-100).

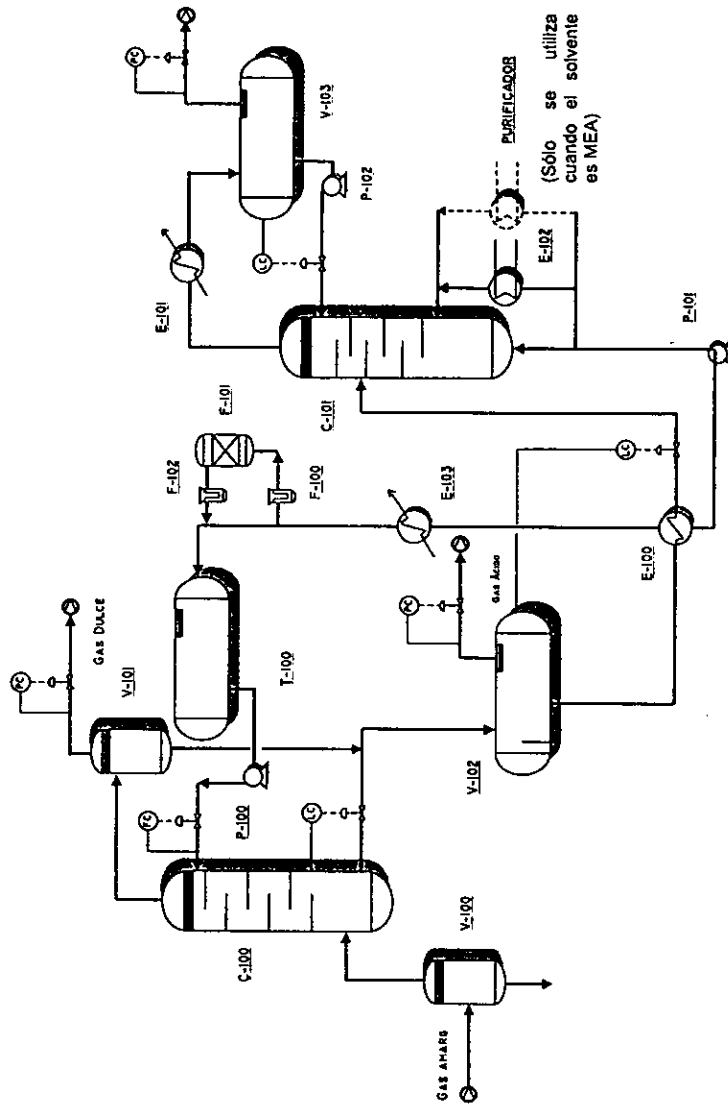


Fig 3.1 Diagrama de Flujo de Proceso Típico para Endulzadoras a Base de Aminas.

### 3.2 REACTIVIDAD.

Las aminas son bases orgánicas débiles. Las aminas primarias son bases químicamente más fuertes que las aminas secundarias de aquí que en la reacción con  $H_2S$  y  $CO_2$  forman un enlace más fuerte. La fuerza del enlace está directamente relacionada con las características del equilibrio de la amina. Las sales generadas en la reacción son disociadas fácilmente con la adición de calor. Si un ácido más fuerte que el  $H_2S$  o el  $CO_2$  (por ejemplo un tiosulfato o tiocianato) reacciona con la amina, una sal no regenerable se formará. El enlace formado es lo suficientemente estable para no ser roto mediante adición de calor (regeneración normal) y a dichas sales se les conoce como "sales estables al calor o térmicamente estables".

La absorción de  $H_2S$  y  $CO_2$  ocurre gracias a la presión parcial que ejerce el gas sobre el líquido. En la fase gaseosa, la presión parcial del gas ácido es igual a la presión total multiplicada por la fracción mol de gas ácido:

$$P_{\text{parcial gas ácido}} = P_{\text{total}} \times X_{\text{gas ácido}} \quad 3-1$$

En la fase líquida, el gas absorbido generará una presión de vapor sobre el líquido que aumentará conforme se absorbe el gas.

La presión parcial del gas ácido está en función de la presión de alimentación del gas al proceso, mientras que la presión de vapor del gas ácido en el líquido, a una concentración y temperatura dada, es función de la fuerza del enlace formado, en otras palabras, será función del tipo de amina. La absorción del gas en líquido se llevará a cabo mientras la presión parcial del gas sea mayor a la presión de vapor del gas en el líquido. En el equilibrio la diferencia entre la presión parcial y la presión de vapor es cero y por lo tanto no habrá absorción.

Entre mayor sea la reactividad de la amina más fuerte será el enlace formado y menor será la presión de vapor del gas ácido en el líquido. En consecuencia, mayor será la fuerza (es decir, la diferencia entre la presión parcial del gas y la presión de vapor en el líquido) para la remoción del gas ácido de la amina.

La concentración mol de la amina determina su capacidad de absorción, no su concentración en peso. Las aminas reaccionan con los gases ácidos en base molar. Entre mayor sea el peso molecular de la amina, mayor será la fracción total del peso de la solución que será amina para una concentración molar dada. Por ejemplo, una solución molar de MEA requiere de 61 gr de MEA y la de DEA 105. Para una solución de 15 % en peso de MEA con la misma molaridad se requiere una de 26% en peso de DEA. Así pues, es más



ventajoso tener un peso molecular pequeño pues la capacidad de remoción de gases ácidos será mayor con bajas concentraciones en peso de amina.

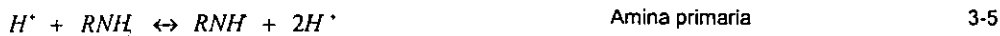
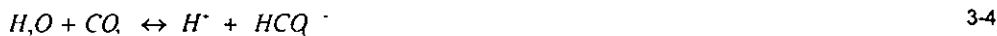
El H<sub>2</sub>S reacciona directamente con las aminas en una estequiometría uno a uno, por lo que la máxima concentración de H<sub>2</sub>S en la amina puede ser 1 mol de H<sub>2</sub>S / 1 mol de amina.



La absorción de CO<sub>2</sub> posee otro mecanismo de reacción. La mayoría de la absorción de CO<sub>2</sub> ocurre primero con la formación del ión carbamato:



Siguiendo este esquema de reacción se observa que por cada mol de CO<sub>2</sub> reaccionan dos moles de la amina, por lo que la concentración (o carga) máxima de CO<sub>2</sub> en la solución de amina puede ser de 0.5 moles de CO<sub>2</sub> por mol de amina. Mayor concentración de CO<sub>2</sub> en la solución puede ser lograda si el CO<sub>2</sub> reacciona para formar bicarbonato por medio de una reacción ácido-base (reacción 3-5), para esto el CO<sub>2</sub> debe reaccionar con el agua formando ácido carbónico el cual se disocia fácilmente (reacción 3-4). Esto se refleja directamente en cambio del comportamiento de la presión de vapor del CO<sub>2</sub> arriba de concentraciones de 0.5 moles de CO<sub>2</sub> / mol de amina.



Para el caso de las aminas terciarias no se forma el ión carbamato así que el CO<sub>2</sub> sólo reacciona una vez que se ha formado el ión bicarbonato, lo cual está en función del tiempo que tarda el solubilizar el CO<sub>2</sub>.

### 3.3 CALOR DE REACCIÓN.

El calor de reacción no es constante para cada amina, pero generalmente decrece cuando la concentración del gas ácido en la solución aumenta. El calor de reacción para el  $\text{CO}_2$  en MEA permanece prácticamente constante hasta que se aproxima a 0.5 moles de gas ácido por mol de MEA, a partir de donde el calor de reacción aumenta súbitamente. Este comportamiento discontinuo se puede explicar por la formación del ión carbamato al alcanzar la relación antes mencionada.

De acuerdo a la gráfica (fig. 3.2), el calor de reacción de  $\text{CO}_2$  en la MEA es constante (85 kJ/mol de  $\text{CO}_2$ ) hasta que la relación de  $\text{CO}_2$  / mol de MEA llega a 0.5 (correspondiente a la formación del ión carbamato) y después disminuye rápidamente (hasta 50 kJ/mol de  $\text{CO}_2$ ) cuando llega a 0.6 mol  $\text{CO}_2$  / mol de MEA. Para el caso de la MDEA (amina terciaria) y  $\text{CO}_2$ , el calor de reacción disminuye conforme el  $\text{CO}_2$  reacciona con la MDEA pero siempre es menor al de la MEA por debajo de 0.6 moles de  $\text{CO}_2$ .

Para el caso del  $\text{H}_2\text{S}$ , el calor de reacción es menor que el del  $\text{CO}_2$  para la misma amina y disminuye con la concentración en la solución, pero no hace ese súbito cambio típico del  $\text{CO}_2$  con la MEA.

La temperatura y la concentración de la amina son las variables que afectan mayormente la entalpía de la solución y como consecuencia el calor de reacción.

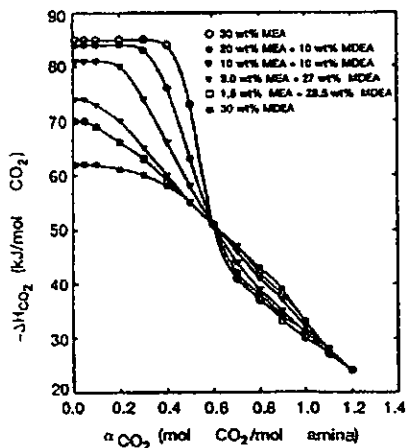


Fig. 3.2 Entalpía de Solución para MEA y MDEA como función de la concentración de  $\text{CO}_2$  <sup>(21)</sup>.

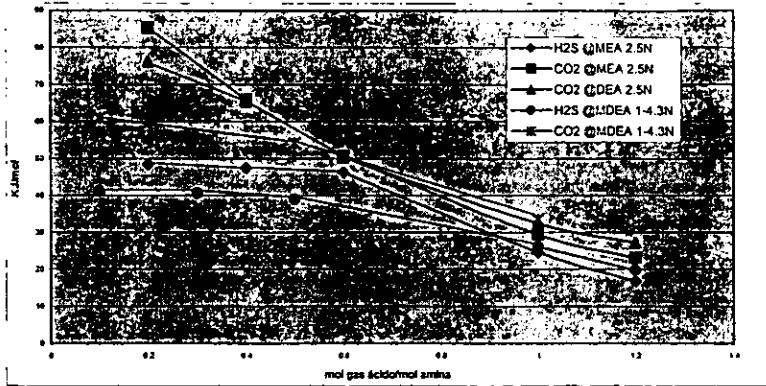


Fig. 3.3 Entalpía de Solución para H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en MEA, DEA y MDEA<sup>1</sup>

3.3.1 Regeneración.

La regeneración es el proceso por medio del cual los gases ácidos y otras impurezas absorbidos por la solución de amina son separados de ésta para volver a utilizarla. Para esto es necesario revertir el efecto de la reacción de absorción (reacción 3-1y 3-3) la cual es exotérmica. Para lograr tal efecto se requiere suministrar calor a la solución de amina en una medida igual al calor de reacción. Los calores de reacción no son constantes para cada amina pero decrecen generalmente cuando aumenta la cantidad de gas ácido en la solución (ver fig 3.2).

AMINA	Calor de Reacción global cal / g (BTU / lb) de gas ácido	
	H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>
MEA	340 (615)	460 (825)
DEA	285 (510)	390 (700)
DGA	375 (675)	455 (820)
MDEA	290 (520)	320 (575)
TEA	240 (430)	260 (465)
DIPA	265 (475)	400 (720)

Nota: Los valores indicados son promedios, basados en el desprendimiento de calor cuando el gas es absorbido desde 0 a 0.4 moles de gas ácido por mol de amina a 40 °C.

Tabla 3.2 Calores de Reacción Globales por Absorción de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub><sup>(21)</sup>.

<sup>1</sup> Adaptado de Kohl, A y Nielsen R, *Gas Purification*, Gulf Publishing, Houston, 5th Ed., 1997, pp:99.

Para llevar a cabo la regeneración de la amina, el calor suministrado debe ser suficiente para desplazar el equilibrio de la reacción entre la amina y el gas ácido.

De la tabla 3.2 observamos que para una misma concentración de gas ácido en la solución de amina, las aminas primarias requerirán mayor calor para desplazar el equilibrio de la reacción que las aminas secundarias y la terciarias pues la diferencia en el calor necesario para la regeneración es la diferencia entre la fuerza del enlace amina-gas ácido, que para las aminas primarias es mayor que para las secundarias o terciarias.

De manera general, el calor de regeneración para MEA es entre 25 y 30% mayor que para la DEA en el caso de  $H_2S$  y  $CO_2$  <sup>(21)</sup>.

### 3.3.2. Degradación de la Amina.

Aniones como los formatos, oxalatos, tiosulfatos, tiocianatos y cloruros que reaccionan con la amina y que no se regeneran con calor son sales térmicamente estables. Su presencia pueden aumentar la corrosividad y disminuyen la concentración de amina capaz de absorber gases ácidos, por lo que, la concentración de estas sales deben ser mínima.

La MEA se degrada en un producto llamado N-(2-hidroxi-etil) etilendiamina (HEED por sus siglas en inglés). Este compuesto reduce la absorción de gas ácido y se vuelve muy corrosivo en niveles por arriba del 0.4%<sup>8</sup>.

La DEA reacciona con  $CO_2$  para formar la N,N'-di(2-hidroxi-etil) piperazina. Este compuesto es no corrosivo en comparación con el que se forma de la degradación de la amina primaria, posee propiedades para la remoción de gases ácidos similares a la DEA, por lo que la DEA se considera como no degradable.

Para mantener constante la concentración de amina activa (no degradada) en la solución que se regenera y prever la acumulación de compuestos corrosivos como las sales estables al calor y productos de la degradación se hace pasar la amina por un lecho de carbón activado. Cuando la amina contiene más del 10% de sales estables al calor es recomendable eliminarlas por medio de una "purificación", que es un proceso de destilación por lotes y en el caso de las aminas primarias como la MEA y de la DGA se lleva a cabo a las mismas condiciones que la regeneradora. Sin esta purificación, la concentración de N-(2-hidroxi-etil) etilendiamina en soluciones de MEA puede llegar a cerca de del 1.0-2.0 %.

Para las aminas secundarias (DEA y DIPA) y terciarias (MDEA) se lleva a cabo en condiciones de vacío y por lo regular se hace de manera separada del proceso general de endulzamiento.

Cuando no se cuenta equipo para realizar la purificación, las sales estables al calor deben ser neutralizadas.

### 3.4 CORROSIVIDAD.

Existen factores fisicoquímicos que contribuyen al aumento de la corrosión dentro de una planta endulzadora. Entre los más severos están:

- a) La concentración de gases ácidos en la amina.
- b) La concentración de la amina.
- c) Las temperaturas elevadas.
- d) La evaporación del gas ácido y la consecuente formación de dos fases en tuberías.
- e) La formación de productos de degradación de la amina por efectos de altas temperaturas.
- f) La presencia de sales estables al calor (producto de la oxidación de las aminas)

Los más críticos son la concentración de gases ácidos en la amina y la concentración de la amina en la solución ya que de ellos depende directamente el tipo de material a utilizar y los costos por mantenimiento.

La corrosión será mayor donde la concentración de gases ácidos sea acompañada de elevadas temperaturas. La mayor reactividad de las aminas primarias les permiten alcanzar mayores concentraciones de gases ácidos en la solución por lo que mayores problemas de corrosión se han encontrado en plantas operando con éstas<sup>1</sup>.

Existen diferentes tipos de corrosión y por tanto, las fallas atribuidas a la corrosión son de distinta índole. A continuación se mencionan sólo las que afectan mayormente a las plantas endulzadoras de gas.

#### 3.4.1 Corrosión Generalizada.

Se caracteriza por el deterioro uniforme sobre toda el área de exposición de un material. Este tipo es la más conocida y aunque anualmente destruye gran cantidad del material de construcción de los equipos, la vida de los equipos puede ser monitoreada y predicha. Desafortunadamente, la gran mayoría de las fallas en servicios que manejan amina no son provocadas por este tipo de corrosión, se deben a una corrosión no generalizada, más bien "localizada" que es difícil de prevenir.

#### 3.4.2 Corrosión Galvánica.

---

<sup>1</sup> Kohl, A; Resenfield, F; "Gas Purification", 3<sup>ra</sup> Ed, Pp: 66

Ocurre cuando dos materiales con diferente potencial eléctrico, se ponen en contacto a través de un electrolito y el menos resistente es el que se corroe. Este tipo de corrosión ocurre cuando, por ejemplo, platos de columnas de acero inoxidable son fijados con tornillos de acero al carbón. El acero al carbón actúa como ánodo y se corroe.

### 3.4.3 Corrosión Localizada.

#### a) En cavidades.

Se produce en cavidades formadas en la unión de dos metales o un metal y un no metal. Es originada por desprendimiento de oxígeno y cambios en la acidez o alcalinidad; los iones cloruros contribuyen a este tipo de corrosión. Por ejemplo, las cavidades se encuentran frecuentemente donde los tubos se soportan (espejos de los tubos) y se presentan comúnmente en el rehervidor.

#### b) Por picaduras.

Es muy localizada e intensa. Las fallas provocadas por este tipo de corrosión son, por lo general, súbitas e inesperadas y producidas por iones haluros, en especial los cloruros y en áreas donde hay estancamientos de fluido. Para las plantas que utilizan inhibidores de corrosión, la concentración de éstos es crítica cuando se trata de controlar este tipo de corrosión. El acero al carbón es más resistente a los inoxidables en estos casos.

#### c) Ruptura por esfuerzo y corrosión<sup>2</sup>.

Resulta de la presencia de esfuerzos tensiles y un medio corrosivo. Muchos tipos de rupturas pueden ocurrir en los aceros cuando se exponen a H<sub>2</sub>S húmedo, muchas de estas rupturas son producto del hidrógeno atómico entrando al acero. El hidrógeno atómico es producido en la superficie del acero por una reacción de corrosión, típicamente con H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>. Agentes como aniones CN<sup>-</sup> y S<sup>2-</sup> impiden la formación de hidrógeno molecular y parte del hidrógeno atómico migra a la superficie del metal. La mayoría del hidrógeno atómico puede pasar a través de la superficie del metal y si encuentra alguna discontinuidad o inclusión en el metal, quedando atrapado, entonces puede formar hidrógeno molecular; la presión se puede incrementar mientras más hidrógeno molecular se forma pudiendo sobrepasar el esfuerzo permisible del metal provocando lo que se conoce como ampollamiento o ruptura inducida por hidrógeno (HIC<sup>5</sup>). Una

<sup>2</sup> En inglés: Stress Corrosion Cracking.

<sup>4</sup> En inglés: Hydrogen Induced Cracking.

<sup>5</sup> Dupart, M, et al, *Understanding corrosion in alkanolamine gas treating plants*, Hydro Proces, April, 1993.

<sup>6</sup> En inglés: Stress Oriented Hydrogen Induced Cracking.

<sup>7</sup> De acuerdo con el estandar NACE MR0175 (1995).

<sup>8</sup> En inglés "killed" y se refiere al acero al carbón que se ha tratado para eliminar el oxígeno de su composición y evitar que reaccione.

investigación reveló que este tipo de ruptura es mayor en plantas que operan con MEA que con DEA o MDEA<sup>5</sup>.

La ruptura por esfuerzo orientada por hidrógeno (SOHIC<sup>6</sup>) es una forma de ruptura inducida por hidrógeno que afecta primordialmente el área de soldaduras de los equipos sujetos a presión.

El tratamiento térmico después de soldado es un procedimiento de manufactura para los equipos que es beneficioso para combatir este tipo de corrosión pues reduce la dureza y releva de esfuerzos al equipo.

Las condiciones necesarias para producir una ruptura por H<sub>2</sub>S húmedo son por lo menos 50 ppm de H<sub>2</sub>S y agua, a presiones por arriba de los 4.6 kg/cm<sup>2</sup>a ( 65 psia)<sup>7</sup>.

El acero al carbón que puede ser usado para la resistencia a estos tipos de ataques debe ser especificado como "totalmente tratado"<sup>8</sup>, aceros limpios (SA-516) con control de la cantidad de carbón equivalente y elementos residuales, con lo cual se intenta mejorar el proceso de soldado limitando la dureza en estas las zonas y relevando de esfuerzos. Concentraciones de gases ácidos altas podrán aumentar radicalmente la corrosividad de la solución y los efectos de la misma pueden verse disminuidos con el uso de acero inoxidable en algunas partes de la planta.

La corrosividad ha disminuido el uso de las aminas primarias y las ha dejado en segundo plano en comparación con las aminas secundarias y con combinaciones de aminas secundarias y terciarias.

Para el caso especial en que el gas a tratar tiene un alto contenido de H<sub>2</sub>S se pueden usar concentraciones altas de amina ya que el H<sub>2</sub>S tiende a crear una capa de sulfuro de hierro (hierro negro); ésta formará una capa insoluble, de poca adherencia sobre el metal, y si las velocidades de flujo son lo suficientemente bajas para evitar la erosión, podrá protegerse la superficie del metal; no así sucede para el CO<sub>2</sub>, donde las concentraciones de amina deben ser bajas pues no se produce la misma capa protectora.

### 3.5 ESTABILIDAD TÉRMICA.

La estabilidad térmica es la propiedad de cualquier compuesto para resistir la autodegradación por efectos de la temperatura. La estabilidad térmica es gradualmente reducida con el incremento de la temperatura hasta un rango límite después del cual la degradación aumenta de manera exponencial. Esta degradación se produce en el rehervidor de la regeneradora y para el caso de la MEA y DGA también se puede dar en el purificador.

### 3.7 FORMACIÓN DE ESPUMA.

La espuma es causada por cambios en la química en la superficie de la solución. Los contaminantes químicos que disminuyen la tensión superficial de la solución de amina ayudan a la formación de espuma y de aerosoles. Cuando la tensión superficial es baja, la solución puede formar una capa delgada, elástica, capaz de formar una burbuja de gas o formar pequeñas gotas de líquido (aerosoles). Cuando la tensión superficial es alta sucede lo contrario, no hay formación de espuma estable. Contaminantes en la alimentación de gas, productos de la degradación de las aminas, partículas finas (de hierro) y aditivos químicos que reducen la tensión superficial y aumentan la viscosidad superficial del líquido ayudan a la formación y estabilidad de la espuma, mientras que una amina limpia no tenderá a formar una espuma estable

Los componentes más dañinos son, por ser solubles en agua, los agentes surfactantes (jabones) que pueden provenir de compuestos utilizados en la perforación de pozos y de los inhibidores de corrosión. Éstos son más problemáticos que los hidrocarburos que no son solubles en agua pero, el aceite lubricante proveniente de compresores, forma un fino aerosol que fácilmente pasa a través del separador que se coloca antes de la entrada del gas a la absorbidora provocando una alta formación de espuma. Después de éstos, conforme la solución de amina se degrada se vuelve más soluble provocando serios problemas de formación de espuma.

En el caso del oxígeno, las aminas reaccionan para formar ácidos orgánicos, a su vez éstos reaccionan con las aminas y sus productos de degradación (sales térmicamente estables) para formar ácidos orgánicos de cadena larga solubles. Los ácidos orgánicos (carboxílicos) incrementan la solubilidad de los hidrocarburos líquidos causando formación de espuma. Si la solución de amina contiene MEA y DEA, los ácidos orgánicos se formarán. Si el grueso de la solución es MDEA, que es sensible a bajas concentraciones de ácidos orgánicos, tendrá problemas severos de formación de espuma. Por esto, el contacto con oxígeno atmosférico debe evitarse.

Por otro lado, el ácido fosfórico proveniente del lavado que se hace al carbón activado para remover materiales inorgánicos puede causar problemas de formación de espuma.

El efecto neto de la formación de espuma es la pérdida de la capacidad de absorción. Cuando la espuma en la columna de absorción se estabiliza, su altura aumenta y el espacio vacío dentro del recipiente disminuye. La reducción de el espacio vacío produce un incremento en la caída de presión, lo cual es el sintoma. La espuma reduce el área de contacto entre líquido y vapor, la zona de transferencia efectiva de masa es reducida y menos gas ácido puede ser absorbido.



Otro efecto es la pérdida de solvente, ya que los contaminantes que causan formación de espuma también promueven la formación de aerosoles, provocando el arrastre de amina en la corriente de gas dulce.

La formación de espuma no sólo puede presentarse en la columna de absorción, también puede presentarse en el tanque flash o en el rehervidor

## **4. CRITERIOS DE DISEÑO Y ASPECTOS GENERALES EN LA OPERACIÓN.**

## I) CRITERIOS DE DISEÑO.

Para los procesos más comunes las variables críticas frecuentemente son bien conocidas, por ejemplo: en el caso de la destilación, una de las variables críticas es la relación del reflujo. Las variables críticas son las que afectan en mayor medida el desempeño económico y operacional del proceso. Para sistemas o procesos multivariados normalmente se selecciona un caso base estableciendo valores "racionales" para las variables de proceso que son menos críticas o importantes en el aspecto económico y operacional.

Por medio de una evaluación económica preliminar se pueden decidir si los valores de las variables críticas son adecuados o no, para después entrar a una optimización del diseño.

Es importante mencionar que en los procesos con multivariados existen mínimos locales y un cierto "juicio o experiencia" debe ser ejercido para determinar si se ha encontrado un mínimo local o un mínimo general.

En el esquema tradicional utilizado en el desarrollo de un nuevo proceso:

- a. Identificación del Problema.
- b. Conceptualización del Diseño.
- c. Diseño Básico o Inicial.
- d. Pruebas Piloto.
- e. Resultados

las fases arriba mencionadas poseen a su vez varias etapas. Una característica para el desarrollo de la ingeniería básica (punto "c") es que se puede desarrollar de dos maneras: una donde las soluciones propuestas se formulan de manera arbitraria sobre una base de experiencia o de manera intuitiva; la otra manera es a través de modelos matemáticos para la solución. En el primer caso al tipo de diseño se le conoce como "análisis de diseño" y al segundo "síntesis de diseño".

Los "criterios de diseño" los podemos definir como aquellos juicios o discernimientos que se pueden tomar en cuenta para el diseño de una planta desde su fase conceptual (punto "b") hasta una fase de aplicación mas allá de la fase de resultados (punto "e"). Los criterios de diseño son consecuencia de la experiencia y práctica a través del tiempo y son características de los mismos: que no tienen un carácter obligatorio, a diferencia de las bases de diseño las cuales si tienen carácter obligatorio, y que en general pueden variar de acuerdo a las circunstancias de cada nuevo diseño por lo que no son valores fijos sino rangos. De manera general los podemos dividir en: a) los generales para un tipo de operación unitaria, b) los básicos del tipo de proceso y c) los aplicables a un equipo en específico.

La utilización de los criterios de diseño puede no llevarnos en todos los casos a un diseño óptimo pero sí a un diseño confiable.

De acuerdo a lo arriba mencionado, para los diseños analíticos conocer los criterios de diseño es de gran importancia, ya que al ser consecuencia de la experiencia, nos permitirán encontrar las soluciones para las variables críticas del proceso.

#### 4.1 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

De acuerdo al uso del gas dulce será la especificación de éste y por tanto el tipo de amina y las mejores condiciones de operación. Existe un gran interés por lograr bajas concentraciones de gas ácido, principalmente  $H_2S$ , pues hay estudios<sup>1</sup> que indican la existencia de una relación entre la concentración de  $H_2S$  y las fallas en los sistemas de suministro y medición en líneas de distribución. Por lo general el gas dulce se especifica con 0.25 granos de  $H_2S$  y 0.03 % $CO_2$ . Sin embargo, para gas combustible, se especifican en 4 ppm máximo de  $H_2S$  y 1000 ppm de  $CO_2$ . Para plantas criogénicas el gas puede requerirse hasta con 100 ppm de  $CO_2$ .

CONCEPTO	ESPECIFICACIÓN	
	México <sup>2</sup>	Estados Unidos <sup>3</sup> Min-Máx.
Poder calorífico neto (base seca) kcal/Sm <sup>3</sup>	Mín. 8460	8455-9345
Agua (H <sub>2</sub> O) ppm	Máx. 112	64-112
Ácido Sulfhídrico (H <sub>2</sub> S) ppm	Máx. 4.4	4.1-16.5
Azufre (S) ppm	Máx. 200	160-355 ppm
Total de N <sub>2</sub> y CO <sub>2</sub> %vol	Máx. 3%	4% vol máx.
Oxígeno (O <sub>2</sub> ) %vol	Máx. 0.5%	0.5% vol máx.
Contenido de licuables a partir de propano l/m <sup>3</sup>	Máx. 0.59	No indica
Temp. Máxima de suministro °C	50	49

Tabla 4.1 Especificación de Gas Natural Para Distribución.

<sup>1</sup> Wilson, G; Gas Works Assoc. District Councils, July, 1995.

<sup>2</sup> Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-1997.

<sup>3</sup> Meyer, H; Oil & Gas Journal, DEC. 1997.

En operación, las plantas poseen analizadores de gas en la línea de salida de gas dulce. Pueden ser analizadores de  $H_2S$  y  $CO_2$  únicamente o inclusive cromatógrafos de gas, los cuales pueden definir la composición completa del gas.

#### 4.2 TIPO Y CONCENTRACIÓN DE LA AMINA.

El tipo y la cantidad de amina dependen de: a) la especificación de los productos, b) la concentración de las impurezas del gas, c) la presión de operación en la absorbedora, d) la concentración de gas ácido residual que permanece en la amina pobre después de ser regenerada y e) la temperatura de operación, esto último debido a que los procesos con aminas son eficaces para la remoción de gases ácidos hasta concentraciones del orden de las 10 ppm. Para concentraciones menores la energía requerida para la regeneración aumenta rápidamente (Fig. 4.1).

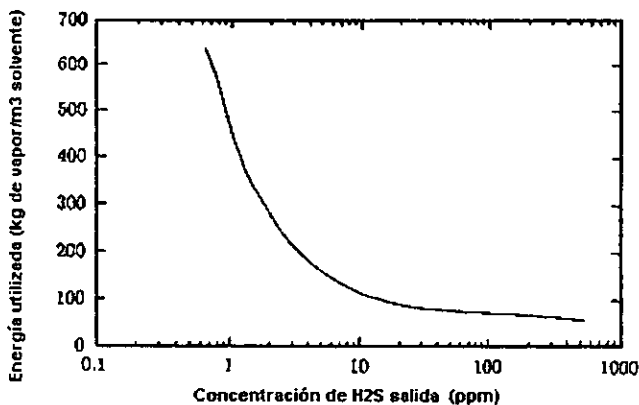


Fig. 4.1 Variación de la Concentración de  $H_2S$  contra el Consumo de Vapor <sup>4</sup>.

Las aminas primarias como la MEA y la DGA no ofrecen selectividad en condiciones normales de operación, absorbiendo tanto al  $CO_2$  como el  $H_2S$ . Las aminas secundarias (DEA-DIPA) y terciarias (MDEA) aminas selectivas.

Las amina selectivas, como la MDEA, absorben preferencialmente el  $H_2S$  sobre el  $CO_2$ . Algunos autores concluyen que esto es debido a diferencias entre solubilidades, a la velocidad de reacción y a la combinación de ambas. Aunque todas las aminas muestran algún grado de selectividad basado en la

<sup>4</sup> Towler, G; et al;GPA Annual Convention, 1997.

cinética, la velocidad de reacción del  $\text{CO}_2$  disminuye conforme aumenta el grado de sustitución en el nitrógeno que forma el grupo amino, es decir, el  $\text{CO}_2$  reacciona más rápido con aminas primarias que con secundarias y terciarias. La velocidad de reacción con el  $\text{H}_2\text{S}$  es tan rápida que el equilibrio es alcanzado para todas las aminas.

Aunque la mayor reactividad de las aminas primarias les permiten alcanzar mayores concentraciones de gases ácidos en la solución, las limitaciones de diseño respecto de corrosión disminuyen ese potencial y las dejan en segundo plano en comparación con las aminas secundarias y con mezclas de aminas. Concentraciones de gases ácidos altas podrán aumentar radicalmente la corrosividad de la solución y los efectos de la misma pueden verse disminuidos con el uso de acero inoxidable en algunas partes de la planta.

La concentración de la amina puede ser un poco arbitraria y usualmente se basa en experiencia operacional. Concentraciones típicas de MEA van del 12 % al 32 %, este último valor sólo se logra al agregar inhibidores de corrosión y cuando el  $\text{CO}_2$  es el único componente del gas ácido. Debido que las aminas terciarias no son tan corrosivas pueden usarse concentraciones más altas que para la MEA y DEA.

En general se ha observado que si el gas a tratar tiene un alto contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  se pueden usar concentraciones altas de amina, no así para el  $\text{CO}_2$  donde las concentraciones de amina deben ser bajas.

FUENTE	AÑO	AMINA	CONCENTRACIÓN (% peso)
Maddox, R. <sup>(25)</sup>	1970	MEA	10 - 20
		DEA	20 - 40
		MDEA	No indica
Butwell, K; Kubek, D; Sigmund. <sup>(19)</sup>	1982	MEA	10 - 20
		DEA	20 - 40
		DIPA	20 - 40
Polasek, J; Iglesias-Silva, G; Bullin, J. <sup>(9)</sup>	1992	MDEA	50 - 55 %
Spears, M; Hagan, K; Bullin, J; Michalik, C. <sup>(4)</sup>	1996	MEA	≤ 20
		DEA	≤ 35
		MDEA	No indica

Tabla 4.2 Rango de Concentraciones Usadas en Diferentes Aminas.

Las aminas primarias poseen una presión de vapor más baja. A presiones de operación tanto las aminas primarias como las secundarias y terciarias podrán cumplir adecuadamente con las especificaciones. A menor presión de operación ( $< 7.0 \text{ kg/cm}^2$  o 100 psig) se requiere de aminas primarias por su mayor reactividad y por su menor presión de vapor. Es debido a esto que son preferidas en aplicaciones a bajas presiones cuando las especificaciones del gas son exigentes.

El rango de las concentraciones para las aminas ha cambiado ligeramente con el tiempo, como se puede observar en la tabla 4.2, esto debido a la mayor experiencia y operación de este tipo de plantas en el ámbito mundial.

Cuando la concentración de amina primaria o secundaria no es la suficiente para alcanzar la pureza deseada, se puede recurrir a la mezcla de aminas, preferencialmente de una amina terciaria con una primaria o secundaria.

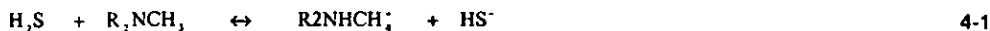
La DEA es frecuentemente usada para purificar corrientes de gases de refinerías por su resistencia al COS ya que la MEA reacciona irreversiblemente con este compuesto.

#### 4.2.1 Uso de MDEA como solvente selectivo.

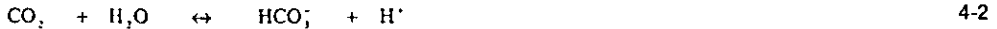
El uso de aminas selectivas, la MDEA en particular, ha evolucionado como una nueva industria que produce aminas especiales. BASF, DOW, Union Carbide, Betz Chemicals, Shell, Huntzman Chemical ofrecen aminas especialmente formuladas a base de MDEA con el fin de adecuar el solvente a los diferentes tipos de gases a endulzar y a las diferentes especificaciones.

El uso de aminas selectivas resulta principalmente en menor flujo requerido (porque se utilizan concentraciones mayores de amina) y menor tamaño del rehervidor (por que el calor de desorción es menor) y, en el caso de MDEA la corrosión es menor.

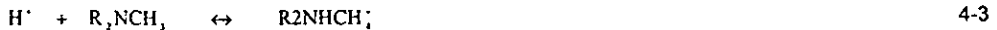
El utilizar MDEA para endulzamiento de gases se basa en la preferencia que ésta tiene por el  $\text{H}_2\text{S}$  en vez del  $\text{CO}_2$  y en la competencia entre el equilibrio termodinámico y la cinética de la reacción para el  $\text{CO}_2$ . Desde el punto de vista del diseño, el  $\text{H}_2\text{S}$  reacciona con la MDEA casi instantáneamente por una transferencia de un protón ( como lo hace con las demás aminas):



Debido a que la MDEA es una amina terciaria y no posee un átomo de hidrógeno libre unido al nitrógeno la reacción del  $\text{CO}_2$  con la amina se realiza en dos partes y sólo ocurre después de que el  $\text{CO}_2$  ha formado un ión bicarbonato en el agua:



La formación de este ión se considera generalmente la parte lenta de la reacción global. Una vez formado el ión, éste reacciona con la amina:



La reacción global es:



La formación del ión es lo que limita a la reacción global a valores menores del equilibrio en períodos de contacto corto, mostrándose esto como una menor capacidad para absorber  $\text{CO}_2$  y por lo que la MDEA es considerada como selectiva para el  $\text{H}_2\text{S}$  respecto del  $\text{CO}_2$ .

Para temperaturas de entre 40 y 58 °C (64 y 136 °F) en la amina pobre, mientras mayor sea la temperatura de la amina, la solubilidad del  $\text{CO}_2$  en el gas dulce disminuye. Las temperaturas altas pero por debajo de 58°C (136°F) incrementan la velocidad de reacción pero disminuyen la solubilidad del  $\text{CO}_2$  siendo el efecto neto una mayor absorción pues a temperaturas no muy altas el efecto cinético predomina. Después de estas temperaturas, la solubilidad es menor, predominando sobre la cinética y el efecto neto es que no se absorbe más  $\text{CO}_2$ , además de que también desfavorece la absorción de  $\text{H}_2\text{S}$ . (Fig. 4.2).

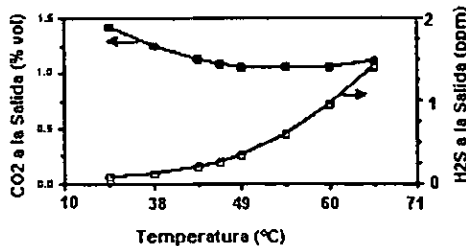


Fig. 4.2 Efecto de la Temperatura de la Amina Pobre Sobre el Gas Ácido.<sup>5</sup>

<sup>5</sup> Bullin, J.; Polasek, J.; *The use of MDEA and mixtures of amines for bulk CO<sub>2</sub> removal*, Proceedings of 69<sup>th</sup> GPA Annual Convention, 1990.



El aumento del tiempo de residencia (o la recirculación de la solución de amina) incrementa la absorción de CO<sub>2</sub>, sin embargo, después de cierta temperatura la solubilidad domina a la cinética (tiempo de residencia).

(ver Fig.. 4.3)

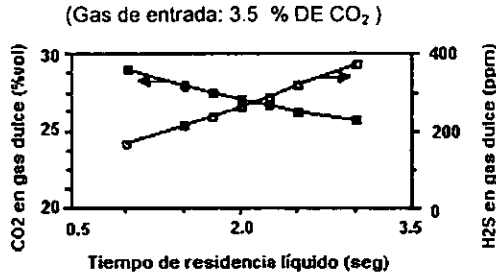


Fig. 4.3 Efecto del Tiempo de Residencia del Líquido en la Absorción.<sup>5</sup>

(Gas de entrada: 5%CO<sub>2</sub>, 5% H<sub>2</sub>S)

Como la reacción de CO<sub>2</sub> con aminas primarias y secundarias es más veloz que con MDEA, la adición de pequeñas cantidades (5 a 10 %) de una amina primaria o secundaria en una solución de MDEA mejorará notablemente la absorción de CO<sub>2</sub>.

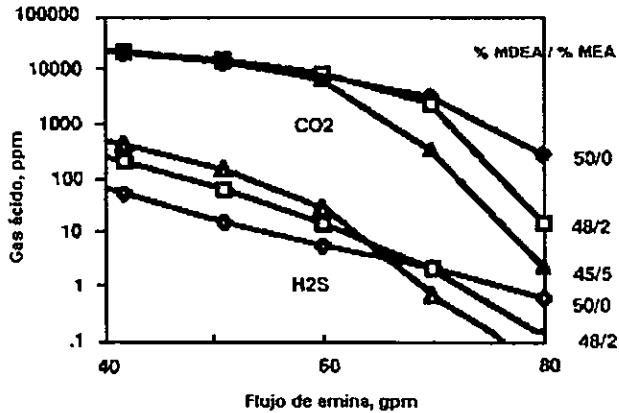


Fig. 4.4 Efecto de Mezclas de Aminas en el Gas Residual.<sup>5</sup>

(Gas de entrada: 5%CO<sub>2</sub>, 1% H<sub>2</sub>S, 56.25 kg/cm<sup>2</sup>a (800 psia))

Presiones elevadas en la sección de absorción tienden a mejorar la velocidad de reacción del  $\text{CO}_2$  con la MDEA (800 psia), por lo que en estos casos la adición de aminas primarias o secundarias puede no significar una mejora.

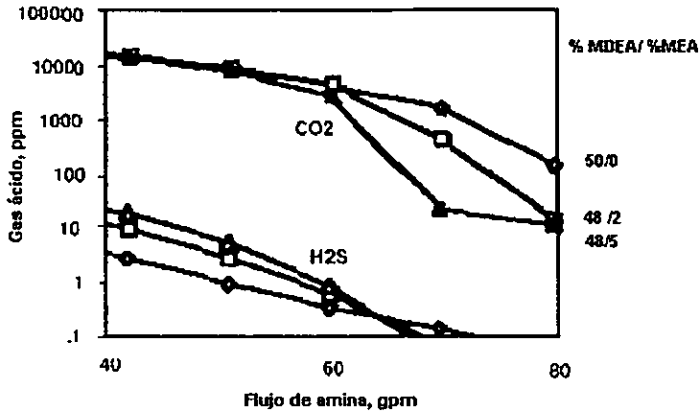


Fig. 4.5 Comportamiento de una Mezcla de Aminas a Presión Elevada y Bajo  $\text{H}_2\text{S}$ .<sup>5</sup>  
(Gas de entrada: 5 % $\text{CO}_2$ , 0.1 %  $\text{H}_2\text{S}$ , 56.25  $\text{kg}/\text{cm}^2\text{a}$ - 800 psia)

#### 4.2.2 Nuevos Solventes<sup>6</sup>

Los procesos actuales para tratamiento de gases que utilizan solventes que no reaccionan con gases ácidos (ver 2.2) poseen poca selectividad, requieren temperaturas de operación bajas, flujos de solventes relativamente altos, tienen afinidad por los hidrocarburos ligeros y requieren altas temperaturas para su regeneración. En comparación la N-formil morfolina (NFM) incluye ventajas como un menor requerimiento de refrigeración, mayor capacidad de absorber  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$  y menor afinidad para hidrocarburos ligeros.

La NFM, un derivado de la morfolina, presenta cualidades como fácil soluto, compatible con el medio ambiente, no tóxico y biodegradable y no es nuevo dentro del ámbito de las refinerías.

Una comparación de NFM con otros solventes comerciales mostró que se pueden obtener menores costos de operación (40-50%), así como menores costos de inversión (15-30%).

<sup>6</sup> GRI, *Test Show New Physical Solvent Lowers Gas Treating Costs*; [www.gri.org/publ/oldcontent/tech/e+p/gproc/acid/comdev.html](http://www.gri.org/publ/oldcontent/tech/e+p/gproc/acid/comdev.html)

CARACTERÍSTICA	SOLVENTE COMERCIAL	NFM	NFM
	Casos A y B	Caso A	Caso B
Circulación de amina	100 %	94 %	75 %
Consumo de energía	100 %	70 %	37 %
Carga Térmica de enfriamiento	100 %	58 %	55 %
Carga Térmica Total	100 %	68 %	57 %
Costo total de construcción	100 %	85 %	70 %
Costo total de operación	100 %	60 %	47 %

Tabla 4.3 Comparación Cualitativa entre Solventes Comerciales y la NFM<sup>7</sup>.

### 4.3 CONCENTRACIÓN DE GASES ÁCIDOS EN LA SOLUCIÓN DE AMINA.

Desde el punto de vista del equilibrio químico, entre mayor sea la reactividad de la amina, mayor su capacidad de acarrear consigo gas ácido, sin embargo como ya se mencionó, los problemas de corrosión en estas plantas no son debidos al tipo de amina sino a los gases ácidos absorbidos que permanecen en la amina. Los valores mostrados a continuación son los recomendados aunque pueden diferir por autor:

Amina	% Peso	$\frac{\text{Moles de gas ácido}}{\text{Moles de amina}}$
MEA	15 a 20	0.30 a 0.35
DEA	25 a 30	0.35 a 0.40
MDEA	50 a 55	0.40 a 0.50

Tabla 4.4 Concentración de Gas Ácido en Amina Rica (pick up).<sup>8</sup>

Las concentraciones de gas ácido en la amina pobre son función directa de la relación de reflujo. Las que se muestran a continuación son las que se pueden alcanzar con una relación de reflujo de entre 1 y 2 moles de gas ácido / moles de amina. En general, las soluciones de MEA requieren relaciones de reflujo mayores: 2 a 1 ó 3 a 1.<sup>(21)</sup>

Amina	$\frac{\text{Moles de gas ácido}}{\text{Moles de amina}}$
-------	---

<sup>7</sup> Meyer, H; Leppin, D; *Research targets lower gas processing operating costs*, Oil & Gas Journal, 95:52, 1997

<sup>8</sup> Duppart, M, et al; *Understand corrosion in alkanolamine gas treating plants*; Hydroc Proces, May, 1997, pp:89.

MEA	0.10 a 0.15
DEA	0.05 a 0.07
MDEA	0.004 a 0.010

Tabla 4.5 Concentración Máxima de Gas Ácido en Amina Pobre.<sup>8</sup>

#### 4.3.1 Control de la Concentración de Gas Ácido en la Amina.

Existen tres maneras de controlar el grado de agotamiento de la amina pobre:

a) El primero utiliza el flujo de la amina rica para controlar el medio de calentamiento del rehervidor (kg de vapor por m<sup>3</sup> de solución amina rica). La gran mayoría de las aminas se pueden agotar adecuadamente desde 110 a 133 kg de vapor por m<sup>3</sup> de solución de amina rica (0.9 a 1.1 lb de vapor / galón de amina rica).

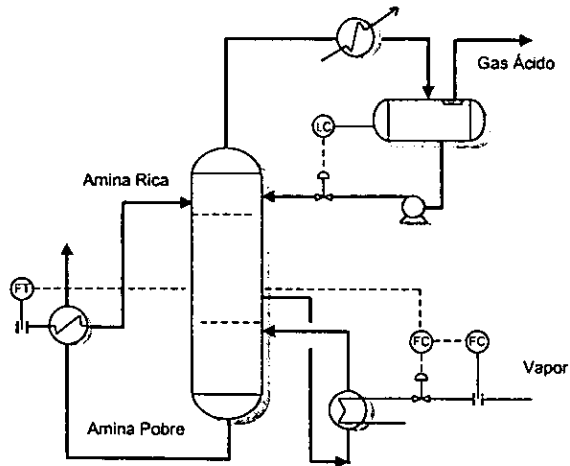


Fig. 4.6.a Control de Temperatura en la Regeneradora (flujo de amina rica).

b) El segundo tipo de control utiliza la temperatura del domo de la regeneradora para controlar el medio de calentamiento del rehervidor. Esto controla los moles de reflujo de agua por mol de gas ácido que sale por el domo por que, a una presión fija de operación de la regeneradora, la temperatura del domo está relacionada al % de moles de agua en el gas ácido que abandona el plato superior. En la absorbidora, mucho del calor de reacción se desprenderá en fondo de la columna. Si hay poca amina en relación con el gas ácido, la temperatura se incrementará hacia el domo de la columna. Si hay más amina la temperatura



c) El tercero utiliza la temperatura del fondo de la regeneradora para controlar la temperatura del medio de calentamiento del rehervidor, con lo cual se obtiene un mejor control en la temperatura del rehervidor y se reduce la degradación térmica de la amina.

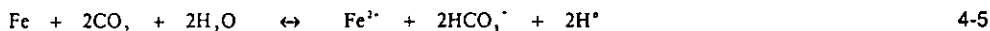
#### 4.4 CORROSIÓN.

Uno de los problemas más serios en las plantas de purificación de gas a base de aminas es la corrosión. Los sistemas con aminas están sujetos a la corrosión por  $H_2S$  y  $CO_2$  en la fase vapor, y por productos de la degradación de aminas en la fase líquida. En las refinerías, estos sistemas pueden sufrir corrosión por otros agentes que no se hallan regularmente en gases de refinería o gas de síntesis como: amoníaco, ácido cianhídrico, oxígeno y ácidos orgánicos, producto de operaciones anómalas en otros procesos de refinación y algunos de los cuales tienden a acumularse en alguna sección de la planta.

La corrosión en las plantas de aminas puede dividirse en dos: a) corrosión por gas ácido húmedo y b) corrosión por la solución de amina.

##### 4.4.1 Corrosión por Gas Ácido Húmedo

Ocurre principalmente en el domo de la regeneradora y en el fondo de la absorbidora si el gas de alimentación está saturado de agua. El  $CO_2$  reacciona de la siguiente manera:



lo cual acelera la reacción siguiente:



donde el  $H^+$  proviene de que el Fe ceda un electrón. El  $Fe^+$  reaccionará con el  $HCO_3^-$  para formar carbonato de hierro, que es insoluble, precipitándose al fondo.

Si el gas ácido incluye  $H_2S$ , el principal producto de la corrosión es el sulfuro de hierro, el cual es muy insoluble y forma una capa débilmente adherente que puede llegar a ser una capa protectora. La reacción es:



Amoniaco y HCN pueden encontrarse en corrientes de gases de las plantas de coquización retardada, rompedoras de viscosidad y FCC's. Conjuntamente con los dos anteriores, el H<sub>2</sub>S también se produce en plantas de hidrotreatmento y las "hidrocrackers". El amoniaco se disuelve en el reflujo dando la alcalinidad suficiente para absorber y retener gases ácidos como H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y HCN en solución. Sin una purga de agua en el acumulador de reflujo de la regeneradora estos compuestos pueden aumentar sustancialmente su concentración en el domo de la regeneradora. Si se produce suficiente hidrógeno H<sup>o</sup> atómico (reacción 4-1), bajo condiciones normales, se combinaría entre sí para formar hidrógeno molecular, pero, agentes como aniones CN<sup>-</sup> y S<sup>2-</sup> impiden la formación de hidrógeno molecular y pueden producir ampollamientos (ver 3.4.3).

La corrosión por CO<sub>2</sub> puede ocurrir en el domo de la absorbidora cuando la planta opera para remover H<sub>2</sub>S selectivamente. En los casos donde la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas ácido sea de 95 % o mayor (lo cual no ocurre en refinerías donde al gas ácido es predominantemente H<sub>2</sub>S) se recomienda un espreado de amina en el domo de la regeneradora para minimizar la corrosión de acero al carbón<sup>9</sup>; suficiente amina debe ser inyectada para que el reflujo contenga 0.5 % en peso de amina<sup>10</sup>. En el fondo de la absorbidora puede ocurrir el ataque por CO<sub>2</sub> húmedo por lo que se recomienda disponer un distribuir del gas inmerso en el fondo de la columna de tal modo que se formen burbujas que mojen la pared del recipiente o adicionar una canal a lo largo de la circunferencia del recipiente, debajo de la último etapa, para mojar la pared.

Sin embargo, cuando existe la presencia continua de amoniaco y HCN, las plantas deben diseñarse generalmente con aleaciones resistentes a la corrosión pues, de otra manera, el mantener niveles bajos de HCN y amoniaco con una purga continua en el fondo de la regeneradora o agregando inhibidores de corrosión (polisulfato de amonio) puede no ser lo más económico.

#### 4.4.2 Corrosión por solución de aminas

La corrosión por la solución de amina es notable en el fondo de la regeneradora, también ocurre después de la válvula de control de la absorbidora y después de la válvula de control de nivel del tanque flash que se encuentra localizada después del cambiador amina rica - amina pobre.

<sup>9</sup> API Recommended Practice 945, "Avoiding Environmental Cracking in Amine Units", 1<sup>a</sup>. Ed., Aug. 1990.

<sup>10</sup> Gutzeit, "Refinery Corrosion Overview", NACE, 1986

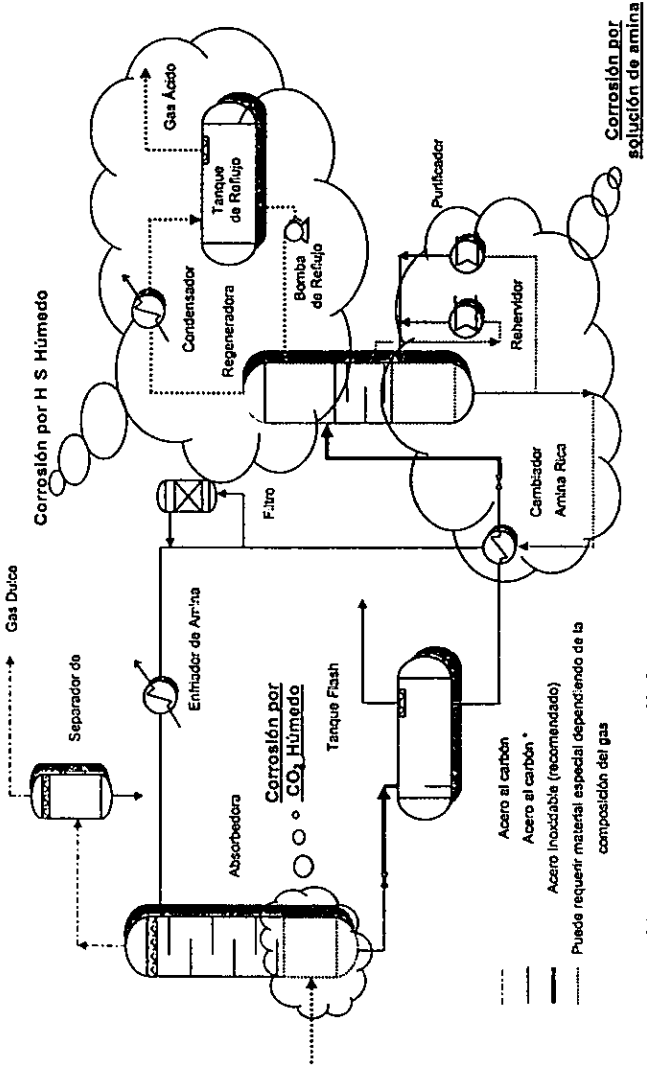


Fig. 4.7 Principales Arreas de Corrosión y Materiales de Construcción Recomendados.<sup>(21)</sup>



Las aminas y sus soluciones no son corrosivas por sí solas, pero, las soluciones de aminas ricas en gas ácido sí lo son. Las soluciones con mayor concentración de gas ácido son más corrosivas que las soluciones limpias. Soluciones de MEA degradadas son más corrosivas que las de DEA, esto debido a que

la solución más básica (MEA) retiene una mayor concentración de cationes ( $R_2NH_2^+$  y  $R_3NH^+$ ) que las soluciones degradadas de DEA.

Soluciones sin contaminar de aminas terciarias son generalmente no corrosivas no importa que gas ácido este presente. De acuerdo con el API 945 las soluciones de aminas son no corrosivas si las concentraciones de  $H_2S$  y  $CO_2$  están por arriba a la relación de 5/95, porque cuando hay suficiente  $H_2S$  se forma una capa protectora de sulfuro de hierro. Las combinaciones más corrosivas son las de aminas primarias o secundarias con  $CO_2$ . La corrosión se incrementa con el aumento de la concentración de  $CO_2$ .

De acuerdo a la Fig. 4.6 la planta puede ser construida completamente de acero al carbón cuidando las temperaturas de operación en la sección de regeneración y minimizando la carga de gas ácido (moles de gas ácido / moles de amina). Ahora bien, si se usan materiales más resistentes en ciertas secciones de la planta, se puede operar con una mayor concentración de amina, mayores cargas de gas ácido y a mayor temperatura, En los primeros dos casos esto beneficia en una menor circulación de amina (disminuyendo el costo por bombeo) y con el último se mejora el agotamiento de la solución de amina evitando así los problemas de corrosión.

Equipo	Material Recomendado	Material Alternativo
Absorbedora Cuerpo Internos	Acero al carbón Acero al carbón	--- Acero Inoxidable <sup>a</sup>
Cambiador Amina Rica-Pobre Tubos Coraza	Acero inoxidable Acero al carbón	--- <sup>b</sup> ---
Enfriador de Amina Pobre Tubos Coraza	Acero al carbón Acero al carbón	Acero Inoxidable <sup>c</sup>
Filtro de Carbón Activado Cuerpo Internos	Acero al Carbón Acero Inoxidable	--- ---
Regeneradora Cuerpo Internos	Acero al Carbón Acero Inoxidable	--- ---
Rehervidor Tubos Coraza Espejos	Acero Inoxidable Acero al carbón Acero al carbón	--- <sup>b</sup> --- ---

Tabla 4.6 Guía de Materiales de Construcción<sup>(9)</sup>.

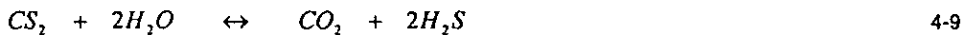
Equipo	Material Recomendado	Material Alternativo
Condensador Tubos Coraza	Acero al carbón Acero al carbón	Acero inoxidable <sup>c</sup>
Tanque de Reflujo	Acero al carbón	---
Bombas Carcasa Impulsor y partes de desgaste	Acero al carbón Acero inoxidable	---
Tubería Amina Rica Amina Pobre	Acero Inoxidable Acero al carbón	--- <sup>b</sup> Acero inoxidable
En general acero al carbón, acero inoxidable 304, 304L, 316, 316L son los típicos. No usar cobre, bronce o otra aleación de cobre en rodamientos. a Para otros autores es a. inox. es el recomendado.. b Puede ser que se utilice acero al carbón. c Aplica sobre todo para soloaires por que en el caso de enfriadores con agua de enfriamiento, el fluido que va por los tubos puede ser agua de enfriamiento.		

Tabla 4.6 Guía de Materiales de Construcción<sup>(6)</sup> continuación.

#### 4.5 PRESENCIA DE COMPUESTOS ORGANICOS CON AZUFRE.

El COS, CS<sub>2</sub> y mercaptanos ligeros son compuestos normalmente encontrados en gases combustibles y en gases de síntesis. El COS y el CS<sub>2</sub> pueden ser eliminados de una corriente de gas mediante soluciones mediante mecanismos como:

- a) Hidrólisis, para formar H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> que puedan subsecuentemente ser absorbidos.



- b) Reacción directa con la amina para formar una sal estable no regenerable.  
c) Dilución en el líquido.

De los tres mecanismos la hidrólisis se considera predominante cuando cantidades significativas de ambos componentes son removidos; la reacción directa es tan importante que, para la MEA es la causa de que no sea utilizada cuando el gas tiene alto contenido de COS y CS<sub>2</sub>. En cuanto a la disolución en el líquido, no predomina sobre las otras dos pues se cree que actúa como primer paso para los otros dos mecanismos.

Cuando la hidrólisis ocurre depende principalmente de tres parámetros: la basicidad, la temperatura y el tiempo de contacto de la solución, incrementándose ésta cuando algunos de los tres aumenta. La reacción directa se da tanto para la MEA como para la DEA, sin embargo, la DEA reacciona en menor medida que la MEA siendo por esto mejor para tratar gases con presencia de COS. La DIPA actúa como la DEA y la DGA como la MEA, sin embargo, el producto formado con la DGA se descompone a las condiciones que trabaja el purificador por lo que la DGA puede ser utilizada con gases con COS. Las aminas terciarias no evidencian reacción con COS.

Por último, los mercaptanos son compuestos provenientes del H<sub>2</sub>S donde un hidrógeno se ha sustituido por radicales de hidrocarburos. Su fórmula general es RSH y sus propiedades son más las de un hidrocarburo que las de un ácido. Son ácidos débiles que reaccionan con las aminas para formar bases débiles que son fácilmente disociadas por lo que no hay restricciones en el uso de cualquier amina si existe su presencia.

#### 4.6 PERDIDAS DE SOLVENTE.

Las causas comunes por las que se pierde solvente son: vaporización, arrastre, degradación y pérdidas mecánicas.

Las pérdidas por vaporización son asociadas a todas las aminas y son resultado directo de la difusión de amina a un gas. Los puntos específicos donde se presentan estas pérdidas son la absorbedora, la regeneradora y el tanque flash. Si la temperatura o la presión aumentan, la cantidad de amina que se vaporiza aumenta debido a una mayor presión de vapor ejercida por la amina en el gas. Debido al movimiento del gas, para mantener el equilibrio, más amina puede vaporizarse.

En la absorbedora se espera obtener mayor pérdida de amina que en la regeneradora ya que el reflujo ayuda a lavar la amina que se pueda vaporizar y el flujo de gas en la regeneradora es menor que en absorbedora. Las pérdidas por arrastre se deben a la formación de pequeñas gotas o niebla que son arrastradas por el gas y que debido a su tamaño escapan a los medio físicos de separación ( eliminadores de niebla).

Una encuesta completada en 1990 en plantas de Texas, EU. mostró que las pérdidas de solvente eran en promedio de 3 lb amina / MMSCFD <sup>11</sup> para plantas que operaban con MEA, DEA o MDEA y la mayoría con presiones de operación elevadas. Las presiones elevadas favorecen las pérdidas por arrastre.

---

<sup>11</sup> Stewart,E.;Lanning,R;"Reduce amine plant solvent losses";Hydroc Proces, May,1994 .

Se puede utilizar un lavado con agua en el domo de la absorbidora para reducir las pérdidas de amina en el gas purificado, para lo cual se puede utilizar condensado de la regeneradora o admitir agua de lavado exclusivamente para este fin. El lavado en amina se utiliza fundamentalmente en sistemas con MEA u otra amina primaria, especialmente si la presión de la absorbidora es baja ya que la elevada presión de vapor de las aminas primarias favorece su evaporación. Las demás aminas no requieren de este lavado excepto en la purificación de gas usado en las plantas de desintegración catalítica FCC donde el catalizador es sensible a trazas de vapor de aminas.

El número de etapas dedicadas a este lavado va de 2 a 5. En estas etapas se puede encontrar una eficiencia del 40% al 50%.

#### 4.7 VELOCIDAD DE LA SOLUCIÓN DE AMINA.

La velocidad o incremento en el deterioro de una superficie puede afectarse por el movimiento entre un fluido corrosivo y la superficie del metal. A este fenómeno se le denomina erosión y puede verse agravada por partículas sólidas, burbujas en el líquido y en lugares donde los fluidos tengan cambios de dirección súbitas como codos, tes y válvulas. Por esto se recomienda 1.8 m/s (3 ft/s)<sup>(B)</sup> como la velocidad máxima en tuberías de acero al carbón. En tuberías de acero inoxidable se pueden manejar velocidades de 1.5 a 2.5 m/s (5 a 8 ft/s) debido a su mayor resistencia a la corrosión.

#### 4.8 ESQUEMAS DE PROCESO ALTERNATIVOS.

El propósito de crear esquemas de proceso alternativos es la reducir costos. El esquema de proceso mostrado a continuación es útil cuando la concentración en el gas de entrada es alta. Bajo esta circunstancia, si un esquema de flujo tradicional se utilizara, la absorbidora sería grande debido a la necesidad de hacer pasar a través de ella cantidades grandes de amina. Tomando en cuenta que el grueso de la absorción de gases ácidos en la absorbidora se lleva a cabo en las primeras 4 o 5 etapas en una absorbidora de 20 etapas y que las etapas restantes sirven para reducir la concentración del orden de .1% de H<sub>2</sub>S hasta partes por millón, podemos encontrar que el flujo total de amina no se requiere necesariamente desde la parte superior de la absorbidora sino sólo una pequeña parte. Entonces la amina pobre se puede dividir de tal modo que gran parte del flujo de la amina pobre se alimente cerca del fondo de la columna donde más se requiere. Entonces, la parte superior de la columna puede ser de un diámetro menor que el del fondo. La reducción del diámetro puede resultar en un ahorro significativo de capital tomando en cuenta que la mayor parte de las absorbidoras operan a presiones relativamente elevadas.

Sin embargo, el beneficio en la disminución del flujo en la parte superior de la absorbedora no es tan directamente efectivo, pues al disminuir el flujo de amina, la temperatura del gas aumenta más que si se hace pasar todo el flujo de amina desde la parte superior, ya que este flujo ayuda a enfriar el gas dulce de salida, como consecuencia, la presión del vapor en la amina aumenta y es menor la posibilidad de absorción de gas ácido.

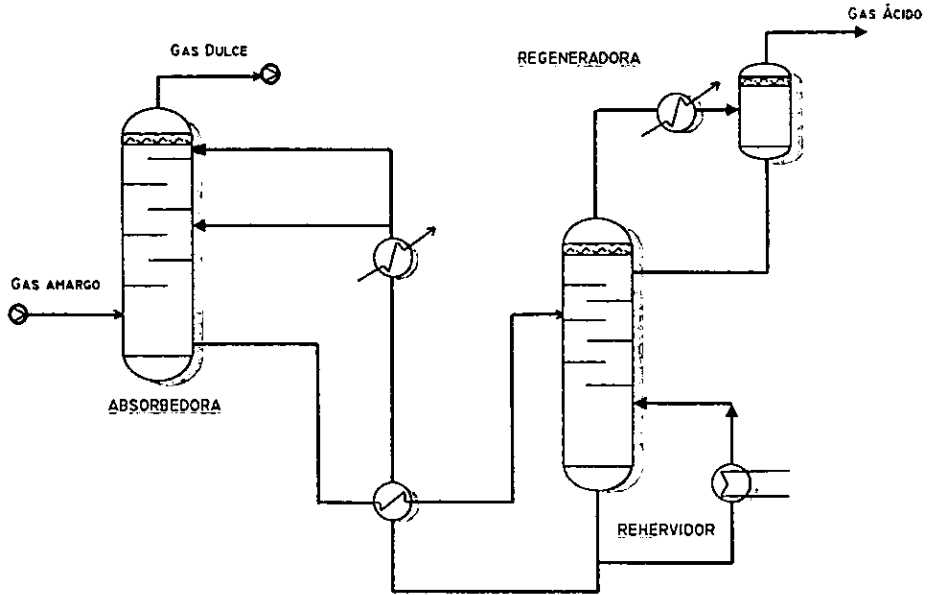


Fig. 4.8 Esquema de Proceso Alternativo (Doble Alimentación de Amina Pobre).

## II) ASPECTOS GENERALES EN LA OPERACIÓN.

Una vez establecidos los criterios para el diseño se debe considerar que existen variables que afectarán el desempeño en la operación de la planta. El menor o mayor impacto de las variables podrá evaluarse tanto desde el aspecto económico como desde el aspecto de seguridad. Los valores con los cuales se controlan estas variables deben estar cercanos a los rangos establecidos en los criterios de diseño.

En la medida que se definan la variables de operación críticas, el esquema de control del proceso quedará definido y en base a esto el diseño del control para la planta.

### 4.9. PARA EL ARRANQUE

#### 4.9.1 Lavado de la planta.

- a) Lavado Químico. Normalmente se utiliza una solución de sosa cáustica o bicarbonato de sodio el 2-3 % en peso. Preferentemente debe calentarse, circularla por varias horas y drenarla. Esto con el propósito de remover partículas, químicos del proceso de soldado y grasas y aceites.
- b) Lavado con Agua: El propósito es remover restos de del lavado químico, para lo cual se hace circular agua, preferentemente caliente , por varias horas y después se drena. Este procedimiento puede repetirse si es necesario para asegurarse que no queden químicos dentro de la planta

#### 4.9.2 Inertización.

Es necesario considerar el suministro de un gas inerte antes comenzar a operar para disminuir la presencia de oxígeno y evitar la formación de mezclas explosivas con el gas que se alimente.

### 4.10 EN OPERACIÓN NORMAL.

En la operación de la planta, la carga gas ácido en la amina es indicativo del desempeño de la regeneradora, absorbidora y del solvente en sí. Concentraciones de gas ácido arriba de las mencionadas son indicativos de una deficiencia en la operación o problemas mecánicos dentro de la regeneradora; la continua operación bajo estas condiciones trae consigo problemas de corrosión. Por otro lado,

concentraciones de gas ácido por debajo de las indicadas indican un sobreagotamiento y por tanto un consumo de energía innecesario.

La carga de gas ácido en la amina rica puede verse afectada de factores operacionales como: cambios en la composición del gas a tratar, cambios en la composición de la solución de amina y problemas mecánicos en la absorbidora.

#### 4.10.1 Formación de espuma.

El cambio de composición de la amina puede deberse a la degradación térmica de la amina, formación de sales estables al calor (ver 3.3.2) y contaminantes en la solución. De las tres anteriores, los contaminantes en la solución son los que provoca la formación de espuma que es uno de los problemas más comunes en la operación. Las plantas con problemas por formación de espuma pueden exhibir las siguientes características.

1. Pérdidas altas de amina y arrastre en unidades corriente abajo.
2. Reducción de la eficiencia de remoción de gas ácido y en consecuencia un gas fuera de especificación.
3. Lecturas erráticas en elementos de presión diferencial a través de la absorbidora y regeneradora.
4. Una amina opaca y contaminada con sólidos suspendidos.
5. Más de 10% de amina en forma de sales estables al calor.

Durante la operación se puede recurrir a las siguientes técnicas para disminuir la contaminación de la solución y minimizar la formación de espuma:

- a) Aumentar la temperatura de la amina pobre que se alimenta a la absorbidora hasta 10°C (15°F) arriba de la temperatura del gas.
- b) Una adición continua o por ciclos de antiespumante.
- c) Normalmente se añade sosa cáustica o bicarbonato de sodio a las soluciones de DEA y MDEA para neutralizar las sales térmicamente estables, disminuyendo los efectos de la corrosión y la formación de espuma estable. Aunque la sosa reduce la corrosión, la cantidad que puede añadirse es limitada ya que se generarán sólidos que se precipitarán, tapando equipo y tuberías. Para las aminas secundarias y terciarias la adición de sosa es más factible ya que no pueden ser purificadas en operación normal.

La adición de sosa se recomienda cuando la concentración de estas sales llega al 0.5 % en peso de la concentración de la amina activa. En vez de sosa se puede utilizar carbonato de potasio ya que los compuestos formados con potasio son 25 % más solubles que los formados con sodio.

Para las soluciones de MDEA se recomienda agregar sosa para controlar la concentraciones de sales térmicamente estables por debajo del 2 % en peso. Las soluciones de MDEA deben ser purificadas cuando la concentración de estas sales alcanza el 4 % en peso.

#### 4.10.2 Temperatura del domo de la regeneradora.

Un aumento en la presión de la regeneradora provocará un aumento en la temperatura de la columna. Por lo regular la temperatura del domo está entre 8 y 11 °C arriba de la temperatura del rehervidor, la cual no debe sobrepasar la temperatura de degradación de las aminas que oscila en los 127°C.

#### 4.10.3 Temperatura del rehervidor.

Durante la operación normal, la temperatura del rehervidor variará dependiendo de la concentración de la amina y de la presión de la regeneradora. Se puede esperar que aumentos en la concentración aumenten la temperatura o que la disminución de concentración disminuya la temperatura. Si la presión aumenta o disminuye el punto de ebullición en el rehervidor aumentará o se disminuirá respectivamente. La temperatura del rehervidor es insensible al aumento en la carga térmica del rehervidor por lo que no se recomienda que se utilice para controlar la operación de la regeneradora. Es más adecuado controlar con la temperatura del domo o la del fondo de la regeneradora y analizar químicamente la solución de amina pobre para observar el grado de purificación y por que la temperatura del rehervidor no debe sobrepasar la temperatura de degradación de la amina (150°C).

Para minimizar el grado de corrosión el rehervidor, el gas ácido debe separarse de la solución de amina en los platos de agotamiento (primeros tres platos de la regeneradora) y no el rehervidor. Esto se puede garantizar con suficiente reflujo.

La relación entre los moles de agua que entran como reflujo y los moles de gas ácido que salen por el domo es lo que se define como la relación de reflujo. Las relaciones de reflujo típicas van de 3:1 a 1:1. En general, las aminas primarias requieren una mayor relación de reflujo (típicamente de 2:1 a 3:1) y las aminas secundarias y terciarias pueden ser operadas satisfactoriamente con menores relaciones de reflujo (por debajo de 2:1).



## 4.10.4 Sistema de filtrado.

El éxito en la operación del sistema de filtrado es filtrar 10 al 20 % de la amina circulante. Cuando el filtro de cartucho presenta una caída de presión mayor a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> (50 psi) es recomendable cambiarlo. Para una planta bien diseñada, cambiar los filtros cartucho una vez al mes es típico. Cuando la amina está sucia (negra) puede ser que se tengan que cambiar los filtros casi diario antes de que la solución vuelva a estar limpia.

## 4.10.5 Agua de repuesto.

El agua de repuesto para mantener la pérdida de agua que se arrastra con el gas ácido, en el tanque flash y por el domo de la regeneradora se puede obtener preferentemente del condensado de vapor. El agua de

Compuesto	Concentración, ppm	Observaciones
Cloruros	20	Limita problemas de corrosión ocasionados por cloruros
Sólidos Disueltos Totales	100	Limita la formación de espuma
Dureza Total	50	Limita la precipitación de calcio y magnesio
Sodio / Potasio	10	Limita la formación de sales estables al calor con H <sub>2</sub> S
Fierro	10	Limita el ensuciamiento

Tabla 4.7 Contaminantes en el Agua de Repuesto.

alimentación de calderas no es bien aceptada por que sus aditivos pueden causar espumamiento. Aunque se puede utilizar agua de cualquier fuente siempre y cuando los siguientes contaminantes no se encuentren en mayor cantidad a:

## 4.10.6 Análisis de la amina.

En general, el muestreo de la amina periódico es indispensable para el buen funcionamiento de la planta y depende de las condiciones específicas de cada planta. Como mínimo se recomienda un análisis diario para monitorear la concentración de la solución. Si se ha detectado que existe contaminación del solvente se requiere un monitoreo más continuo.

Otras pruebas recomendadas en el laboratorio son<sup>12</sup>:

- Determinación de ácidos orgánicos
- Sales estables al calor
- Concentración de la amina
- Contenidos de metales solubles
- Contenido de sulfuro de hierro
- Contenido de hidrocarburos líquidos
- Contenido de agua

#### 4.10.7 Síntomas de Amina Sucia.

Los síntomas de una amina sucia y corrosiva son:

- Arrastre de amina más allá del domo de la absorbidora provocado por el espumamiento.
- Taponamiento en los instrumentos debido a sólidos presentes en la solución de amina.
- Incrustación en el condensador.
- Rupturas en los tubos del rehervidor.
- Taponamiento de los filtros.
- Demasiado H<sub>2</sub>S en el gas ácido.
- Consumo excesivo de vapor en el rehervidor.
- Inundación de la regeneradora.

---

<sup>12</sup> Pauley, R, *Face the facts about amine foaming*; Chem Eng Prog, July, 1991;pp:33.

## **5. CRITERIOS DE DISEÑO PRINCIPALES DE LOS EQUIPOS.**

## 5.1 SECCIÓN DE ABSORCIÓN.

### 5.1.1 Separador de Gas Amargo.

Localizado a la entrada del gas, antes de la basorbedora, este tanque sirve para prevenir que contaminantes como líquidos suspendidos (hidrocarburos pesados y agua), lodo producto del lavado de líneas, aceite de lubricación de compresores y fluidos arrastrados por el gas, producto de alguna falla u operación deficiente, entren al sistema. El separador debe poseer un eliminador de niebla para remover partículas o algún dispositivo semejante, el cual permita una mayor eficiencia en la retención, además de permitir una operación con velocidades más altas dentro del recipiente. A mayor velocidad, menor el diámetro del recipiente que se puede usar. La limitante de los eliminadores instalados en los recipientes es el tamaño de partícula a remover.

Tipo de Separador	Tamaño de gota removida ( micras)
Separador por gravedad	Menos de 300
Separador centrifugo	> 8
Eliminador de Niebla	1 - 5
Separador tipo "Vane"	1 - 5
Coalescedores liq./gas de alta efic.	1 - 0.001

Tabla 5.1 Tipos de Eliminadores.

De la tabla podemos observar que para eliminar partículas de tamaño menor a 1 micra (aerosoles), se requiere la instalación de un filtro coalescedor, el cual aumentará el costo de instalación pero operativamente disminuirá el costo al detener más efectivamente partículas como aerosoles que pueden causar formación de espuma (ver 3.7)<sup>1</sup>.

### 5.1.2 Absorbedora de Gas Acido.

El diseño de columnas de absorción normalmente involucra los siguientes pasos:

- 1) Selección del contactor, incluyendo el tipo de internos: platos o empaques, esto basado en los requerimientos del proceso y las condiciones particulares de operación esperadas
- 2) Cálculo del balance de materia y energía

<sup>1</sup> Pauley, R. et al; *Redesigned filters solve foaming, amine loss problems at Louisiana gas plant*, Oil & Gas Jour, Feb, 1991.

- 3) Determinación del número de etapas teóricas y por consiguiente el número de platos reales o la altura del empaque
- 4) Cálculo del diámetro de la columna y parámetros de los platos o empaque; (5) diseño mecánico del recipiente y accesorios.

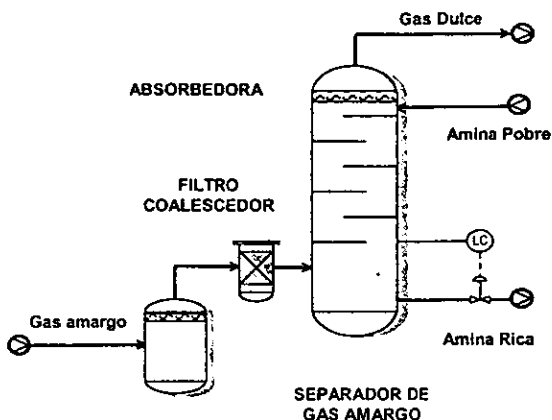


Fig. 5.1 Localización del Filtro Coalescedor.

#### 5.1.2.1 Tipo de internos

Las columnas empacadas, en general, son preferidas para pequeñas instalaciones, servicio no corrosivo, líquidos con tendencias a espumar; relaciones altas de líquido-gas; y aplicaciones donde se requieren bajas caídas de presión. Por otro lado, las columnas de platos son frecuentemente más económicas por que pueden tolerar velocidades de gas más altas y por lo tanto se pueden tener columnas de menor diámetro. Son particularmente halladas en grandes instalaciones, líquidos limpios, no corrosivos, no espumantes y con flujos de líquido que varíen de medio a bajo. Las columnas empacadas encuentran su mayor aplicación en absorción de gases donde es frecuente la presencia de reacciones químicas corrosivas así como en plantas piloto y operación al alto vacío.

En realidad, la línea divisoria que limita el uso de una columna de platos y una empacada ha disminuido notablemente gracias a los empaques estructurados (o de alta eficiencia), los que permiten velocidades de gases más elevadas que sus predecesores como los anillos rasching y mayores eficiencias (debido a la mejor distribución del líquido), pero no se recomienda ningún tipo de empaque cuando las columnas son de

gran diámetro (por la deficiente distribución del líquido) o cuando se requiere que opere con un amplio margen entre la capacidad máxima y mínima de la planta<sup>2</sup>.

Condiciones que favorecen a las columnas empacadas<sup>(16)</sup>:

- Columnas de pequeño diámetro (menos de 0.6 metros).
- Medios corrosivos.
- Destilaciones a vacío donde son imprescindibles bajas caídas de presión.
- Bajas retenciones de líquido (si el material es térmicamente inestable).
- Líquidos que forman espuma (debido a que en columnas empacadas la agitación es menor).

Condiciones que favorecen a las columnas de platos:

- Cargas variables de líquido y/o vapor.
- Presiones superiores a la atmosférica.
- Bajas velocidades de líquido.
- Gran número de etapas y/o diámetro.
- Elevados tiempos de residencia de líquido.
- Posible ensuciamiento (las columnas de platos son más fáciles de limpiar).
- Esfuerzos térmicos o mecánicos que puedan provocar rotura del relleno.

De acuerdo a lo arriba mencionado, una columna empacada se ajusta mejor para llevar a cabo la absorción e gas ácido (pues es un medio corrosivo y el líquido tiende a espumar), sin embargo, actualmente en plantas endulzadoras grandes y de tamaño convencional los platos son más populares para las absorbedoras y regeneradoras aún cuando la diferencia de costos de una columna de platos y una empacada no es demasiado grande, mientras que el empaque estructurado se utiliza para cuando se requiere incrementar la capacidad o pureza en equipos existentes. Por otra parte, la diferencia de altura de la columna no es generalmente significativa si las velocidades de flujo son tales que las eficiencias están próximas a su valor máximo. Como regla aproximada los platos se utilizan siempre en columnas de gran diámetro y columnas con más de 20 o treinta etapas. La eficiencia de columnas empacadas disminuye con el diámetro, mientras que en las columnas de platos ocurre lo contrario<sup>(16)</sup>.

Las columnas de platos son particularmente aplicables en presiones de operación elevadas, donde la caída de presión es despreciable. El empaque es regularmente especificado para remoción de CO<sub>2</sub>, donde se requiera un alto grado de remoción de CO<sub>2</sub>, y donde la baja eficiencia de los platos resulte en una columna muy alta. El empaque no debe usarse en columnas de absorción para tratar gases de hidrocarburos insaturados que puedan polimerizar (propadieno, butadieno, butileno) debido a que la formación de goma puede tapan el empaque. Tampoco se debe usar en el tratamiento de gases con H<sub>2</sub>S y que esté

<sup>2</sup> En inglés "turndown".

contaminado con oxígeno, esto debido a la posible formación de azufre elemental el cual puede tapar también el empaque. Para llevar a cabo la absorción de gas amargo en la solución de amina se puede utilizar tanto una columna de platos como una columna empacada.

#### 5.1.2.2 Diámetro de la columna.

La capacidad de cualquier equipo de separación a contracorriente está sujeto a un factor llamado de inundación. Este fenómeno se puede describir como la habilidad de las dos fases a fluir en suficiente cantidad, en sentido opuesto a través del equipo de contacto

##### a) Columnas Empacadas.

Para las columnas empacadas existen correlaciones de inundación desarrolladas de acuerdo a los diferentes tipos de empaques<sup>3</sup>. En esta gráfica se relaciona un factor denominado "Capacidad de Flujo" gráficoado en el eje "Y" (el cual está en función de la velocidad del gas ) contra el factor "Capacidad de Flujo Relativa" en "X". En la "Capacidad de Flujo" se incluye un factor "F" característico para cada empaque que para la gra. mayoría de empaques comerciales generalmente se encuentra en la literatura abierta. Conociendo la capacidad del flujo de gas (Y) se puede determinar la valocidad y, conociendo el flujo volumétrico, se puede establecer un área de flujo y por tanto el diámetro de la columna.

Tamaño del Empaque (pulgadas)	Máxima Carga de Líquido (gpm/ft <sup>2</sup> )
3/4	25
1	40
1 1/2	55
2	60
3 1/2	125

Tabla 5.2 Valores de Flujos Máximos Recomendados Para Empaques<sup>4</sup>.

##### b) Columnas de Platos.

<sup>3</sup> Para más detalles acerca de dichas correlaciones ver ref. 18

<sup>4</sup> Strigle, R; *Packed Tower Design and Application*; Gulf Publishing

En este caso, para una determinada relación de velocidades de flujo de líquido a vapor, existe una velocidad de flujo máxima, por encima de la cual se produce una incipiente inundación de la columna debido al retroceso de líquido en la bajante del plato.

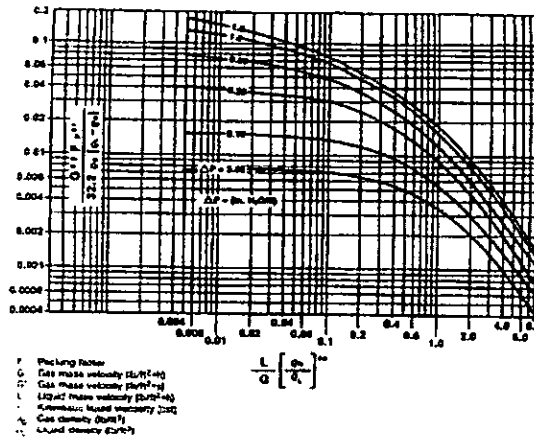


Fig. 5.2 Relación Generalizada para la Calda de Presión en Columnas Empacadas.<sup>(40)</sup>

Cuando esta situación se mantiene se produce un arrastre de líquido por el vapor que sale de la columna. La inundación de flujo descendente se produce cuando la retención de líquido está originada por las bajantes con un área de la sección transversal inadecuada, pero difícilmente ocurre si el área de la bajante es por lo menos el 10% del área total de la columna y si el espaciado entre los platos es superior a 610 mm (24 pulgadas). El límite habitual de diseño viene dado por la inundación de arrastre que se origina por un excesivo transporte de líquido por el vapor hasta el plato superior.

El diámetro de la torre y en consecuencia, su área transversal debe ser lo suficientemente grande para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de la región de operación. Con respecto a un tipo seleccionado de plato en la inundación, la velocidad superficial del gas  $V_f$  (Flujo volumétrico del gas =  $Q$  / sección transversal neta para el flujo ) está relacionada con las densidades del fluido mediante la ecuación



$$V_f = C_f \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad 5-1$$

Donde el valor de  $C_f$  depende del diseño mecánico del plato así como de las unidades utilizadas. La sección transversal neta es la sección transversal de la columna menos el área de las bajantes de los platos. Para la determinación del diámetro de la columna se utilizan valores de 80 al 85 % de la velocidad superficial  $V_f$ , para casos en donde se definen líquidos espumantes este valor es menor, por lo regular 75%.

En la mayoría de las instalaciones el costo hace impráctico variar el diámetro de la columna para ajustar variaciones en el flujo de gas o de líquido. Se utilizan las cantidades máximas de flujo para fijar un diámetro uniforme. Cuando la variación en los flujos son tales que existe un 20 % de diferencia en el diámetro para la sección superior e inferior, dos diámetros pueden resultar probablemente económicos.

El diámetro requerido de la columna puede disminuirse utilizando un mayor espaciamento de los platos, de tal forma, que el costo de la columna, que depende de la altura y del diámetro, se vuelve mínimo con un espaciamento óptimo.

Existen métodos de cálculo del diámetro columnas establecidos por los principales fabricantes de internos. Lo recomendable para definir el diámetro de una columna es seguir dichos procedimientos pues en ellos se incorporan implícitamente las eficiencias en sus diseños mecánicos. En capítulo seis se hará referencia a uno de ellos.

### 5.1.2.3 Eficiencia y Número de etapas reales.

Aunque los procesos de separación de dos fases son analizados en base a etapas de equilibrio hipotéticas, un concepto comúnmente utilizado en el diseño es el de "plato teórico" y se basa en que, con un plato teórico perfecto, el gas y el líquido que lo abandonan estarán en equilibrio, lo cual no sucede y esta falta de equilibrio se materializa en eficiencias de las etapas. El número de etapas en el equilibrio en cualquier columna sólo depende de lo complicado de la separación que se lleve a cabo y está determinado por las variables del proceso como la presión, temperatura y flujos. Para conocer el número de etapas reales o platos reales a partir del número de platos teóricos existe el concepto de "eficiencia de plato". La eficiencia del plato y por lo tanto el número de platos reales se determina por el diseño mecánico y la condiciones de operación. Con el fin de que la eficiencia sea elevada el tiempo de contacto debe ser largo ( de tal manera

que se permita que se lleve a cabo la difusión) y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande, además de una turbulencia alta para obtener elevados coeficientes de transferencia. Para una separación dada, la separación entre el número de etapas de equilibrio que se requieren  $N$  y el número de platos reales  $N_r$ , define una eficiencia global de los platos.

$$E_o = \frac{N}{N_r} \quad 5-2$$

Esta eficiencia es función del diseño de los platos, de las propiedades de los fluidos y de los modelos para el flujo. Se han desarrollado métodos teóricos para la estimación de la eficiencia global basados en cálculos de transferencia de masa. Sin embargo tanto para platos como empaque existen valores empíricos que proveen valores razonables para las eficiencias.

Para una absorción simple, los factores principales que afectan la eficiencia de los platos son la solubilidad del gas y la viscosidad del líquido; para dichos factores existe una correlación (O'Connell). Sin embargo, existen otros factores como el mecanismo de absorción, la altura del líquido, la velocidad del gas y el diseño mecánico del plato que hacen que la correlación de solubilidad contra viscosidad no sea precisa.

En general las absorbedoras poseen las eficiencias más bajas y éstas están en el orden del 10 al 60 %, pero para el caso de absorción con aminas están en un rango bajo, del 10 al 30 %. Un valor aceptado para el diseño de la absorbidora es del 30 %<sup>5</sup>.

El número de etapas ideales va de 7 u 8, dependiendo de la amina a utilizar y las condiciones de operación, sin embargo, el uso de un simulador de procesos facilita la determinación del número exacto. Casi todas las instalaciones donde se requiere para una completa remoción de gases ácidos están diseñadas con cerca de 20 platos (o su equivalente en empaque) en la absorbidora. En estas columnas el grueso de la remoción de gases ácidos se realiza en la mitad inferior de la absorbidora, mientras que la mitad superior sirve para remoción de trazas. En estos casos la absorción depende mucho no de la cantidad de platos sino de la temperatura de la amina pobre que entra a la absorbidora y del funcionamiento de la regeneradora.

Las torres empacadas funcionan distinto que las de platos, ya que los fluidos están en contacto continuo en su trayectoria a través de la torre y no en contacto intermitente. Un método simple para diseñar torres empacadas, ignora las diferencias entre el contacto continuo y por pasos. En este método el número de platos teóricos es determinado, luego, este número se multiplica por la altura equivalente para un plato

<sup>5</sup> Daniels, C; Bullin, J; *Design and operation of Selective Sweetening plant using MDEA*, Energy Process, Vol 7 No.1, March, 1987.

teórico (HETP), a fin de obtener la altura necesaria para efectuar el mismo trabajo. La HETP es una cantidad determinada experimentalmente y característica para cada empaque.

	Servicio	Tipo de empaque	HETP, ft
HETP's	Absorbedora	1 1/2 in, anillos de alta efic	10
	Absorbedora	2 in, anillos de alta efic	12
	Absorbedora	Silletas	10-16
	Regeneradora	1 1/2 in, anillos de alta efic	2-3
	Regeneradora	2 in, anillos de alta efic	3-4
	Regeneradora	Silletas	3-6
Eficiencia de Platos	Absorbedora		15 - 30 %
	Regeneradora		< 70 %

Tabla 5.3 Eficiencias de Platos y HETP para CO<sub>2</sub> en H<sub>2</sub>O Gas de Síntesis<sup>(21)</sup>.

Debido al diferente mecanismo de reacción del CO<sub>2</sub> en comparación con el H<sub>2</sub>S la eficiencia de platos para absorción pura de CO<sub>2</sub> ha sido analizada<sup>6</sup> y se puede esperar que sea hasta cinco veces menor que para el H<sub>2</sub>S<sup>(21)</sup>.

#### 5.1.2.4 Tiempo de residencia / caída de presión.

En columnas de platos, para el caso de MEA y DEA, el tiempo de residencia no es tan significativo como para el caso de la MDEA debido a que la velocidad de reacción del CO<sub>2</sub> con MDEA es lenta, el tiempo de residencia del plato (caída de presión a través del plato) debe ser adecuado para permitir que la reacción ocurra. El tiempo usual va de 2 a 5 segundos. Para la MEA y DEA el tiempo de residencia típico es de 4.5<sup>7</sup> segundos y la caída de presión es recomendable que no exceda 0.014 kg/cm<sup>2</sup> (0.2 psi) por plato.

En columnas empacadas, una buena práctica de diseño es la de dimensionar la columna para una caída de presión de (0.4 in H<sub>2</sub>O / ft de empaque). Para relaciones líquido/gas altas (arriba de 20), común en aplicaciones de purificación de gas, este valor puede excederse pero, el flujo de gas no debe exceder el 85% del gasto que resulta en una caída de presión de 1.5 in de H<sub>2</sub>O / ft de empaque según se pueda predecir de la figura 5.2. Los sistemas con tendencias a espumar deben de operar con caídas de presión más bajas (0.25 in H<sub>2</sub>O /ft empaque).

<sup>6</sup> Kohl, A, AIChE Journal, June, 1956.

#### 5.1.2.5 Espaciado entre platos.

Generalmente el espaciamiento entre platos se escoge con base a la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo de toda la columna; y se verifica para evitar cualquier inundación o arrastre excesivo. Para casos especiales, donde el número de etapas reales es grande el espaciamiento se convierte en una variable a optimizar pues tendrá gran influencia en el costo del equipo

Para un amplio intervalo en las condiciones de operación de las columnas de separación el espaciado usual entre platos es 610 mm (24 pulgadas), además de que facilita el mantenimiento.

#### 5.1.2.6 Temperatura y Presión.

Usualmente el único parámetro para el control de la temperatura en la absorbidora es la temperatura de la amina pobre, que debe estar entre 3 y 6 °C (5 y 10 °F) más caliente que la temperatura de entrada del gas amargo, previniendo de esta manera que hidrocarburos puedan condensarse y de esta manera promover la formación de espuma. Esto es particularmente importante cuando el gas de alimentación contiene más del 2% de hidrocarburos C<sub>2</sub>+ y más pesados. Gases de alimentación con concentraciones mayores al 10 % de C<sub>2</sub>+ y más pesados pueden requerir una diferencia de temperaturas mayor a los 6 °C.

En el caso del CO<sub>2</sub> y la MDEA, debido a que la reacción es cinéticamente controlada, mientras mayor sea la temperatura de la amina pobre mayor la velocidad de reacción hasta llegar aun límite donde la temperatura afecta mayormente a la solubilidad del CO<sub>2</sub> provocando que alrededor de los 57-60 °C (135 - 140 °F), la solubilidad y por tanto la absorción de CO<sub>2</sub> disminuya.

En el caso de la presión, está variable es fundamentalmente función de la presión de entrega del gas dulce. Como se mencionó antes, presiones elevadas favorecen el proceso de endulzamiento a base de aminas.

#### 5.1.2.7 Otras características de diseño<sup>7</sup>.

El factor de espumamiento normal para determinar el diámetro de la columna va de 0.75.a 0.80.

El factor de inundación recomendable es de 0.8.

<sup>7</sup> Nutter Tray Sizing Method, NUTter Engineering, 1990.

### 5.1.3 Acumulador de Amina Rica.

La función de este recipiente es la eliminar la solución de amina arrastrada en el gas dulce, ya sea por una operación normal o anormal. Su beneficio se observa cuando existe formación de espuma ya que es cuando más amina se arrastra. Este tanque puede ir acompañado de un enfriador de gas dulce si se requiere (ver 5.7). El tanque deberá estar instalado después de la salida de gas de la absorbedora si es que no hay enfriador, o después del enfriador si éste existe, para coleccionar agua condensada formada por evaporación durante el contacto de la solución de amina y el gas en la absorbedora.

La presión de operación del tanque está en función de la presión de operación de la absorbedora.

Si la especificación del gas requiere disminuir el tamaño de las partículas a menos de 0.1 micras, lo recomendable es usar después del tanque acumulador un filtro coalescedor líquido/gas.

El problema operacional más frecuente de este equipo es debido a un pobre diseño en la válvula de control de nivel. Esto ocurre debido a que la válvula es dimensionada para regresar un pequeño arrastre producto de la operación normal. ( para estas condiciones el tamaño normal de la válvula sería de 1 pulgada) Una válvula de una pulgada no podrá descargar un flujo de arrastre mayor, producto de la súbita formación de espuma en la columna, y de esta manera el tanque podrá inundarse y el solvente será arrastrado con el gas dulce. Una manera de evitar esto es la de incorporar dos válvulas de control de nivel, una para operación normal y la otra para casos de sobrecarga en el tanque.

### 5.1.4 Tanque Flash.

La función de este recipiente es la de eliminar hidrocarburos de la solución de amina (generalmente butanos y más pesados) que son absorbidos por la solución durante el contacto en la absorbedora. Dichos hidrocarburos tienden a dejar la fase líquida debido a la reducción de presión provocada en la amina que sale de la absorbedora.

El tanque flash puede o no ser parte del esquema de proceso, esto de acuerdo a si existen o no suficientes hidrocarburos que sean absorbidos en la amina. Si existen suficientes hidrocarburos que se desprenden de la amina y no se separan antes de enviar la solución de amina rumbo a la absorbedora se podrá presentar un flujo a dos fases, provocando mayores velocidades y mayor erosión en la tubería. Se recomienda instalar este tanque entre el cambiador de amina pobre/rica y la absorbedora. La presión de operación del tanque es función de la presión de operación del cambiador amina pobre/rica localizado corriente abajo, ya que cuando la amina rica se calienta el equilibrio de la reacción de absorción se desplazará hacia el lado

izquierdo y tenderán a desprenderse. Para evitar esto, el cambiador debe operar en el rango de 7 a 14 kg/cm<sup>2</sup>g (100 a 200 psia). Es un rango amplio pues depende la temperatura de amina que sale de la absorbidora y que varía de acuerdo a la cantidad de gas ácido absorbido, que es cuando se calienta la solución, por tanto el recipiente deberá trabajar a una presión mayor.

El tiempo de residencia recomendado para este tanque es de 10 a 15 min si el tanque se diseña para dos fases <sup>(21)</sup>. Sin embargo, dependiendo del riesgo de contaminación con hidrocarburos pesados, que en el caso de las refinerías es alto, se puede incrementar el tiempo de residencia entre 20 y 30 minutos<sup>(21)</sup>, la presión de operación debe disminuirse lo más posible y el diseño del tanque flash debe hacerse para manejar 3 fases.

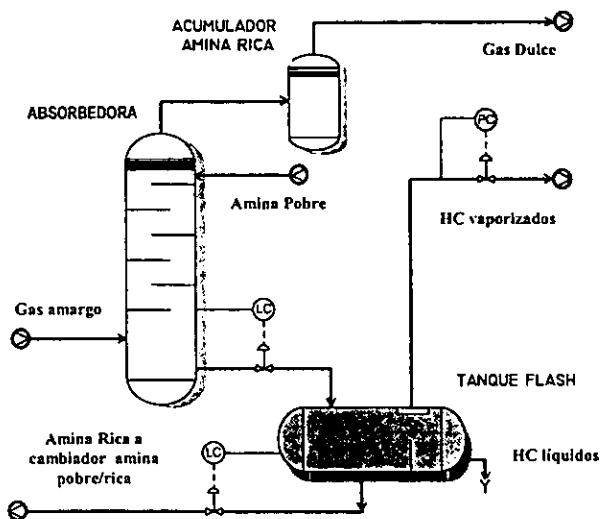


Fig. 5.3 Ubicación del Tanque Flash.

Los hidrocarburos desprenderidos deberán ser dirigidos preferencialmente a un cabezal de desfogues o unirse con el gas ácido que salga de la regeneradora, lo cual se recomienda si el gas ácido se dirige a una planta de recuperación de azufre pues los hidrocarburos en el horno de estas plantas ayudan a la formación de COS y CS<sub>2</sub>, disminuyendo la conversión de H<sub>2</sub>S a SO<sub>2</sub> pues el COS y el CS<sub>2</sub> son difíciles de reaccionar en los reactores de las plantas Claus. Los hidrocarburos arrastrados que no se vaporizan pueden formar otra fase líquida por lo cual es conveniente contar con una mampara que permita la separación de las dos fases y los hidrocarburos puedan ser enviados a una fosa de quemado o recuperación, dependiendo de los servicios auxiliares de que se disponga.

### 5.1.5 Filtro de Amina Rica.

Este filtro se recomienda principalmente en servicios donde sólo exista  $H_2S$ , aunque este concepto no es limitativo y su uso se ha generalizado como buena práctica para las plantas a base de aminas.. El objetivo de este filtro es el de eliminar los sólidos y partículas de sulfuro de hierro suspendidas, localizándolo después del tanque acumulador de amina rica.

Características principales de diseño:

- Para flujo total
- Tamaño de malla de 10 a 20 micras.
- Material del filtro: algodón virgen o polipropileno.

### 5.1.6 Intercambiador Amina Rica / Amina Pobre

Este cambiador sirve para conservar parte de la energía incorporada al proceso a través del rehervidor de la columna regeneradora, ya que la corriente caliente de amina pobre cede calor a la corriente fría de amina rica. La presión en este punto es clave para no tener problemas en la operación, debiendo ser suficiente para no permitir que exista desprendimiento de los gases antes de llegar a la válvula de control de nivel del tanque flash, la cual también reduce la presión, favoreciendo de esta manera al desprendimiento de los gases ácidos (Fig. 5.4).

Cuando el tanque flash no se incluye dentro del esquema de proceso, la válvula de control de la absorbidora deberá mantener la presión lo suficientemente elevada para evitar vaporización de gases en la solución de amina rica pero, al mismo tiempo, deberá reducir suficientemente la presión para no incrementar el costo del intercambiador (debido a una alta presión de operación). Así mismo, la caída de presión de la amina pobre en este cambiador debe mantenerse lo suficientemente baja para evitar que la amina pobre caliente se vaporice y se formen dos fases, es decir, que la presión de operación en el cambiador menos la caída de presión no iguale la presión de vapor de la solución y se mantenga siempre arriba.

La diferencia entre la temperatura de salida de la amina pobre y la temperatura de entrada de la amina rica usualmente se estima de  $22^{\circ}C(40^{\circ}F)$ . En adición, la temperatura de la amina rica no debe exceder los  $105^{\circ}C$  pues el exceso de calor que se pueda recuperar no contribuye a favor de la regeneración, por lo que no es recomendable exceder dicha temperatura.

## Características principales de diseño:

- La solución de amina rica debe ir por el lado de los tubos por que es más corrosiva que la amina pobre.
- La velocidad en los tubos debe estar en el rango de los 2 a 3 ft/s.
- El factor de incrustación para el lado de los tubos:  $0.003^8 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$ .
- Para el lado de la coraza:  $0.003 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$ .
- El arreglo de los tubos debe ser cuadrado preferentemente a  $90^\circ$  <sup>(25)</sup>.

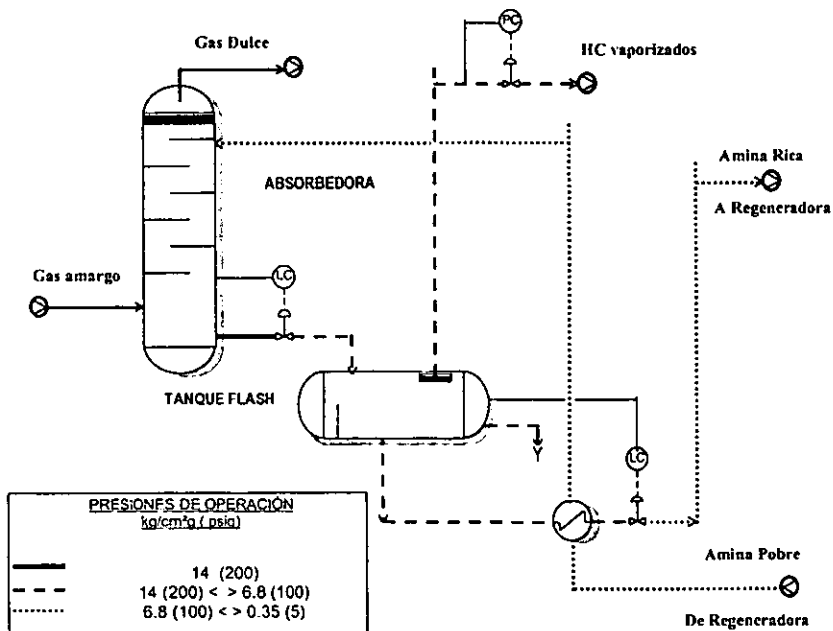


Fig. 5.4 Control de Presión en la Corriente de Amina Rica.

## 5.1.7 Enfriador de Amina Pobre.

Este equipo tiene la función de enfriar la solución de amina que se alimenta a la absorbedora hasta una temperatura normalmente entre  $38 - 54 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $100-130 \text{ }^\circ\text{F}$ ) para que se pueda llevar a acabo la absorción de los gases ácidos en la solución. Esta temperatura se ve limitada por la temperatura de gas amargo de entrada, ya que como se observó anteriormente, la amina pobre debe estar entre  $3 \text{ y } 6 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $5 \text{ y } 10 \text{ }^\circ\text{F}$ ) arriba de la temperatura del gas amargo.



El enfriador de amina es por medio del cual se controla la temperatura en la absorbidora . Si la solución de amina se requiere más caliente o más fría es este enfriador quien servirá para dicho fin.

Características principales de diseño:

- Para el agua de enfriamiento el factor de incrustación recomendado<sup>9</sup> es de:  $0.002 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$
- Para la amina pobre el factor de incrustación típico es de  $0.003 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$ <sup>8</sup>.
- El arreglo de los tubos debe ser cuadrado preferentemente a  $90^\circ$ <sup>(25)</sup>.

<sup>8</sup> Report F-2; *Final Report of the HTRI/TEMA joint committee to review the fouling section of TEMA standards*, HTRI, 1988.

<sup>9</sup> Report F-8; *Cooling Tower Water Fouling Summary*, HTRI, 1999.

## 5.2 SECCIÓN DE REGENERACIÓN.

### 5.2.1 Regeneradora de amina.

En este equipo se lleva a cabo la regeneración de la solución de amina al separar de ella los gases ácidos mediante el vapor que se desprende de hacer ebullición la solución de amina. Dicho vapor se enriquece de los componentes más volátiles del solvente que en la solución de amina es el agua. Algo de este vapor se condensa dentro de la columna cediendo el calor para la desorción del gas ácido y algo de calor sensible que aumente la temperatura de la solución. Debido a que el grueso de la desorción ocurre en los primeros platos de la columna esta condensación puede considerarse que ocurre en los platos inmediatos inferiores a la alimentación. Lo restante del vapor es recuperado en el condensador y regresado a la columna para controlar la concentración de solvente

#### 5.2.1.1 Características generales de la regeneradora.

Generalmente esta columna es de platos. Criterios similares que para la absorbidora pueden ser tomados para el diseño de la regeneradora por lo que a continuación se resumen los criterios generales:

- Separación entre platos: 610 mm.
- Tipo de internos : platos de válvulas.
- Eficiencia de platos: 50 - 60 %<sup>5</sup>.
- Tiempo de residencia típico: 4 segundos.
- Etapa de alimentación: 3ª. ó 4ª.

Usualmente, una relación de reflujo de 1 a 2 moles de agua por mol de gas ácido es adecuada<sup>(8)</sup>. En general, la MEA requiere operar con los valores más altos que la DEA y la DGA y la MDEA puede operar requiere aún con una menor relación.

Es preciso hacer notar que cuando el rehervidor es tipo kettle y el vapor generado es alimentado abajo del último plato de la columna se considera una etapa teórica más con una eficiencia del 100 %, lo mismo que para el condensador.

## 5.2.1.2 Temperatura y Presión.

La máxima temperatura de operación en el fondo de la torre debe estar debajo de 127°C(260 °F) para evitar la degradación de la amina. La temperatura de operación se controla por medio de la presión de operación de la columna, tomando la señal en el domo de la columna. Para no sobrepasar ese rango de temperatura en el rehervidor, la temperatura del medio de calentamiento no debe sobrepasar los 150 °C ( 300 °F). La presión al equilibrio de la solución de amina para no sobrepasar la temperatura de degradación oscila entre 0.56 y 0.7 kg/cm<sup>2</sup>g (8 y 10 psig).

Amina	Temp. Máxima de Proceso, °C (°F)	Temp. Máxima del Medio de Calentamiento, °C (°F)		Referencia
		Aceite de Calentamiento	Vapor	
Todas	124 (255)	---	149 (300)	Dupart et al., 1993
MEA	127 (260)	---	149 (300)	Dingman et al., 1996
MEA	121 (250)	---	149 (300)	Connors, 1958
MEA	127 (260)	---	141 (285)	Ballard, 1966
MEA / DEA	116 – 127 (240 – 260)	< 230 (< 250)	---	Ballard, 1986
MEA	---	188-227 (370-440)	---	Carlson et al, 1952
MEA	121 (250)	---	135 (275)	Hall & Polderman, 1960

*Nota: Los calentadores a fuego directo deben ser diseñados para mantener la temperatura de pared por debajo de 150°C (300 °F).*

Tabla 5.4 Temperaturas Máximas de Operación y del Medio de Calentamiento<sup>(21)</sup>.5.2.2.3 Otras características de diseño<sup>7</sup>.

El factor de espumamiento normal para diseño es de 0.85.

El factor de inundación de los platos recomendable es de 0.8.

## 5.2.3 Condensador de la Regeneradora.

El objetivo de este equipo es de proveer el reflujo necesario para la regeneradora. Este condensador debe ser diseñado para la recuperación total de agua que conjuntamente con el gas ácido son desprendidos de la regeneradora y además, subenfriar el agua hasta el rango de los 40-50 °C (100-120°F), dependiendo de las condiciones de que se disponga el medio de enfriamiento.

Lo cierto es que esa temperatura debe ser la menor posible para condensar lo más posible de agua, ya que una corriente de gas ácido que se envía a una planta de recuperación de azufre Claus debe estar lo más seca posible para evitar la corrosión rápida de la tubería y/o evitar que el agua envenene el catalizador de los reactores Claus.

Características principales de diseño:

- Para el agua de enfriamiento el factor de incrustación recomendado<sup>9</sup> es de:  $0.002 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$
- Para el gas ácido el factor de incrustación recomendado<sup>8</sup> es:  $0.002\text{-}0.003 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$ .
- El arreglo de los tubos debe ser cuadrado preferentemente a  $90^\circ(21)$ .

#### 5.2.4 Acumulador de Reflujo.

La función de este equipo es de separar el gas ácido del agua condensada y dar tiempo de balance para que el reflujo sea constante.

A salida del gas ácido de este tanque está colocada la válvula de control de presión de toda la sección de regeneración. La característica principal de esta válvula es que tiene que tener la menor caída de presión posible, ya que los reactores de la plantas recuperadoras de azufre trabajan a de 0.2 a 0.8 kg/cm<sup>2</sup>m (3 a 11 psig). Opcionalmente, a la salida de este separador se puede colocar un filtro coalescedor que retenga la cantidad de agua que se arrastre con el gas ácido. Otra opción puede ser trazar con vapor la línea para evitar la condensación.

El tiempo de residencia típico de éste tanque es de 10 min de líquido.

#### 5.2.5 Rehervidor de la Regeneradora.

Este equipo proporciona la carga térmica necesaria para llevar a cabo la regeneración de la amina, la cual se puede expresar como:

$$Q_{\text{rehervidor}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad 5-4$$

Donde:

$Q_1$ = calor sensible de la solución (de 92° a aprox. 120°C).

$Q_2$ =calor de reacción requerido para desplazar el equilibrio de la reacción de la amina con el gas ácido.

$Q_3$ =calor latente de vaporización del agua para convertir el agua de reflujo en vapor de agotamiento.

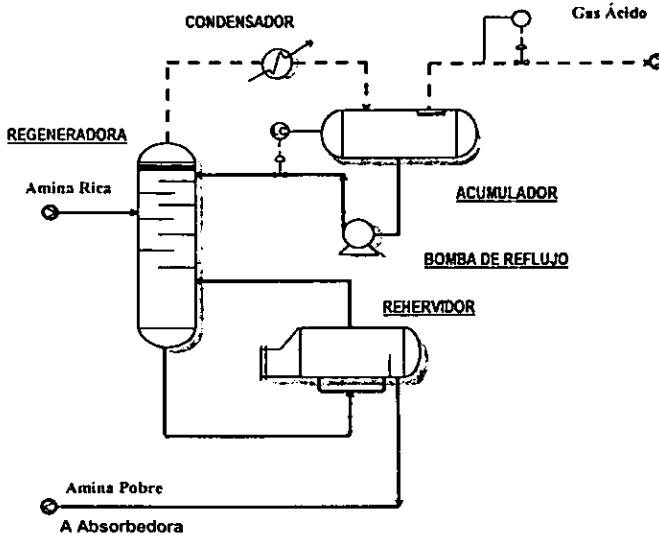


Fig. 5.6 Control de Presión en la Sección de Regeneración.

Se recomienda que la temperatura promedio de la amina no sobrepase los  $127^{\circ}\text{C}$  ( $260^{\circ}\text{F}$ ) para evitar su degradación. Así mismo, si se utiliza vapor (de 3.5 a 5.0  $\text{kg}/\text{cm}^2\text{g}$ ) o aceite como medio de calentamiento, se recomienda que no exceda los  $150^{\circ}\text{C}$  para disminuir los efectos de la corrosión. Si se utiliza un rehervidor calentado a fuego directo, la temperatura de la superficie de los tubos puede exceder fácilmente los  $170^{\circ}\text{C}$  ( $350^{\circ}\text{F}$ ). lo cual no debe suceder. En este tipo de rehervidores la circulación forzada se requiere para mantener temperatura de la pared entre  $150$  y  $175^{\circ}\text{C}$  ( $300 - 350^{\circ}\text{F}$ )<sup>9</sup>. Para no sobrepasar estas temperaturas el flux de calor recomendado debe ser menor a  $21,700 \text{ kcal}/\text{m}^2$  ( $8,000 \text{ BTU}/\text{ft}^2$ ).

La carga térmica del rehervidor se puede determinar inicialmente por medio de una relación de vapor de 1.1 lb de vapor por galón de solución, pero cambia de acuerdo a la concentración de  $\text{H}_2\text{S} / \text{CO}_2$  en la amina pobre, por lo que de acuerdo a la pureza que se requiera en el gas dulce ésta podrá ser mayor o menor..

El tipo de rehervidor más comúnmente usado es el tipo kettle por que tiene un amplio rango de operación, sin embargo, operando con relaciones de reflujo del orden de 1, la fracción vaporizada necesaria puede no exceder el 30 % del flujo y entonces se puede utilizar un rehervidor tipo termosifón horizontal que, generalmente, tiene un costo menor al kettle.

El haz de tubos debe soportarse para prevenir vibraciones ya que este servicio en particular posee problemas de vibración.

#### Características principales de diseño:

- Si es kettle, el tamaño del vertedero se recomienda 6" arriba del haz de tubos<sup>(44)</sup>.
- El arreglo de los tubos debe ser cuadrado preferentemente a 90°<sup>(44)</sup>.
- Para el vapor de agua el factor de incrustación recomendado<sup>10</sup> es de: 0.0005 hr ft<sup>2</sup> °F / BTU

#### 5.2.6 Purificador de Amina (Reclaimer).

Este equipo sirve para mantener constante la concentración de la amina activa y prevenir la acumulación de sales térmicamente estables y productos de degradación de las aminas. Comercialmente esto se puede hacer mediante destilación a vacío, destilación atmosférica, intercambio iónico y electrodiálisis. La destilación atmosférica sólo se utiliza para la MEA y la DGA (aminas primarias). La destilación a vacío se utiliza para las aminas secundarias y terciarias. La purificación de las aminas primarias se hace dentro de la operación normal de las plantas endulzadoras, mientras que para las aminas secundarias y terciarias esto se realiza fuera de operación normal.

La purificación de las aminas debe considerarse cuando la concentración de las sales estables al calor es mayor al 10 % de la concentración de la amina activa<sup>(21)</sup>.

El purificador de MEA es un sistema de destilación por lotes (batch) que se opera semicontinúo. El propósito es el de destilar el agua y la amina de la solución sucia, dejando atrás los sólidos arrastrados, sales térmicamente estables y otros productos que provoquen espumamiento y problemas de corrosión. El purificador opera en el rango de 0.5 al 2% de solución de amina pobre proveniente de la regeneradora. En el caso de las aminas secundarias y terciarias, los compuestos de degradación ebulen cercanos a la temperatura de ebullición de la solución de amina, lo cual hace difícil su separación en una destilación por lotes a presión atmosférica, por lo que regularmente se operan a vacío y fuera de la operación normal de la planta.

Se recomienda para estos equipos un flux de calor que no exceda 13,500 kcal/m<sup>2</sup> hr (5,000 Btu/ft<sup>2</sup>hr) para MEA. Para la DGA <se recomienda 21,700 kcal/m<sup>2</sup> hr (8,000 Btu/ft<sup>2</sup>hr) en tubos de acero al carbón y 32,500 kcal/m<sup>2</sup> hr (12,000 Btu/ft<sup>2</sup>hr) en tubos de acero inoxidable para la DGA.<sup>(43)</sup>

<sup>2</sup> Stewart, E.Lanning, R; Reduce amine plants solvent losses; Hidroc Proc, June, 1994.

<sup>10</sup> TEMA, Tubular Exchanger Manufacturers Association, 7th Ed, 1988

El nivel del espejo del líquido se recomienda de 15 cm (6 in) arriba del haz de tubos y el claro entre el haz de tubos y la coraza se recomienda de 15 a 20 cm (6 a 8 in). Se recomienda una línea de purga de 10 cm (4 in) debido a la viscosidad.

Para evitar estancamientos y que la solución contaminada regrese a la regeneradora, se recomienda que la parte superior del purificador esté alineada con la línea de centros del rehervidor. El tiempo de residencia se recomienda de 50 a 100 min.

### 5.2.7 Filtro de Carbón Activado.

En general, el filtro de carbón activado se recomienda en todas las aminas, pero sobre todo en las aminas secundarias y terciarias pues no pueden ser purificadas como las aminas primarias. El objetivo de este filtro es prevenir el espumamiento y pérdidas en la amina, adsorbiendo contaminantes solubles que son agentes surfactantes de la solución de amina circulante. La localización depende de la temperatura de la corriente y el tipo de contaminante. La temperatura afecta la solubilidad y la adsorción, por lo que la mejor localización es en la corriente más fría, donde los surfactantes son más activos pero menos solubles, es decir, en la corriente de amina pobre, después del enfriador de amina y antes de la absorbidora. Además, en este sitio el mantenimiento es más seguro porque el  $H_2S$  no está presente en concentraciones letales (ver fig 5.7.a)

Para prevenir el arrastre de pequeñas partículas de carbón activado se debe colocar un filtro de cartucho a la salida del filtro de carbón activado y para evitar que partículas como óxido y sulfuro de hierro afecten al filtro de carbón, debe instalarse un filtro tipo cartucho antes de pasar por el filtro de carbón activado. Filtros cartucho o de bolsas, antes y después del filtro de carbón, son aceptables en flujos pequeños (hasta 1000 gpm normalmente). Operacionalmente, filtros grandes de estos tipos presentan problemas cuando hay que cambiar el cartucho o la bolsa, por lo que se pueden usar filtros cartucho retrolavables, que se caracterizan por tener una malla resistente, regularmente, hecha de alguna aleación metálica.

Para retener la mayor cantidad posible de contaminantes es necesario un régimen de flujo adecuado. Si la velocidad de flujo es alta, la eficiencia de adsorción disminuye. Si el flujo es lento se requiere una mayor área, por lo cual se requiere un recipiente más grande y por lo tanto un mayor costo de instalación.

No todos los carbones activados son iguales, depende del tamaño del poro su capacidad para adsorber productos de degradación de aminas o hidrocarburos. El tipo de carbón a escoger dependerá entonces de lo que se espera en mayor cantidad. Un tamaño de malla de 8 x 30 es adecuado para la mayor parte de las plantas de aminas.

Las principales recomendaciones para el diseño del filtro son: una velocidad a través del filtro de 4 gal/min por pie cuadrado de superficie, una altura de cama de 3 m (10 ft) y un tiempo de contacto de 20 minutos, con un flujo del 10 al 20 % del flujo total de solución de amina a través del filtro. Para carbones de 5 x 7 o 4 x 10 mesh se puede diseñar con un flujo de 10 gpm/ft<sup>2</sup> y una altura de cama mínima de 1.5 m (5 ft)<sup>(14)</sup>.

Si es posible, se debe generar un vacío en filtro de carbón para extraer el gas adsorbido durante la carga y de esta manera aumentar el área efectiva de contacto. Si es no es práctico generar vacío, se puede retrolavar con agua limpia caliente para remover el particulado fino y desplazar el gas atrapado.

La regeneración del carbón más sencilla es con vapor, el cual evaporará gran parte de los contaminantes pero en casi todos los casos el carbón no es regenerado totalmente ya que el vapor, no elimina eficazmente contaminantes con altos puntos de ebullición. Cuando se regenera con vapor el tiempo de vida media es de 4 meses antes del primer ciclo, 7 semanas después del segundo ciclo y 3 ó 4 semanas después del tercer ciclo. Sin embargo, se puede regenerar con vapor siempre y cuando se caliente hasta 260 °C (500 °F).

Para filtros de 8 x 30 mesh<sup>11</sup> usualmente se reemplaza el carbón cuando la caída de presión es mayor a 2 kg/cm<sup>2</sup> (30 psi). Para filtros de carbón de 4 x 10 mesh se permite una caída de presión de 2.8 kg/cm<sup>2</sup> (40 psi).

Aún cuando la mejor localización de este servicio parece ser corriente abajo del enfriador de amina pobre, en sistemas utilizando DEA, MDEA o mezclas de MDEA la mejor localización puede ser después del tanque flash, antes del cambiador de amina rica - amina pobre. Los productos de degradación de estas aminas pueden disolver la capa de sulfuro de hierro formando quelatos de hierro que pueden reaccionar con el H<sub>2</sub>S gaseoso en la absorbidora y formar partículas de sulfuro de hierro insolubles lo cual puede provocar taponamientos. De esta manera, localizando el filtro de carbón o un filtro mecánico en la corriente de amina rica se puede minimizar problemas de taponamientos en el cambiador amina rica - amina pobre y la regeneradora (ver fig. 5.7.b).

<sup>11</sup> tamaño de malla, que es el número de aberturas por pulgada lineal apartir del centro de cualquier alambre.



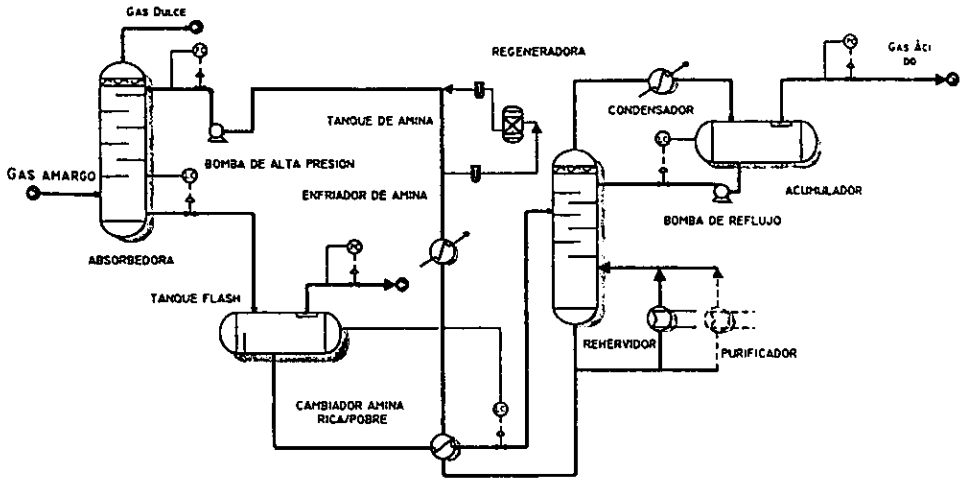


Fig. 5.7.a. Filtro de Carbón activado en Corriente de Amina Pobre.

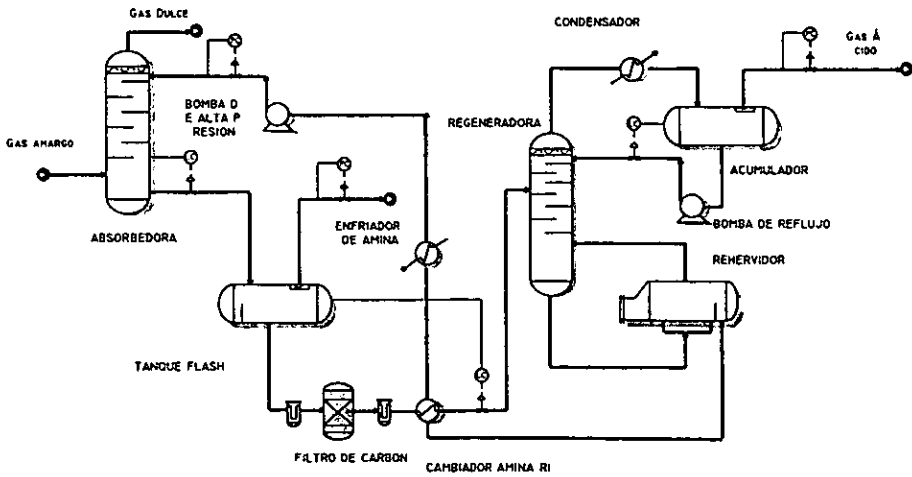


Fig. 5.7.b. Filtro de Carbón activado en Corriente de Amina Rica.

### 5.3 SECCIÓN DE REPOSICIÓN DE AMINA.

#### 5.3.1 Tanque de Almacenamiento de Amina.

Como su nombre lo indica sirve para almacenar la amina necesaria para reposición que se degrada y/o que se arrastra y como almacén si se requiere vaciar la planta.

A este tanque se le requiere proteger contra el oxígeno atmosférico pues reacciona con la amina produciendo ácidos carboxílicos, para lo cual puede, dependiendo de los servicios auxiliares disponibles, mantenerse un sello de nitrógeno en el espacio libre del tanque o agregar querosina en cantidad suficiente para crear una fase líquida de al menos 6" para que sea perceptible en una mirilla de nivel.

La capacidad de este tanque está en función del flujo de amina circulante. Deberá ser capaz de contener una carga total de solución de amina en caso de que sea necesario vaciar toda la planta por mantenimiento mayor.

#### 5.3.2. Bomba de Reposición de Amina.

Esta bomba tiene la función de reponer la amina perdida ya sea por arrastre, vaporización, degradación o fugas. Como se mencionó (ver 4.6), las pérdidas normales promedio son de 3 lb de amina / MMSCFD. Otra función de esta bomba es para la carga de amina al sistema en el arranque y vaciado de la fosa de amina. Esta función es la más demandante y es la que define la capacidad de la bomba. Esto se puede hacer dividiendo el volumen que se desea cargar entre el tiempo de carga. Para fines prácticos se puede definir el tiempo de carga de 8 horas máximo (duración de un turno laboral).

#### 5.3.3 Fosa de Amina.

La fosa sirve para la preparación de la solución de amina para reposición del sistema y para coleccionar amina de los drenes de los equipos. La capacidad de la fosa deberá ser suficiente para contener el derrame de la amina.

#### 5.3.4 Dosificación de Antiespumante.

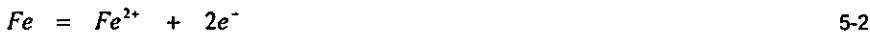
El propósito de este sistema es la dosificación de antiespumante, cuando el sistema lo requiera, para evitar la formación de espuma dentro de la columna absorbadora. El punto de inyección que debe considerarse es en la succión de la bomba de alta presión que envía la amina al domo de la absorbadora, después del filtro de carbón activado, pues es en esta columna donde se presenta mayor tendencia al espumamiento.

Las cantidad típica requerida de antiespumante variará de acuerdo al tipo de amina que se requiera y al grado de espumamiento que se observe, por lo que quizá su operación sea variable. Sin embargo, se menciona en la literatura rangos de 10 a 100 ppm<sup>(21)</sup>.

El sistema puede constar de un tanque de día, una bomba dosificadora y un agitador portátil (no es necesario tener uno dedicado para tal propósito).

### 5.3.5 Dosificación de Inhibidor de Corrosión.

Los inhibidores de corrosión son clasificados comúnmente como inhibidores catódicos si inhibe la reacción 5-1 o anódicos si inhiben la reacción 5-2:



Este tipo de inhibidores son normalmente adsorbidos en el metal corroído. Son recomendados normalmente compuestos a base de otro tipo de aminas, otros a base de arsénico y antimonio, pero ninguno ha tenido éxito comercial en unidades de aminas.

Los pasivadores oxidantes, agentes oxidantes más fuertes que el catión  $H^+$ , trabajan cambiando el potencial del acero a un valor más positivo donde la reacción 5-3 no se lleva a cabo. Sin embargo, estos compuestos convierten el hierro de la superficie en óxido férrico que se adhiere y protege la superficie del metal, pero sólo son efectivos cuando se trabajan en plantas con MEA y sin presencia de  $H_2S$ .

En condiciones normales de operación y con adecuado mantenimiento, los efectos de la corrosión en plantas endulzadoras deben esperarse no muy grandes si la velocidades en la solución no son muy altas ya que el  $H_2S$  presente en la solución podrá reaccionar con acero para formar una capa de hierro negro que

lo inhibirá de corrosión sucesiva. Sin embargo, cuando se han presentado síntomas de corrosión excesiva es necesario aplicar un inhibidor de corrosión.

Este sistema de dosificación puede componerse de los mismos elementos que el de dosificación de antiespumante.

## 6. CASO DE ESTUDIO

### 6.1 OBJETIVO DEL CASO DE ESTUDIO.

Con el caso de estudio se pretende mostrar la aplicación de los criterios de diseño mencionados a lo largo del trabajo para la elaboración del balance de materia y energía de una planta de purificación de gas combustible de acuerdo con los datos siguientes con un solvente a base de aminas. En este caso el cliente propone DEA, sin embargo, ya que no tiene ninguna predilección se evaluará la utilización de MDEA. La concentración para el caso de la DEA no está definida.

### 6.2 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LA PLANTA (INFORMACIÓN PROPORCIONADA POR EL CLIENTE).

#### 6.2.1. Composición del gas amargo.

Componentes	% mol
Nitrógeno	0.3620
CO <sub>2</sub>	3.4160
H <sub>2</sub> S	2.1760
Agua	0.1040
Metano	66.6380
Etano	15.6570
Propano	7.9700
Isobutano	0.8210
n- Butano	1.9610
Isopentano	0.4050
n-Pentano	0.3360
Hexano y más pesados	0.1540
Total	100

#### 6.2.2 Capacidad de la planta.

• Mínima	50	MMSCFD
• Normal	100	MMSCFD
• Máxima	105	MMSCFD

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

## 6.2.3 Especificaciones de los productos.

- a. Contenido de H<sub>2</sub>S en el producto = 4 ppm max. en volumen.
- b. Contenido de CO<sub>2</sub> en el producto = 1000 ppm máx. en volumen.
- c. Contenido de agua en el producto = saturado.

## 6.2.4 Alimentación a limite de batería.

Origen	Producto	Presión (kg/cm <sup>2</sup> m)	Temperatura (°C)
		Máx. / Norm. / Mín.	Máx. / Norm. / Mín.
Descarga de compresor	Gas amargo	88 / 85 / 74	58 / 54 / 42

## 6.2.5 Condiciones del producto en límites de batería.

Destino	Producto	Presión (kg/cm <sup>2</sup> m)	Temperatura (°C)
		Máx. / Norm. / Mín.	Máx. / Norm. / Mín.
A secadora de gas (para después enviarse a turbina de gas)	Gas dulce húmedo	80 / 76 / 74	64 / 60 / 48

## 6.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.

## 6.3.1.Generalidades.

El balance de materia y energía se llevó a cabo usando el simulador HYSYS y un módulo específico del simulador para el cálculo de propiedades de las aminas. Dicho módulo se basa en modelos termodinámicos desarrollados por D.B. Robinson<sup>(22)</sup>.

Para generar en balance de materia y energía son necesarios estimados de ciertas variables del proceso las cuales a continuación se establece como se pueden obtener.

## 6.3.2 Flujo de solución de amina.

Analizando la composición del gas amargo podemos concluir lo siguiente:

- a. No hay COS en el gas de alimentación por lo que si se puede utilizar MEA.

- b. La presión de alimentación es alta y la concentración de H<sub>2</sub>S a la salida es casi cero. Esto favorece a la DEA y, como la concentración de CO<sub>2</sub> en el producto no es rigurosa la opción de utilizar MDEA se puede analizar, ya que se ha establecido que los costos de operación de la MDEA respecto de la DEA y MEA son menores (ver 4.2).
- c. Para estimar el flujo de amina requerida supondremos que todo el H<sub>2</sub>S contenido en el gas de entrada será removido. Usando la fórmula:

$$GPM_{AMINA} = \frac{0.206 \times MM \times (H_2S + CO_2) \text{ MWt}}{ML \times ML} \quad 6.1$$

$$m^3/hr_{AMINA} = \frac{0.907 \times MM \times (H_2S + CO_2) \text{ MWt}}{ML \times ML} \quad 6.1a$$

Donde:

- MM = flujo de gas de alimentación [MMSCFD]/10]  
 H<sub>2</sub>S = % mol de H<sub>2</sub>S a ser removido.  
 CO<sub>2</sub> = % mol de CO<sub>2</sub> a ser removido.  
 MWT = peso mol de la amina.  
 ML = carga en la amina rica, moles de gas ácido / mol.  
 WT = % en peso de amina

Del punto 6.1.2 obtenemos que la capacidad de la planta es de 105 MMSCFD.

Del punto 6.1.1 tenemos que el % mol de H<sub>2</sub>S = 2.1760 y % mol CO<sub>2</sub> = 3.4260.

Utilizando DEA; su peso molecular = 105.14 g/mol (Tabla 3.1).

De la tabla 4.4 escogemos la carga máxima de gas ácido en la amina rica = 0.4. (tomando en cuenta que estamos trabajando a alta presión).

Y de la tabla 4.2 escogeremos arbitrariamente 25 % peso de DEA como como valor inicial para la concentración de amina.

$$GPM_{AMINA} = \frac{0.206 \times 1.05 \times (2.1760 + 3.4160) \times 105}{0.4 \times 0.25} = 1270 \text{ gpm}$$

### 6.3.3 Geometría de la absorbidora.

Para aprovechar adecuadamente el módulo de aminas del simulador HYSYS es necesario determinar una geometría preliminar de los platos de la columna para que se pueda calcular la eficiencia de cada etapa. El



proporcionar la geometría permite involucrar el efecto del tiempo de residencia y como consecuencia aprovechar el modelo que involucra la cinética de la reacción.

Para definir una geometría preliminar adecuada lo más conveniente es utilizar programas de compañías fabricantes de platos e internos de columnas. En nuestro caso utilizaremos el programa de la compañía Nutter. Detalles del dimensionamiento se pueden revisar en la información técnica citada.

NUTTER ENGINEERING - 162 PASS TRAY RATING PROGRAM					
***** Version 2.1 *****					
Nutter Engineering		Project	Teels		
P.O. Box 100180		Service	Absorbedora		
Tulsa, Ok 74170		Item	D-199		
Tele: 1-800-331-4442		Date	09-Sep	1999	
-----					
VAPOR	lb/h	271846	VAPOR	ACTD	18.60
	lb/ft <sup>2</sup>	4.0600		Vload/ACT	0.178
LIQUID	lb/h	847700	LIQUID	GPM	1149.77
	lb/ft <sup>2</sup>	61.600		gpm/in	4.87
	dyne/cm	60.000			
	cp	0.100	Tower Area,	ft <sup>2</sup>	30.265
Foam Factor		0.750	Bubble Area,	ft <sup>2</sup>	2.32
Frother/Sec Time, s		4.500	Valve Density,	#/ft <sup>2</sup>	6.1
			Slot Area,	ft <sup>2</sup>	1.991
					14.5
Tower Diameter		96.000	Jet Flood		15
Tray Spacing		24.000	System Limit		14
No. Passes		2	Blowing Flood		12
Valve Type		1 HSP			
Valve		165	DC Hydraulics, in	hg	1.1
Valve Lift		0.5000		Side	inches
Deck Thickness		0.1525	Dry Drop		0.02
			Clr liq Hgt		0.25
DC Dimensions	Side	Center	Tray Pres Drop		0.07
DC Inlet Width	16.000	16.000	Inlet Head		4.96
Area, ft <sup>2</sup>	5.31	10.62	DC Head Loss		0.79
Area, ft	11.64	21.14	DC Stack-up		6.10
Weir Length	71.55	94.66	DC Stack-up Limit		1054
DC Outlet Width	16.000	16.000	DC Inlet Velocity, ft/s		0.266
Area, ft <sup>2</sup>	5.31	10.62	Actual Velocity -	0.25	344
Area, ft	11.64	21.14	% Allowable		354
Clearance	1.500	1.500	DC Res Time Limit		774
Inlet Weir Hgt	2.000	2.000			801
Outlet Weir Hgt	2.000	2.000	Dry Drop, in H <sub>2</sub> O		0.33
Radius Tips:1=Yes	1	1	Tray Pressure Drop,		0.63
Seal Pans: 1=Yes	0	0		mm Hg	

Note : All dimensions are in inches.

Consideraciones para determinar la geometría:

a) Flujo de gas de entrada	= 271846	[lb/h].
b) Densidad del gas	= 4.06	[lb/ft <sup>3</sup> ].
c) Flujo de sol. de amina	= 647700	[lb/h].(ver 6.3.2)
d) Densidad de la solución	= 63.6	[lb/ft <sup>3</sup> ].
e) Tensión superficial	= 60	[dinas / cm <sup>2</sup> ] .
f) Viscosidad	= 0.1	[cP].
g) Factor de espumamiento	= 0.75	(ver 5.1.2.7).
h) Tiempo de residencia	= 4.5	[seg] (ver 5.1.2.5).
i) Espaciamiento entre platos	= 24	[in] (ver 5.1.2.2).
j) No. de Pasos	= 2	De referencia (15).
k) Tipo de válvulas	= 1	Convencionales, referencia (15).
l) Levantamiento de válvulas	= 0.5	[in] (También puede ser 0.3125, 0.375, 0.4375)

Los parámetros límites que marca Nutter son:

Concepto	Práctica Normal	Máximo para Diseño
Inundación en el plato (Jet flood)	80 %	90%
Velocidad límite de acuerdo a la ley de stokes (System limit)	< 90%	100 %
Inundación por régimen de esparado (Blowing Flood)	80 %	90 %
Inundación máxima en la bajante (Downcomer stack-up liquid)	80 %	90 %
Veloc. de entrada a la bajante (Downcomer inlet velocity )	80 %	100 %
Tiempo de residencia en bajante(Downcomer residence time)	80 %	100 %

Para mayor explicación en los conceptos referirse a bibliografía (15) y (32).

#### 6.3.4 Carga Térmica Estimada para el Rehervidor.

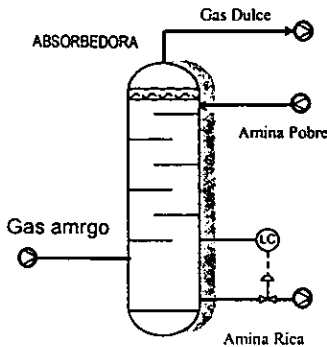
Para estimar la carga térmica inicial del rehervidor podemos utilizar la relación de 1.1 lb vapor/gal de solución (ver 5.2.5).

$$\begin{aligned} \text{Flujo de vapor al rehervidor} &= \frac{1.1 \text{ lb vapor}}{\text{gal de solución}} \times \frac{1270 \text{ gal}}{\text{min}} = \frac{1397 \text{ lb}}{\text{min}} = \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \\ &= 83,830 \text{ lb/hr de vapor} \end{aligned}$$

Considerando que el suministro de vapor es saturado a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> m, su entalpía (de tablas) = 924 BTU/lb.

$$\text{Carga Térmica del rehervidor} = \frac{924 \text{ BTU}}{\text{lb vapor}} \times \frac{83820 \text{ lb vapor}}{\text{hr}} = 92,202,000 \text{ BTU/hr} = 23.2 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

### 6.3.5 Temperatura de amina pobre.



Para determinar la temperatura de la amina pobre se considera que debe estar entre 3 y 6 °C arriba de la temperatura de gas amargo (4.10.3 y 5.1.2.6). De ahí:

$$\begin{aligned} T_{\text{amina pobre}} &= T_{\text{gas amargo}} + 6 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 54 \text{ } ^\circ\text{C} + 6 \text{ } ^\circ\text{C} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Se considera que con 6 °C (10 °F) es la operación será más segura en cuanto a que habrá menor riesgo de que se

condensen hidrocarburos.

### 6.3.6 Temperatura de amina rica.

La temperatura de amina rica a la salida del cambiador amina rica-pobre puede estar entre los 82 a 93 °C. Consideraremos 93 °C por ser la mayor, lo que para diseño es más conveniente por que el área del cambiador será mayor que si se especificara con 83°C. (ver 5.1.6)

### 6.3.7 Temperatura del domo de la regeneradora.

Esta temperatura es función del medio de enfriamiento de que se disponga. Para casos como este, el medio de enfriamiento puede ser aire o agua. Si es agua de enfriamiento, la temperatura del domo es conveniente considerarla mínimo 10°C arriba de la temperatura de suministro de agua. Si es aire el medio de enfriamiento es conveniente considerar 10°C por arriba de la temperatura máxima promedio ambiente.

Para nuestro caso la  $T_{\text{agua de enfriamiento}} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$ ;  $T_{\text{domo}} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

### 6.3.8 Etapas reales de la absorbedora.

Para iniciar se pueden considerar 20 etapas reales (5.1.2.4).

### 6.3.9 Etapas reales de la regeneradora.

Para iniciar se pueden considerar 20 etapas reales.

### 6.3.10 Presión estimada del domo de la regeneradora.

Considerar 10 lb/in<sup>2</sup> arriba de la presión atmosférica. Esta presión se tiene que verificar una vez hecha la simulación pues al equilibrio, la temperatura del fondo de la regeneradora no debe sobrepasar los 127°C.

### 6.3.11 Presión estimada en el fondo de la regeneradora.

Considerar la presión del domo (6.2.10) más 5 libras. Esto es equivalente a la caída de presión de los 20 platos normales que se consideran en la regeneradora. Normalmente por plato se consideran 0.25 lb/in<sup>2</sup> (0.5 inHg).

### 6.3.12 Flujo de vapor estimado por el domo.

Los vapores del domo se forman de gas ácido más vapor de agua. Un estimado inicial para este valor es que, como mínimo, todo el gas ácido sale por el domo.

$$\text{Flujo molar} = \frac{\text{masa}}{\text{peso molec.}}$$

$$\text{Masa de gas amargo} = \frac{P \times PM \times V}{R T} = \frac{1 \text{ atm} \times 23.516 \text{ g/mol} \times 123,886 \times 10^3 \text{ lt/hr}}{0.082 \times 288.5 \text{ K}} = 123,147,819 \text{ g/mol}$$

$$\text{Flujo molar de gas amargo} = 1,2314 \times 10^5 \text{ kg/hr} \times 0.023516 \text{ kg/mol} = 5236 \text{ kg/mol de gas amargo.}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo de gas ácido} &= \text{Frac. mol de H}_2\text{S+CO}_2 \times \text{flujo molar de gas amargo.} \\ &= (3.4160+2.1760) \times 5236 = 292.8 \text{ kg/mol.} \end{aligned}$$

#### 6.4. AJUSTES EN LA SIMULACION.

Una vez especificadas y estimadas las variables requeridas por el simulador de acuerdo con el punto 6.3 se hace necesario ajustar ciertas variables para obtener unas mejores condiciones de diseño:

1. La presión en el domo de la regeneradora.
2. El flujo de amina rica
3. La carga térmica del rehervidor.
4. La relación de reflujo.

En este ejercicio también se varió la concentración y el tipo de amina; al cambiar el tipo y la concentración varió el flujo de amina requerida y se disminuyó hasta permitir la carga máxima de gas ácido en la corriente de amina rica. También se ajustaron las relaciones de reflujo para permitir la adecuada regeneración de la amina y que la carga de gas ácido estuviera por debajo de los límites máximos permitidos en la amina pobre.

En el anexo se encuentran los resultados finales para cada una de las simulaciones realizadas.

#### 6.5 RESULTADOS.

En la Tabla 6.1 están tabuladas las condiciones de diseño producto de la simulación del proceso de purificación de gas a base de aminas para 4 diferentes casos. En los primeros 3 se utilizó DEA como solvente y en el cuarto MDEA. En los primeros 3 se varió la concentración de DEA del 20 al 30% en peso. Para la MDEA únicamente se utilizó al 50%.

En los cuatro casos se cumplen los criterios de diseño expuestos a lo largo de este trabajo y se cumplen las especificaciones de gas dulce establecidas en el caso de estudio. Se puede observar que los valores para el flujo de amina son más elevados que los estimados, por que de otra manera no se cumplen los criterios de concentración de gas ácido tanto en la amina rica como en la amina pobre (Tabla 6.1, renglones 54 y 62). Se observa que conforme la concentración DEA aumenta (renglón 16), el flujo requerido de amina disminuye (renglón 17).

En cuanto a la carga térmica del rehervidor (renglón 38), ésta disminuye conforme aumenta la concentración para un valor de reflujo fijo, ya que si varía el reflujo la carga variará en el mismo sentido.

Tabla 6.1 Tabla de Resultados

Amina alimentada	Caso 1 DEA	Caso 2 DEA	Caso 3 DEA	Caso 4 MDEA
1 Gas Alimentado	105	105	105	105
2 MMSCFD	1.232E+05	1.232E+05	1.232E+05	1.232E+05
3 Flujo	kg/hr	3.4160	3.4160	3.4160
4 CO <sub>2</sub>	% vol	2.1760	2.1760	2.1760
5 H <sub>2</sub> S	% vol			
6				
7 Absorbadora				
8				
9 # de Platos (etapas reales)	20	20	20	20
10 Temp. entrada gas	°C	54	54	54
11 Temp. entrada amina pobre	°C	60	60	60
12 Temp. salida gas	°C	60	60	61
13 Temp. salida amina rica	°C	76.2	74.8	81.7
14 Presión gas de entrada	kg/cm <sup>2</sup> g	74	74	74
15 Densidad prom. gase de entrada	kg/m <sup>3</sup>	80.81	80.81	80.81
16 Concentración amina	% peso	20%	25%	30%
17 Flujo de amina	m <sup>3</sup> /hr	390	320	280
18 Eficiencias	H <sub>2</sub> S / CO <sub>2</sub>	60 % @ 20 35 % @ 18	60 % @ 20 35 % @ 18	59 % @ 20 36.4 % @ 18
19 Plato Superior		51%	34%	53%
20 Plato Inferior		60%	33.5%	59%
21 Gas dulce	ppm H <sub>2</sub> S	0.7	0.5	0.4
22	ppm CO <sub>2</sub>	93	101	107
23				
24 Regeneradora				
25				
26 Temp. de Alimentación	°C	93	93	95
27 Temp del Condensador	°C	50	50	50
28 Relación de reflujo		2.23	2.32	2.22
29 Presión Domo	kg/cm <sup>2</sup> g	2	2	2
30 Presión Fondo	kg/cm <sup>2</sup> g	2.3	2.3	2.2
31 Carga Térmica Condensador	kcal/hr	7.690E+06	7.642E+06	7.496E+06
	MW	8.932E+06	9.298E+06	8.898E+06
	Pot. Solaire kW	56.4	58.8	56.4
		28.2	29.4	28.2
				54.4
				27.2

Tabla 6.1 Tabla de Resultados

Amina alimentada		Caso 1 DEA	Caso 2 DEA	Caso 3 DEA	Caso 4 MDEA
33	Rehervidor				
34	Temperatura del rehervidor, °C	125	125	126	126
35	Vapor libgal amina	1.04	1.17	1.22	1.72
36	Vapor @ 3.5 kg/cm <sup>2</sup> a, 138°C	4.864E+04	4.475E+04	4.086E+04	3.308E+04
37	Carga Térmica, kcal/hr	2.500E+07	2.300E+07	2.100E+07	1.700E+07
38					
39	Enfriador de Amina Pobre				
40	Carga Térmica, kcal/hr	1.732E+07	1.485E+07	1.312E+07	9.074E+06
41					
42					
43					
44	Características en la Amina				
45	Amina Rica				
46	Flujo Total, kgmol/hr	18250	14360	11830	5195
47	Amina, kgmol/hr	771.7664	775.2088	1737.000	1506.6907
48	H <sub>2</sub> S, kgmol/hr	115.9950	115.3374	253.336	251.1852
49	CO <sub>2</sub> , kgmol/hr	187.5443	187.3339	413.259	407.7098
50	Carga de H <sub>2</sub> S / @ amina rica, kgmol Amina	0.1503	0.1488	0.1458	0.1667
51	Carga de CO <sub>2</sub> / @ amina rica, kgmol Amina	0.2430	0.2417	0.2379	0.2706
52					
53	Carga Total @ Amina Rica	0.3933	0.3904	0.3838	0.4373
54					
55	Amina Pobre				
56	H <sub>2</sub> S, kgmol/hr	2.1991	1.5408	2.4587	0.3055
57	CO <sub>2</sub> , kgmol/hr	8.9422	8.7356	19.5285	14.1062
58	Carga de H <sub>2</sub> S / @ amina pobre, kgmol Amina	0.0028	0.0020	0.0014	0.0002
59	Carga de CO <sub>2</sub> / @ amina pobre, kgmol Amina	0.0116	0.0113	0.0112	0.0094
60					
61	Carga Total @ Amina Pobre	0.0144	0.0133	0.0127	0.0096
62					

**Tabla 6.2 Consumo Estimado de Servicios Auxiliares**

Tsg	Servicio	Agua de Enfriamiento m <sup>3</sup> /hr				Vapor kg/hr				Energía kW-hr			
		Caso 1 DEA 75 %	Caso 2 DEA 75 %	Caso 3 DEA 50%	Caso 4 MOEA 50%	Caso 1 DEA 75 %	Caso 2 DEA 75 %	Caso 3 DEA 50%	Caso 4 MOEA 50%	Caso 1 DEA 75 %	Caso 2 DEA 75 %	Caso 3 DEA 50%	Caso 4 MOEA 50%
E - 101	Condensador de la Regeneradora	763	793.9	764.2	749.6	40642	44750	40659	33076	56.4	58.8	56.4	54.4
E - 102	Rehervidor de la Regeneradora	1732	1465	1312	907.4					122	103	87.4	96.9
E - 103	Enfriador de Amina Pobre									178.4	161.0	143.8	111.3
	Subtotal												
	Equipo Rotatorio												
P - 100	Bomba de Alimentación a la Regeneradora									66.4	53.8	59.4	28.8
P - 101	Bomba de Amina Pobre									2.6	2.8	2.8	2.8
P - 102	Bomba de Reflujo									89.2	56.6	53.2	31.6
	Subtotal									247.6	218.4	197	142.9
	Total	2500	2284.5	2078.2	1657	48642	44750	40659	33076	247.6	218.4	197	142.9
	Costo total del servicio: \$/hr					200.695	194.817	188.746	136.604	5.834	5.109	4.541	3.515
	Costo del servicio: \$/hr sobrecoste	1.377	1.258	1.143	0.912					2.185	1.787	1.650	0.998
	Costo total del servicio: \$/ano (350 días)									47323	43920	39145	29524
	Costo anual del servicio: \$/ano (350 días) sobrecoste	11564	10567	9604	7665	1837462	1552465	1417465	1147474	18356	15014	14112	8382
	Costo anual del servicio: \$/ano (350 días) bombas												

Sumario de Costo Estimado	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
Costo Total Anual de Operación / agua de enfriam.	\$ 1,717,383	\$ 1,578,046	\$ 1,441,184	\$ 1,103,521
Costo Total Anual de Operación / sobrecoste	\$ 1,733,142	\$ 1,610,339	\$ 1,469,723	\$ 1,105,381

1. Para el consumo estimado de enfriamiento se definió una ΔT de agua de enfriamiento de 10°C.
2. Para el vapor del rehervidor se consideró una λ a 92% que corresponde a el calor de vaporización @ 3.5 kg/cm<sup>2</sup>.
3. El consumo de electricidad del enfriador y condensador es tomado en cuenta que pudieran ser sobrecoste.
4. Costos de servicios sueltos:

Vapor	\$/kg	0.0041
Agua	\$/m <sup>3</sup>	0.0008
Energía	\$/kW-hr	0.0316



### 6.6 CONCLUSIONES DEL CASO DE ESTUDIO.

En los cuatro casos se puede observar que casi todas las variables se mantuvieron casi en los mismos valores. Bajo estas condiciones se observa una disminución del consumo de los servicios auxiliares usando MDEA. Esto es efecto directo de la disminución de flujo de amina (pues se puede manejar a mayor concentración) y se refleja en un menor consumo de energía eléctrica para bombeo así como un menor consumo de vapor en el rehedidor

Con MDEA existe la ventaja de que se puede disminuir por debajo de 2:1 la relación de reflujo. El efecto neto es que aumentará la concentración de gas ácido en la amina pero como la MDEA puede operar con valores más altos de concentración de gas ácido (0.4-0.5 moles de gas ácido/mol de MDEA) esto no significa mayor problema (Tabla 6.1, renglón 54).

En Tabla 6.2 se observan menores consumos de servicios auxiliares y por tanto, un ahorro en cuanto a costos de servicios auxiliares se refiere y si tomamos en cuenta que algunos equipos, sobre todo los que manejan más líquido que gas, serán más pequeños para el caso de MDEA, entonces el costo de inversión y de servicios auxiliares para una planta con MDEA podrá ser menor que para cualquiera con DEA.

## 7. CONCLUSIONES

En este trabajo se logro recopilar criterios de diseño y operación para el diseño de plantas endulzadoras de gas con aminas para que sirvan como apoyo a ingenieros sin experiencia en el diseño de este tipo de plantas. Al ser de tecnología abierta, estas plantas, permiten que su ingeniería pueda realizarse en casi todos los centros donde se haga desarrollo de ingeniería básica.

Este trabajo puede servir como punto de partida para el diseño y se puede enriquecer con experiencias en el desarrollo de proyectos de este tipo de plantas. Puede complementarse con aspectos de construcción y operación, con el fin de que la experiencia acumulada permita establecer mejoras, no sólo en el diseño sino en la construcción, facilitando así la operación.

Como punto de partida para el diseño de este tipo de plantas se tienen que conocer las características del gas de entrada como flujo, composición, presión y temperatura; también se debe definir la pureza del gas de salida, la amina que se utilizará y su concentración. Para definir la pureza del gas es necesario saber cual será su uso: para gas LPG, para combustible, para recuperación de energía, etc., pues en función del uso se establecen los requisitos de pureza, que además varían de acuerdo de proceso a proceso. Para el caso concreto de gas combustible para distribución existe la Norma Oficial NOM-001-SECRE-1997, la cual determina las propiedades con que el gas debe ser distribuido.

En cuanto al tipo y concentración de la amina, aunque no hay una amina ideal que brinde las condiciones óptimas para diferentes condiciones en el proceso, existen criterios que permite la selección de amina para un rango amplio de condiciones:

- La MEA se prefiere cuando el gas está a baja presión y se requiere eliminar la mayor cantidad de  $H_2S$  y  $CO_2$ , pero no recomienda para gases que contienen  $COS$  y  $CS_2$  por que reacciona irreversiblemente con éstos (ver 4.5).
- La DEA se utiliza principalmente en refinerías, en gases que normalmente contienen cantidades apreciables de  $COS$  y  $CS_2$  además de  $H_2S$  y  $CO_2$ ; la desventaja principal de la DEA es que cuando reacciona con  $CO_2$  forma productos corrosivos por lo que no es la opción óptima si el gas contiene alto contenido de  $CO_2$  (mayor al 95 % del gas ácido).
- La MDEA se utiliza cuando se requiere una absorción selectiva de  $H_2S$ , especialmente cuando la relación de  $H_2S / CO_2$  es alta. Su uso se ha incrementado en aplicaciones donde el gas no es un hidrocarburo como los productos del proceso de gasificación de carbón y la unidades TGU en plantas Claus. Importantes ventajas son: la menor velocidad de degradación de la MDEA, menores calores de reacción y menores presiones de vapor lo cual brinda menores arrastres y en consecuencia pérdidas menores. Las principales desventajas son: la menor velocidad de reacción con  $CO_2$  y una mayor tendencia de las soluciones de aminas a espumar cuando se

trabaja a altas concentraciones, que es el caso de la MDEA. En el caso de la menor velocidad de reacción con  $\text{CO}_2$ , la MDEA no tiene el mismo campo de acción que la MEA y DEA, y sólo puede sustituirlas en casos donde no se requiere eliminar grandes cantidades de  $\text{CO}_2$ .

En muchos casos, los requerimientos de proceso pueden ser cumplidos por distintas aminas o inclusive, por otros procesos, por lo que para decidir cual es la conveniente se requiere un análisis económico, sin embargo, en el caso del uso de aminas, un factor decisivo en la selección es el efecto de la corrosión. Las soluciones de amina no son corrosivas por sí solas, lo son cuando tienen gas ácido disuelto. Los factores principales que incrementan la corrosión son:

- a) La concentración de los gases ácidos: A través de la experiencia de ciertos autores se han determinado valores de concentraciones máximas recomendadas de gas ácido en la solución de amina rica (ver tabla 4.4). La tabla 4.5 muestra los valores máximos de gas ácido en la amina regenerada (pobre). El sobrepasar dichos valores traerá un notable incremento en los efectos de la corrosión. La mayor reactividad de las aminas primarias les permite alcanzar mayores concentraciones de gases ácidos en la solución por lo que mayores problemas de corrosión se han encontrado en plantas operando con éstas. (ver 3.4). Además, las soluciones de MEA degradadas son más corrosivas que las de DEA debido a que las soluciones de MEA retienen mayor concentración de cationes. Las soluciones de aminas terciarias son consideradas como no corrosivas no importa que gas ácido esté presente. (ver 3.2).
- b) La determinación de la concentración de amina: Está basada en la experiencia operacional y se limita a las concentraciones que se presentan en la tabla 4.2. En esta tabla se presentan recomendaciones de varios autores, en diferentes años, y las cuales son muy semejantes aún cuando se observa que con el tiempo ha habido modificaciones.

La MDEA es una amina terciaria, característica que la hace tener una velocidad de reacción más lenta con el  $\text{CO}_2$  que con el  $\text{H}_2\text{S}$ , por lo que no se utiliza para remover grandes cantidades de  $\text{CO}_2$ : así mismo, el hecho de ser menos corrosiva que la DEA y MEA le permite trabajar a concentraciones más altas (50-55 % en peso), y con concentraciones de gases ácidos más elevadas; lo anterior influye significativamente en la menor necesidad de volumen de solución de amina requerida y por tanto, e menor capacidad de bombeo y menores costos de servicios auxiliares (vapor y agua de enfriamiento).

Según el API 945 las soluciones de aminas pueden considerarse no corrosivas si las concentraciones de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$  están por arriba de la relación 5/95, por que cuando hay suficientes  $\text{H}_2\text{S}$  se forma una capa protectora de sulfuro de hierro en la superficie de tuberías y equipos; ésta puede verse afectada por la erosión provocada por el flujo de la amina. Para disminuir el efecto de la erosión y ayudar a

mantener la capa de sulfuro de hierro se recomienda limitar la velocidad de flujo a máximo 1.8 m/s (6 ft/s) en tubería de acero al carbón; para acero inoxidable se recomienda 2.5 m/s (8 ft/s) máximo.

Hoy en día se siguen buscando nuevos solventes para tratar gases. Se ha reportado que el uso de NFM (N-morfolina) presenta ventajas tales como: requiere de menos consumo de agua de enfriamiento, mayor capacidad de absorción de  $H_2S$  y  $CO_2$  y menor afinidad por hidrocarburos ligeros, lo que la hace atractiva ya que se pueden obtener menores costos de inversión y operación (ver 4.2.2).

## 7.1 PROPUESTAS

- a) Hoy en día existen diferentes tipos de solventes para endulzar gases y existen desarrollos novedosos que no deben dejarse a un lado. Es necesario plantear alternativas y analizarlas a fondo para que, dada una necesidad de purificación de un gas, se verifique con proveedores de solventes para endulzamiento cual puede ser la mejor alternativa y que no se cierren las posibilidades sólo por que un solvente ya se ha estado utilizando con buenos resultados.
- b) Incluir un filtro coalescedor para flujo total de gas antes de la torre absorbidora y después del tanque separador de gas amargo (fig 5.1) para remover partículas de tamaño menor a 1 micra (aerosoles). Los aerosoles pasan a través del separador de gas amargo y, por ejemplo, aerosoles de aceite lubricante provenientes de compresores contribuyen a la formación de espuma (ver 3.7). El efecto neto de la formación de espuma es la pérdida de la capacidad de absorción.
- c) En sistemas con MEA agregar de 1 a 5 etapas de lavado agua (condensado) en el domo de la absorbidora para evitar arrastre de la amina, especialmente cuando se opera abajas presiones.
- d) En endulzadoras de gas ubicadas en FCC's también se requiere un sistema de lavado para evitar el arrastre de amina ya que el catalizador es sensible a trazas de vapor de amina.
- e) Colocar la señal del transmisor de temperatura que controla el flujo de vapor en el fondo de la regeneradora en vez de localizarlo en el domo, con lo cual se puede dar mayor rapidez de respuesta al aumento de la temperatura en la columna y disminuir la degradación térmica de la amina (fig. 4.6.c)
- f) En los casos en que la concentración de  $CO_2$  en el gas ácido sea mayor al 95% es necesario esprear amina sobre el domo de la regeneradora para minimizar la corrosión por  $CO_2$  húmedo (ver 4.4.1). Suficiente amina debe ser inyectada para que el reflujo contenga 0.5% en peso de amina.
- g) Proveer una purga de agua en el acumulador de reflujo para evitar el eventual aumento de la concentración de amoniaco y HCN en el domo regeneradora y así disminuir el riesgo de corrosión por ambos compuestos. (ver 4.7)

- h) Localizar un filtro coalescedor a la salida del gas ácido, después del acumulador de reflujo de la regeneradora, para el flujo total, con la finalidad de retener arrastre de agua y disminuir de esta manera la corrosión en la tubería de gas ácido y efectos negativos del agua en los reactores Claus de las plantas recuperadoras de azufre.

## 7.2 RECOMENDACIONES.

Las siguientes recomendaciones están basadas básicamente en la literatura.

- a) Alimentar la amina pobre a la absorbidora entre 3 y 6 °C arriba de la temperatura del gas de entrada para evitar condensación de hidrocarburos y en consecuencia la posible formación de espuma. Cuando el gas de alimentación posea más del 10% de hidrocarburos  $C_2+$  o más pesados la temperatura de la amina pobre debe estar como mínimo 6°C arriba de la temperatura del gas. (ver 5.1.2.6)
- b) Limitar la temperatura de la salida de la amina rica a 105°C (220°F), pues no es de gran beneficio que la amina que entra a la regeneradora entre más caliente. Es preferible que el calor requerido para la regeneración sea proporcionado por el rehervidor. (ver 5.1.6)
- c) Tanto el condensador como el acumulador y la bomba de reflujo deben estar diseñados, en el caso de DEA y MDEA, para una relación de reflujo de 2 a 1, y en el caso de MEA de 3 a 1 (ver 4.3) ya que éstas son relaciones de reflujo con las cuales se podrá estar operando.
- d) Para evitar la degradación de la amina, la temperatura ésta en el rehervidor no debe sobrepasar los 127°C.
- e) Para minimizar la corrosión se recomienda que la temperatura del medio de calentamiento (vapor o aceite caliente) no exceda los 150°C. Si el rehervidor es un calentador a fuego directo, la temperatura en la pared de los tubos debe también ser menor a 150°C lo cual limita el flux de calor entre 6,500 y 8,500 BTU/ft<sup>2</sup>.
- f) En el caso del purificador de MEA, el tiempo de residencia recomendado esta entre 50 y 100 min.
- g) La velocidad de la amina a través del filtro de carbón activado de 8x30 mesh no debe exceder 4 gpm /ft<sup>2</sup>, con una altura de cama de 3 m y un tiempo de contacto de 20 min. Si el carbón del filtro es de 4x10 mesh la velocidad puede aumentar a 10 gpm/ft<sup>2</sup> y una altura mínima de cama de 1.5 m.
- h) La caída de presión máxima para los filtros de carbón de 8 x 30 mesh es de 2 kg/cm<sup>2</sup> y para filtros de 4 x 10 mesh es de 2.8 kg/cm<sup>2</sup>.
- i) Visitar el sitio de la compañía Bryan Research and Engineering, Inc., desarrolladora del simulador de procesos TSWEET entre otros ([www.bre.com](http://www.bre.com)). Esta compañía mantiene

información actualizada acerca de endulzamiento con aminos y otros temas de tratamiento de gases.

- j) Visitar el sitio del "Gas Research Institute": [www.gri.org](http://www.gri.org) para desarrollos más novedosos en cuanto a tecnologías de procesamiento de gas.

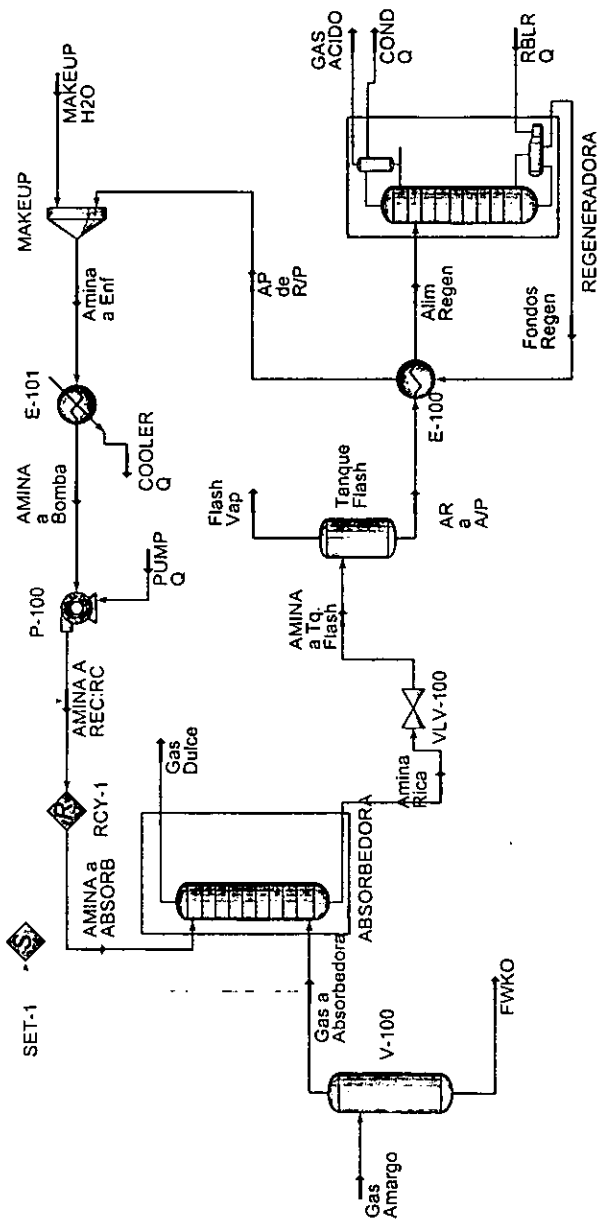
# BIBLIOGRAFÍA



1. Towler,G.,et al; *Improved Absorber-Stripper Technology for Gas Sweetening to Ultra LOW H<sub>2</sub>S Concentrations*, Precedings of the 76<sup>th</sup> GPA Annual Convention, Tulsa, OK, 1997.
2. Meyer, H.,et al; *Research Targets Lower Gas Processing Operating Costs*, Oil & Gas J. Vol. 95, No.. 53, 1997.
3. Lunsford, K., Bullin,J; *Optimization of Amine Sweetening Units*, Precedings of the 1996 AIChE Spring National Meeting, NY, 1996.
4. Spears, M, Bullin, J, et al; *Converting to DEA/MDEA Mix Ups Sweetening Capacity*, Oil & Gas J, Aug. 12,pp:63-67, 1996..
5. Stewart,E; *Part 1-Reduce Amine Plant Solvent Losses*, Hydroc Proces, May, 1994.
6. Stewart,E; *Part 2-Reduce Amine Plant Solvent Losses*, Hydroc Proces, June, 1994.
7. Dupart, M., et al; *Part 1-Understanding Corrosion in Alkanoamine Gas Treating Plants*, Hydroc Proces, April, 1993.
8. Dupart, M., et al; *Part 2-Understanding Corrosion in Alkanoamine Gas Treating Plants*, Hydroc Proces, May, 1993.
9. Polasek, J., Iglesias-Silva, G., Bullin, J; *Using Mixed Amine Solutions for Gas Sweetening*, Precedings of the 71<sup>st</sup> GPA Annual Convention, Tulsa, OK, 1992.
10. Bullin, J., Polasek, C., Donnelly,S; *The use of MDEA and Mixtures of Amines For Bulk CO<sub>2</sub> Removal*, Precedings of the 69<sup>th</sup> GPA Annual Convention, Tulsa, OK, 1990.
11. Mackenzie,D.,Daniels,C.,Bullin, J; *Design and Operation of a Selective Sweetening Plant Using MDEA*, Energy Progress, pp:31-36, 1987.
12. Bullin, J., Polasek, C.; *Selective Absorption Using Amines* , Precedings of the 61<sup>st</sup> GPA Annual Convention, Tulsa, OK, 1982.
13. Pauley, R; *Face the Facts About Amine Foaming*, Chem Eng Prog, July, 1991.
14. Pauley, R., et al; *Redesign Filters Solve Foaming Amine Loss Problems at Louisiana Gas Plant*, Oil & Gas J, Feb, 1991.
15. Nutter Tray Sizing Method, Nutter Engineering, 1990.
16. Henley,E., Seader,J.; *Operaciones de Separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*, Ediciones Repla, México, 1<sup>o</sup>. Ed, 1990.
17. API Recommended Practice 945, *Avoid Environmental Cracking in Amine Units*, 1<sup>st</sup> Ed., 1990.
18. Ludwig, E; *Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Houston, 2<sup>nd</sup> Ed., 1993.
19. Butwell, K, Kubek, D, Sigmund, P; *Alkanolamine Treating*, Hydroc Proces, March, 1982.
20. Gas Processors Suppliers Assoc; *Engineering Data Book*, 10<sup>th</sup> Ed., 1987.
21. Kohl, A; *Gas Purification*, Gulf Publishing, Houston, 5<sup>th</sup> Ed., 1997.
22. HYSYS Applications, Hyprotech Ltd. 1998.
23. *Ethanolamines*, Union Carbide Chemicals & Plastics, 1990.
24. *Manual de Diseño para Plantas Endulzadoras*, Instituto Mexicano del Petróleo, México.
25. Maddox, R; *Gas Conditioning and Processing* , Campbell Petroleum Series, 1<sup>st</sup> Ed., 1970.
26. Bodman, S; *The Industrial Practice of Chemical Process Engineering*, MIT Press, 1968.

28. Urbaniec, K; *Optimal Design of Process Equipment*, Ellis Horwood Ltd, 1986.
29. Peters,M;Timmerhaus,K; *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw Hill, 3<sup>rd</sup> Ed, 1981.
30. Lieberman, N; *Troubleshooting Refinery Processes*, Pennwell, 1981.
31. Rooney, P;Dupart, M; *Effect of Heat Stable Salts on MDEA Solution Corrosivity, Part-1*, Hydro Process, March, 1996.
32. Rooney, P;Dupart, M; *Effect of Heat Stable Salts on MDEA Solution Corrosivity, Part-2*, Hydro Process, April, 1997.
33. Shivelor,G,H;Perry, D;"*Design of Packed and Trayed Columns Using Electronic Design Manual*",AICHE Spring National Meeting, 1990.

# ANEXOS



## **II. ESPECIFICACIONES DE LAS SIMULACIONES Y RESULTADOS**

**A. CASO 20 % DEA**

1		Case Name	C:\WINNT\Profies\martinezof\Personaf\consumo minimo1.HSC
2	Bufete Industrial	Unit Set	MKS
3	Calgary, Alberta	Date/Time	Wed Jul 25 19 23 49 1999
4	CA:1ADA		

## Absorber: DEA Contactor @Main

### CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
DEA to Cont	1 TS-1	Recycle	RCY-1
Gas to Contactor	20 TS-1	Separator	V-100
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
Sweet Gas	1 TS-1	Spreadsheet	SPRDSHT-1
Rich DEA	20 TS-1	Valve	VLV-100

### MONITOR

#### Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol	Abs. Tol	Active	Estimate

### SPECS

#### Column Specification Parameters

### User Variables

### SETUP

#### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
DEA to Cont	DEA to Cont @Main	T-P Flash	Sweet Gas	Sweet Gas @Main	T-P Flash
Gas to Contactor	Gas to Contactor @Main	T-P Flash	Rich DEA	Rich DEA @Main	T-P Flash
			" New "		

### VARIABLES

#### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

## Distillation: REGENERATOR @Main

### CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
RBLR O	Reboiler		
Regen Feed	4 Main TS	Heat Exchanger	E-100
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
COND O	Condenser		
ACID GAS	Condenser		
Regen Blms	Reboiler	Heat Exchanger	E-100

### MONITOR

#### Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol	Abs. Tol	Active	Estimate
Cond Temp	50.00 C	50.00 C	4.871e-06	0.01000	1.000 C	On	On
Reboiler Duty	2.500e+07 kcal/h	2.509e+07 kcal/h	0.0037887	0.01000	2.350 kcal/h	On	On
Reflux Ratio	2.000	3.265	0.6327	0.01000	0.01000	Off	On
Ovhd Vap Rate	300.0 kgmole/h	313.3 kgmole/h	0.04420	0.01000	1.000 kgmole/h	Off	On

1			Case Name	C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimo 1 HSC
2		Bufete Industrial	Unit Set	MKS
3		Calgary, Alberta	Date/Time	Wed Jul 28 19 23 49 1999
4		CANADA		

**Distillation: REGENERATOR @Main (continued)**

**Specifications Summary**

	Specified Value	Current Value	Y/N	Error	WR Tol	Abs Tol	Active	Estimate
11	Reflux Rate	1023 kgmole/h	--		0.01000	1 000 kgmole/h	Off	On
12	Bottoms Prod Rate	1.822e+04 kgmole/h	--		0.01000	1 000 kgmole/h	Off	On
13	Temperature	116.2 C	--		0.01000	1 000 C	Off	On

**SPECS**

**Column Specification Parameters**

**Cond Temp**

19	Stage	Condenser		
----	-------	-----------	--	--

**Reboiler Duty**

22	Energy Stream	RBLR Q @COL2		
----	---------------	--------------	--	--

**Reflux Ratio**

25	Stage	Condenser	Flow Basis	Molar	Liquid Specification:	---
----	-------	-----------	------------	-------	-----------------------	-----

**Overhead Vap Rate**

26	Stream	ID GAS @COL2	Flow Basis	Molar	
----	--------	--------------	------------	-------	--

**Reflux Ratio**

31	Stage	Condenser	Flow Basis	Molar	Liquid Specification:	---
----	-------	-----------	------------	-------	-----------------------	-----

**Bottoms Prod Rate**

34	Stream	en Bottoms @COL2	Flow Basis	Molar	
----	--------	------------------	------------	-------	--

**Temperature**

37	Stage	Reboiler		
----	-------	----------	--	--

**User Variables**

**SETUP**

**Sub-Flowsheet**

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
RBLR Q	RBLR Q @Main	None Req'd	COND Q	COND Q @Main	None Req'd
Regen Feed	Regen Feed @Main	T-P Flash	ACID GAS	ACID GAS @Main	T-P Flash
			Regen Bottoms	Regen Bottoms @Main	T-P Flash
			** New **		

**VARIABLES**

**Column Flowsheet Vars Available as Parameters**

Data Source	Variable	Component	Description

**Heat Exchanger: E-100 @Main**

**CONNECTIONS**

**Tube Side**

**Shell Side**

Tube Side				Shell Side			
Inlet	Name		Outlet	Inlet	Name		Outlet
Non-c	Rich to L/R @Main		Regen Feed @Main	Non-c	Regen Bottoms @Main		Lean from L/R @Main
From Op	Flash Tr	Separator	To Op	DISREGENERATOR	From Op	OstREGENERATOR	To Op
Temp	68.11 C		Temp	93.00 C	Temp	116.20 C	Temp
							91.83 C

**PARAMETERS**



1			Case Name	C:\WINNT\Profiles\marinezed\Personal\consumo minimo1.HSC
2		Bufile Industrial	Unit Set	MKS
3		Calgary, Alberta	Date/Time	Wed Jul 28 19:23:49 1999
4		CANADA		

**Heat Exchanger: E-100 @Main (continued)**

**PARAMETERS**

**Exchanger Design (End Point)**

12	Tube Side DeltaP	0.7031 kg/cm2	Shell Side DeltaP	0.7031 kg/cm2	Passes	Counter Current
13	UA	4.129e+05 kcal/C-h	Tolerance	1.0000e-04		

**SPECS**

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
17	Heat Balance	0.0000 kcal/h	-1.020e-05 kcal/h	1.185e-08	On
18	UA	---	4.129e+05 kcal/C-h	---	On

**Detailed Specifications**

**Heat Balance**

Type	Duty	Pass	Error	Spec Value
				0.0000 kcal/h
	UA			---
	Type UA	Pass Overall		Spec Value ---

**User Variables**

**Cooler: E-101 @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

34	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
35	DEA TO COOL @Main	Mixer
36		MAKEUP

**Outlet Stream**

37	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
38	DEA TO PUMP @Main	Pump
39		P-100

**Energy Stream**

40	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
41	COOLER O @Main	

**PARAMETERS**

42	Pressure Drop	0.3515 kg/cm2	Duty	1.282e-07 kcal/h	Volume	---
43	Function	Not Selected	Zones	1		

**User Variables**

**Separator: Flash Tk @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**


44	Stream Name	From Unit Operation
45	DEA to Flash Tk @Main	Valve
46		VLV-100

**Outlet Stream**

47	Stream Name	To Unit Operation
48	Flash Vap @Main	
49	Rich to L/R @Main	Heat Exchanger
50		E-100

**Energy Stream**

1	Butele Industrial Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\WINNT\Profiles\marbnezed\Personal\consumo minimo1.HSC
2			Unit Set: MKS
3			Date/Time: Wed Jul 28 19 23 49 1999
4			
5	<b>Separator: Flash Tk @Main (continued)</b>		
6	Stream Name	From Unit Operation	
7			
8	<b>PARAMETERS</b>		
9	Vessel Volume	2.000 m3	Level SP: 50.00 %
10	Liquid Volume	1.000 m3	
11	Vessel Pressure	6.328 kg/cm2	Pressure Drop: 0.0000 kg/cm2
12	Duty:	0.0000 kcal/h	Heat Transfer Mode: Heating
13	<b>User Variables</b>		
14			
15	<b>Separator: V-100 @Main</b>		
16			
17	<b>CONNECTIONS</b>		
18	<b>Inlet Stream</b>		
19	Stream Name	From Unit Operation	
20	Sour Gas @Main		
21	<b>Outlet Stream</b>		
22	Stream Name	To Unit Operation	
23	Gas to Contactor @Main	Absorber	DEA Contactor
24	FWKO @Main		
25	<b>Energy Stream</b>		
26	Stream Name	From Unit Operation	
27			
28	<b>PARAMETERS</b>		
29	Vessel Volume	2.000 m3	Level SP: 50.00 %
30	Liquid Volume	1.000 m3	
31	Vessel Pressure	74.00 kg/cm2	Pressure Drop: 0.0000 kg/cm2
32	Duty:	0.0000 kcal/h	Heat Transfer Mode: Heating
33	<b>User Variables</b>		
34			
35	<b>Pump: P-100 @Main</b>		
36			
37	<b>CONNECTIONS</b>		
38	<b>Inlet Stream</b>		
39	Stream Name	From Unit Operation	
40	DEA TO PUMP @Main	Cooler	E-101
41	<b>Outlet Stream</b>		
42	Stream Name	To Unit Operation	
43	DEA TO RECY @Main	Recycle	RCY-1
44	<b>Energy Stream</b>		
45	Stream Name	From Unit Operation	
46	PUMP Q @Main		
47	<b>PARAMETERS</b>		
48	Adiabatic Efficiency (%)	100.0	Delta P: 72.40 kg/cm2
49	Energy	6.312e+05 kcal/h	
50	<b>CURVES</b>		
51	Delta P:	72.40 kg/cm2	Energy: 6.312e+05 kcal/h
52	Coefficient A:	0.0000	Coefficient B: 0.0000
53	Coefficient C:	0.0000	
54	Parameter Preferences	Units for Delta P: m	Flow Basis: LqVol/Flow
55		Units for Flow: barrel/day	

1			Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimo1.HSC
2			Unit Set: MKS
3	 Bufeite Industrial Calgary, Alberta CANADA	Date/Time: Wed Jul 28 19 23 49 1999	
4			
5			
6	<b>Pump: P-100 @Main (continued)</b>		
7			
8	User Variables		
9			
10			
11	<b>Mixer: MAKEUP @Main</b>		
12			
13	CONNECTIONS		
14			
15	Inlet Stream		
16			
17	FROM UNIT OPERATION		
18	STREAM NAME		
19	MAKEUP H2O @Main		
20	Lean from L R @Main	Heat Exchanger	E-100
21	Outlet Stream		
22			
23	TO UNIT OPERATION		
24	STREAM NAME		
25	DEA TO COOL @Main	Cooler	E-101
26	PARAMETERS		
27			
28	User Variables		
29			
30	<b>Valve: VLV-100 @Main</b>		
31			
32	CONNECTIONS		
33			
34	Inlet Stream		
35			
36	FROM UNIT OPERATION		
37	STREAM NAME		
38	Rich DEA @Main	Absorber	DEA Contactor
39	Outlet Stream		
40			
41	TO UNIT OPERATION		
42	STREAM NAME		
43	DEA to Flash Tx @Main	Separator	Flash Tx
44	PARAMETERS		
45			
46	Physical Properties		
47			
48	Pressure Drop	66.67 kg/cm2	
49	User Variables		
50			
51	<b>Set: SET-1 @Main</b>		
52			
53	Target		
54	OBJECT	VARIABLE	
55	DEA TO RECY	Pressure	
56	Source		
57			
58	OBJECT	VARIABLE	
59	Gas to Contactor	Pressure	
60	Equation Parameters		
61			
62	MULTIPLIER	OFFSET	
63	1.000	-0.3515 kg/cm2	
64	User Variables		
65			
66	Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)	Page 5 of 6

1			Case Name:	C:\WINNT\Profiles\martinezof\Personal\consumo minimo1.HSC		
2	Bufete Industrial		Unit Set:	MKS		
3	Calgary, Alberta		Date/Time:	Wed Jul 28 19:23:49 1999		
4	CANADA					
5						
6	<b>Recycle: RCY-1 @Main</b>					
7						
8	<b>CONNECTIONS</b>					
9						
10	<b>Inlet Stream</b>					
11						
12	Stream Name		From Unit Operation			
13	DEA TO RECY @Main		Pump		P-100	
14						
15	<b>Outlet Stream</b>					
16						
17	Stream Name		To Unit Operation			
18	DEA to Cont @Main		Absorber	DEA Contactor		
19			Spreadsheet	SPROSHT-1		
20						
21	<b>TOLERANCE</b>					
22	Vapour Fraction	0.1000	Temperature	0.1000	Pressure	0.1000
23	Flow	0.1000	Enthalpy	0.1000	Composition	0.1000
24						
25	<b>NUMERICAL</b>					
26	Acceleration Type	Wegstein	Iteration Type:	Nested		
27	Maximum Iterations	10	Iteration Count:	2		
28	Wegstein Count	3	O Minimum	-20.00	O Maximum	0.0000
29						
30	<b>Iteration History</b>					
31	Iteration	Variable	Outlet Value	Inlet Value		
32	2	Converged	---	---		
33						
34	<b>User Variables</b>					
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66	Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)		Page 6 of 6	

**Case (Main)**

**Material Streams**

Name	Sour Gas	DEA to Cont	Gas to Contactor	FWKO	Sweet Gas
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	54.00	60.00	54.00	54.00	60.01
Pressure (kg/cm2)	74.00	73.65	74.00	74.00	72.65
Molar Flow (kgmole/h)	5230	1.825e+04	5230	0.0000	4934
Mass Flow (kg/h)	1.232e+05	3.963e+05	1.232e+05	0.0000	1.114e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	327.6	390.0	327.6	0.0000	312.4
Heat Flow (kcal/h)	2.255e+07	-1.196e+08	2.255e+07	0.0000	2.212e+07
Name	Rich DEA	DEA to Flash Tx	Flash Vap	Rich to L/R	Regen Feed
Vapour Fraction	0.0000	0.0099	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	70.58	70.51	70.51	70.51	93.00
Pressure (kg/cm2)	73.00	6.328	6.328	6.328	5.625
Molar Flow (kgmole/h)	1.854e+04	1.854e+04	16.61	1.853e+04	1.853e+04
Mass Flow (kg/h)	4.081e+05	4.031e+05	338.3	4.078e+05	4.078e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	405.2	405.2	0.9415	404.2	404.2
Heat Flow (kcal/h)	-1.192e+08	-1.192e+08	6.493e+04	-1.192e+08	-1.105e+08
Name	Regen Btms	Lean from L/R	ACIO GAS	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
Vapour Fraction	0.0002	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	124.9	103.2	49.99	25.00	103.0
Pressure (kg/cm2)	2.300	1.597	2.000	1.597	1.597
Molar Flow (kgmole/h)	1.821e+04	1.821e+04	313.0	33.45	1.825e+04
Mass Flow (kg/h)	3.957e+05	3.957e+05	1.205e+04	602.7	3.963e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	389.4	389.4	14.85	0.6039	390.0
Heat Flow (kcal/h)	-9.350e+07	-1.027e+08	7.885e+05	-2.727e+05	-1.029e+08
Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY	DEA to Cont @COL1	Gas to Contactor @	Sweet Gas @COL1
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	58.73	60.00	60.00	54.00	60.01
Pressure (kg/cm2)	1.245	73.65	73.65	74.00	72.65
Molar Flow (kgmole/h)	1.825e+04	1.825e+04	1.825e+04	5230	4934
Mass Flow (kg/h)	3.963e+05	3.963e+05	3.963e+05	1.232e+05	1.114e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	390.0	390.0	390.0	327.6	312.4
Heat Flow (kcal/h)	-1.203e+08	-1.196e+08	-1.196e+08	2.255e+07	2.212e+07
Name	Rich DEA @COL1	Reflux @COL2	To Condenser @CO	Boilup @COL2	To Reboiler @COL2
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	70.58	49.99	113.4	124.9	124.7
Pressure (kg/cm2)	73.00	2.000	2.350	2.300	2.300
Molar Flow (kgmole/h)	1.854e+04	696.8	1010	2636	2.055e+04
Mass Flow (kg/h)	4.081e+05	1.257e+04	2.462e+04	4.767e+04	4.434e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	405.2	12.60	27.45	47.82	437.2
Heat Flow (kcal/h)	-1.192e+08	-5.357e+06	3.111e+06	6.359e+06	-1.106e+08
Name	ACIO GAS @COL2	Regen Btms @COL	Regen Feed @COL2		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.9000		
Temperature (C)	49.99	124.9	93.00		
Pressure (kg/cm2)	2.000	2.300	5.625		
Molar Flow (kgmole/h)	313.0	1.821e+04	1.853e+04		
Mass Flow (kg/h)	1.209e+04	3.957e+05	4.078e+05		
Liquid Volume Flow (m3/h)	14.85	389.4	404.2		
Heat Flow (kcal/h)	7.885e+05	-9.393e+07	-1.105e+08		

Remarks

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Sour Gas	DEA to Cont	Gas to Contactor	FWKO	Sweet Gas	
11	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.003620	0.000000	0.003620	0.000007	0.003828
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.034160	0.000490	0.034160	0.001847	0.000009
13	Comp Mole Frac (H2S)	0.021760	0.000121	0.021760	0.003309	0.000001
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.666380	0.000000	0.666380	0.002291	0.703653
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.156570	0.000000	0.156570	0.000371	0.165513
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.079700	0.000000	0.079700	0.000119	0.084335
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.008210	0.000000	0.008210	0.000001	0.008701
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.019610	0.000000	0.019610	0.000001	0.020784
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.004050	0.000000	0.004050	0.000000	0.004292
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.003360	0.000000	0.003360	0.000000	0.003561
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.001540	0.000000	0.001540	0.000000	0.001632
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
23	Comp Mole Frac (H2O)	0.001040	0.957097	0.001040	0.992054	0.003690
24	Comp Mole Frac (DEAmine)	0.000000	0.042293	0.000000	0.000000	0.000000
25	Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0043	0.0000	0.0043	0.0000	0.0047
26	Comp Mass Frac (CO2)	0.0638	0.0010	0.0638	0.0045	0.0000
27	Comp Mass Frac (H2S)	0.0315	0.0002	0.0315	0.0062	0.0000
28	Comp Mass Frac (Methane)	0.4537	0.0000	0.4537	0.0070	0.4999
29	Comp Mass Frac (Ethane)	0.1998	0.0000	0.1998	0.0006	0.2204
30	Comp Mass Frac (Propane)	0.1492	0.0000	0.1492	0.0003	0.1647
31	Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0203	0.0000	0.0203	0.0000	0.0224
32	Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0484	0.0000	0.0484	0.0000	0.0535
33	Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0124	0.0000	0.0124	0.0000	0.0137
34	Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0103	0.0000	0.0103	0.0000	0.0114
35	Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0056	0.0000	0.0056	0.0000	0.0062
36	Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Comp Mass Frac (H2O)	0.0008	0.7941	0.0008	0.9863	0.0029
38	Comp Mass Frac (DEAmine)	0.0000	0.2045	0.0000	0.0000	0.0000

Remarks:

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Rich DEA	DEA to Flash Tk	Flash Vap	Rich to L/R	Regen Feed
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000002	0.000002	0.002493	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.010113	0.010113	0.026129	0.010099	0.010099
Comp Mole Frac (H2S)	0.006255	0.006255	0.029660	0.006234	0.006234
Comp Mole Frac (Methane)	0.000723	0.000723	0.727465	0.000071	0.000071
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000121	0.000121	0.122094	0.000011	0.000011
Comp Mole Frac (Propane)	0.000039	0.000039	0.040687	0.000003	0.000003
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000368	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000001	0.000001	0.000836	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000201	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000160	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000067	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.941127	0.941127	0.049838	0.941927	0.941927
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.041618	0.041618	0.000000	0.041655	0.041655
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0034	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (CO2)	0.0202	0.0202	0.0565	0.0202	0.0202
Comp Mass Frac (H2S)	0.0097	0.0097	0.0496	0.0097	0.0097
Comp Mass Frac (Methane)	0.0005	0.0005	0.5730	0.0001	0.0001
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0002	0.0002	0.1803	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Propane)	0.0001	0.0001	0.0381	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0024	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (H2O)	0.7705	0.7705	0.0441	0.7711	0.7711
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.1988	0.1988	0.0000	0.1990	0.1990

Remarks

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Regen Bitms	Lean from L/R	ACID GAS	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000	0.000007	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.000493	0.000493	0.569105	0.000000	0.000492
Comp Mole Frac (H2S)	0.000122	0.000122	0.361897	0.000000	0.000122
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000	0.004216	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000	0.000664	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000	0.000178	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.957014	0.957014	0.063932	1.000000	0.957093
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.042371	0.042371	0.000000	0.000000	0.042293
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (CO2)	0.0010	0.0010	0.6484	0.0000	0.0010
Comp Mass Frac (H2S)	0.0002	0.0002	0.3193	0.0000	0.0002
Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (H2O)	0.7937	0.7937	0.0298	1.0000	0.7941
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2051	0.2051	0.0000	0.0000	0.2048

Remarks

\* Specified by user



Case (Main)

Compositions

Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (CO2)	0.000492	0.000492			
Comp Mole Frac (H2S)	0.000122	0.000122			
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.957093	0.957093			
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.042293	0.042293			
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (CO2)	0.0010	0.0010			
Comp Mass Frac (H2S)	0.0002	0.0002			
Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (H2O)	0.7941	0.7941			
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2048	0.2048			

Energy Streams

Name	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q	
Heat Flow (kcal/h)	2.500e+07	7.680e+06	1.732e+07	6.674e+05	

Unit Operations

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
V-100	Separator	Sour Gas	FWKO Gas to Contactor	No	500.0
DEA Contactor	Column Sub-Flowsheet	DEA to Cont Gas to Contactor	Rich DEA Sweet Gas	No	2500
VLV-100	Valve	Rich DEA	DEA to Flash Tk	No	500.0
Flash Tk	Separator	DEA to Flash Tk	Rich to L/R Flash Vap	No	500.0
E-100	Heat Exchanger	Rich to L/R Regen Btms	Regen Feed Lean from L/R	No	500.0

Remarks

\* Specified by user

2  
3  
4 Case (Main)

5  
6  
7 Unit Operations

8	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
11	REGENERATOR	Column Sub-Flowsheet	Regen Feed	Regen Bltns	No	2500.
12			RBLR Q	ACID GAS		
13				COND Q		
15	MAKEUP	Mixer	MAKEUP H2O	DEA TO COOL	No	500.0
16			Lean from L/R			
18	E-101	Cooler	DEA TO COOL	DEA TO PUMP	No	500.0
19				COOLER Q		
21	P-100	Pump	DEA TO PUMP	DEA TO RECY	No	500.0
22			PUMP Q			
24	SET-1	Set			No	500.0
26	RCY-1	Recycle	DEA TO RECY	DEA to Cont	No	3500
28	SPRDSHT-1	Spreadsheet			No	500.0

29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63

64 Remarks:

**B. CASO 25 % DEA**

1		Case Name	C:\WINNT\Prof\destm\nezed\Personal\consumo\minimo10.HSC
2		Unit Sel:	MKS
3	Bufile Industrial Calgary, Alberta CANADA	Date/Time	Wed Jul 28 19 26 15 1999

## Absorber: DEA Contactor @Main

### CONNECTIONS

Inlet Stream		FROM UNIT OPERATION	
STREAM NAME	Stage		
DEA to Cont	1 TS-1	Recycle	RCY-1
Gas to Contactor	20 TS-1	Separator	V-100
Outlet Stream		TO UNIT OPERATION	
STREAM NAME	Stage		
Sweet Gas	1 TS-1	Spreadsheet	SPROSH-1
Rich DEA	20 TS-1	Valve	VLV-100

### MONITOR

#### Specifications Summary

Specified Value	Current Value	Wt Error	Wt Tol	Abs Tol	Active	Estimate

### SPECS

#### Column Specification Parameters

### User Variables

### SETUP

#### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
DEA to Cont	DEA to Cont @Main	T-P Flash	Sweet Gas	Sweet Gas @Main	T-P Flash
Gas to Contactor	Gas to Contactor @Main	T-P Flash	Rich DEA	Rich DEA @Main	T-P Flash
			** New **		

### VARIABLES

#### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

## Distillation: REGENERATOR @Main


### CONNECTIONS

Inlet Stream		FROM UNIT OPERATION	
STREAM NAME	Stage		
RBLR Q	Reboiler		
Regen Feed	4 Main TS	Heat Exchanger	E-100
Outlet Stream		TO UNIT OPERATION	
STREAM NAME	Stage		
COND Q	Condenser		
ACID GAS	Condenser		
Regen Bltms	Reboiler	Heat Exchanger	E-100

### MONITOR

#### Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt Error	Wt Tol	Abs Tol	Active	Estimate
Cond Temp	50.00 C	50.00 C	6.162e-06	0.01000	1.000 C	On	On
Reboiler Duty	2.300e+07 kcal/h	2.303e+07 kcal/h	0.0003442	0.01000	2.390 kcal/h	On	On
Overhd Vap Rate	300.0 kgmole/h	313.2 kgmole/h	0.04407	0.01000	1.000 kgmole/h	Off	On
Reflux Ratio	2.000	2.882	0.4412	0.01000	0.01000	Off	On

1	 Bufeite Industrial Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\WINNT\Profiles\marjanez\Person\Consumo minimo 10.HSC
2		Unit Set: MKS
3		Date/Time: Wed Jul 28 19 26 15 1999
4		
5		

## Distillation: REGENERATOR @Main (continued)

### SPECS

#### Column Specification Parameters

#### Cond Temp

13	Stage	Condenser			
----	-------	-----------	--	--	--

#### Reboiler Duty

15	Energy Stream	RBLR Q @COL2			
----	---------------	--------------	--	--	--

#### Ovhd Vap Rate

17	Stream	ID GAS @COL2	Flow Basis:	Molar	
----	--------	--------------	-------------	-------	--

#### Reflux Ratio

19	Stage	Condenser	Flow Basis	Molar	Liquid Specification	---
----	-------	-----------	------------	-------	----------------------	-----

#### User Variables

### SETUP

#### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
RBLR Q	RBLR Q @Main	None Req'd	COND O	COND O @Main	None Req'd
Regen Feed	Regen Feed @Main	T-P Flash	ACID GAS	ACID GAS @Main	T-P Flash
			Regen Btms	Regen Btms @Main	T-P Flash
			** New **		

### VARIABLES

#### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

## Heat Exchanger: E-100 @Main

### CONNECTIONS

Tube Side					Shell Side			
Inlet		Outlet			Inlet		Outlet	
Name	Rich to L/R @Main	Name	Regen Feed @Main	Name	Regen Btms @Main	Name	Lean from L/R @Main	
From Op	Flash Tk Separator	To Op	DistREGENERATOR	From Op	DistREGENERATOR	To Op	Mixer MAKEUP	
Temp	70.07 C	Temp	93.00 C	Temp	119.75 C	Temp	97.34 C	

### PARAMETERS

#### Exchanger Design (End Point)

53	Tube Side DeltaP	0.7031 kg/cm2	Shell Side DeltaP	0.7031 kg/cm2	Passes	Counter Current
54	UA	2.678e+05 kcal/C-h	Tolerance	1.0000e-04		

### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
56	Heat Balance	0.0000 kcal/h	-4.708e-05 kcal/h	5.472e-08	On
57	UA	---	2.678e+05 kcal/C-h	---	On

#### Detailed Specifications

#### Heat Balance

58	Type	Duty	Pass	Error	Spec. Value	0.0000 kcal/h
59	Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)			Page 2 of 6

1			Case Name	C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimo\10 HSC
2		Bufile Industrial	Unit Set:	MKS
3		Calgary, Alberta	Date/Time:	Wed Jul 28 19 26 15 1999
4		CANADA		
5				

**Heat Exchanger: E-100 @Main (continued)**

**Detailed Specifications**

**UA**

Type	UA	Pass:	Overall	Spec Value	---
------	----	-------	---------	------------	-----

**User Variables**

**Cooler: E-101 @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
DEA TO COOL @Main	Mixer		MAKEUP

**Outlet Stream**

STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
DEA TO PUMP @Main	Pump		P-100

**Energy Stream**

STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
COOLER Q @Main			

**PARAMETERS**

Pressure Drop	0.3515 kg/cm2 <sup>2</sup>	Duty	1.211e+07 kcal/h	Volume	---
Function	Not Selected	Zones	1		

**User Variables**

**Separator: Flash Tk @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

Stream Name		From Unit Operation	
DEA to Flash Tk @Main	Valve		VLV-100

**Outlet Stream**

Stream Name		To Unit Operation	
Flash Vap @Main			
Rich to L/R @Main	Heat Exchanger		E-100

**Energy Stream**

Stream Name		From Unit Operation	

**PARAMETERS**

Vessel Volume	2.000 m3	Level SP.	50.00 %	Liquid Volume	1.000 m3
Vessel Pressure	6.328 kg/cm2	Pressure Drop	0.0000 kg/cm2 <sup>2</sup>	Duty	0.0000 kcal/h
				Heat Transfer Mode:	Heating

**User Variables**

**Separator: V-100 @Main**

**CONNECTIONS**

1			Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimo 10 HSC	
2	Bufete Industrial		Unit Set: MKS	
3	Calgary, Alberta			
4	CANADA		Date/Time: Wed Jul 28 19:26:15 1999	
5				
6	<b>Separator: V-100 @Main (continued)</b>			
7				
8	<b>CONNECTIONS</b>			
9	<b>Inlet Stream</b>			
10	Stream Name		From Unit Operation	
11	Sour Gas @Main			
12	<b>Outlet Stream</b>			
13	Stream Name		To Unit Operation	
14	Gas to Contactor @Main		Absorber	
15	FWKO @Main		DEA Contactor	
16	<b>Energy Stream</b>			
17	Stream Name		From Unit Operation	
18				
19	<b>PARAMETERS</b>			
20	Vessel Volume	2 000 m3	Level SP	50.00 %
21	Liquid Volume	1.000 m3		
22	Vessel Pressure	74.00 kg/cm2	Pressure Drop	0.0000 kg/cm2
23	Duty	0.0000 kcal/h	Heat Transfer Mode	Heating
24	<b>User Variables</b>			
25	<b>Pump: P-100 @Main</b>			
26				
27	<b>CONNECTIONS</b>			
28	<b>Inlet Stream</b>			
29	Stream Name		From Unit Operation	
30	DEA TO PUMP @Main		Cooler	
31			E-101	
32	<b>Outlet Stream</b>			
33	Stream Name		To Unit Operation	
34	DEA TO RECY @Main		Recycle	
35			RCY-1	
36	<b>Energy Stream</b>			
37	Stream Name		From Unit Operation	
38	PUMP Q @Main			
39	<b>PARAMETERS</b>			
40	Adiabatic Efficiency (%)	100.0	Delta P	72.40 kg/cm2
41	Energy	5.193e+05 kcal/h		
42	<b>CURVES</b>			
43	Delta P	72.40 kg/cm2	Energy	5.193e+05 kcal/h
44	Coefficient A	0.0000	Coefficient B	0.0000
45	Coefficient C	0.0000		
46	Parameter Preferences	Units for Delta P:	m	Flow Basis
47			LiqVolFlow	Units for Flow:
48				barrel/day
49	<b>User Variables</b>			
50				
51	<b>Valve: VLV-100 @Main</b>			
52				
53	<b>CONNECTIONS</b>			
54	<b>Inlet Stream</b>			
55	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
56	Rich DEA @Main		Absorber	
57			DEA Contactor	
58	<b>Outlet Stream</b>			
59	<b>PARAMETERS</b>			
60	<b>Separator: V-100 @Main (continued)</b>			
61				
62				
63				
64				
65				
66				

1			Case Name	C:\WINNT\Profiles\martinezd\Personal\consumo mínimo 10.HSC
2	Bufete Industrial		Unit Set:	MKS
3	Calgary, Alberta		Date/Time:	Wed Jul 28 19:26:15 1999
4	CANADA			
5				
6				
7	<b>Valve: VLV-100 @Main (continued)</b>			
8				
9	<b>CONNECTIONS</b>			
10				
11	<b>Outlet Stream</b>			
12	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
13	DEA to Flash Tx @Main	Separator		Flash Tx
14	<b>PARAMETERS</b>			
15				
16	<b>Physical Properties</b>			
17				
18	Pressure Drop	66.67 kg/cm2		
19	<b>User Variables</b>			
20				
21				
22	<b>Mixer: MAKEUP @Main</b>			
23				
24	<b>CONNECTIONS</b>			
25				
26	<b>Inlet Stream</b>			
27	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
29	MAKEUP H2O @Main			
30	Lean from LR @Main	Heat Exchanger		E-100
31	<b>Outlet Stream</b>			
32	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
34	DEA TO COOL @Main	Cooler		E-101
35	<b>PARAMETERS</b>			
36				
37	<b>User Variables</b>			
38				
39				
40	<b>Set: SET-1 @Main</b>			
41				
42	<b>Target</b>			
43				
44	OBJECT		VARIABLE	
45	DEA TO RECY		Pressure	
46	<b>Source</b>			
47				
48	OBJECT		VARIABLE	
49	Gas to Contactor		Pressure	
50	<b>Equation Parameters</b>			
51				
52	MULTIPLIER		OFFSET	
53	1.000		-0.3515 kg/cm2	
54	<b>User Variables</b>			
55				
56				
57	<b>Recycle: RCY-1 @Main</b>			
58				
59	<b>CONNECTIONS</b>			
60				
61	<b>Inlet Stream</b>			
62	Stream Name		From Unit Operation	
64	DEA TO RECY @Main	Pump		P-100
65	<b>Outlet Stream</b>			
66				



1			Case Name	C:\WINNT\ProCes\mrtarized\Personal\consumg\minimo10.HSC	
2	Butele Industrial		Unit Set:	MKS	
3	Calgary, Alberta		Date/Time:	Wed Jul 28 19:26:15 1999	
4	CANADA				
5					
6	<b>Recycle: RCY-1 @Main (continued)</b>				
7					
8					
9	<b>Outlet Stream</b>				
10	Stream Name		To Unit Operation		
11	DEA to Cont @Main		Absorber		DEA Contactor
12			Spreadsheet		SPROSH1-1
13	<b>TOLERANCE</b>				
14					
15	Vapour Fraction	0.1000	Temperature:	0.1000	Pressure
16	Flow	0.1000	Enthalpy	0.1000	Composition
17					
18	<b>NUMERICAL</b>				
19	Acceleration Type	Wegstein	Iteration Type:	Nested	
20	Maximum Iterations	10	Iteration Count:	1	
21	Wegstein Count	3	Q Minimum:	-20.00	Q Maximum:
22					
23	<b>Iteration History</b>				
24	Iteration	Variable	Outlet Value	Inlet Value	
25	1	Converged	---	---	
26					
27	<b>User Variables</b>				
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66	Hypotech Ltd.		HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)		Page 6 of 6

3 Case (Main)  
 4  
 5  
 6

7 Material Streams

9 Name	Sour Gas	DEA to Cont	Gas to Contactor	FWKO	Sweet Gas
11 Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
12 Temperature (C)	54.00	60.00	54.00	54.00	60.01
13 Pressure (kg/cm2)	74.00	73.65	74.00	74.00	72.65
14 Molar Flow (kgmole/h)	5230	1.436e+04	5230	0.0000	4937
15 Mass Flow (kg/h)	1.232e+05	3.265e+05	1.232e+05	0.0000	1.115e+05
16 Liquid Volume Flow (m3/h)	327.6	320.0	327.6	0.0000	312.6
17 Heat Flow (kcal/h)	2.255e+07	-9.027e+07	2.255e+07	0.0000	2.213e+07
19 Name	Rich DEA	DEA to Flash Tk	Flash Vap	Rich to L/R	Regen Feed
20 Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0001
21 Temperature (C)	73.00	72.98	72.98	72.98	93.00
22 Pressure (kg/cm2)	73.00	6.328	6.328	6.328	5.625
23 Molar Flow (kgmole/h)	1.465e+04	1.465e+04	13.30	1.464e+04	1.464e+04
24 Mass Flow (kg/h)	3.382e+05	3.382e+05	275.6	3.380e+05	3.380e+05
25 Liquid Volume Flow (m3/h)	335.0	335.0	0.7487	334.2	334.2
26 Heat Flow (kcal/h)	-8.986e+07	-8.986e+07	5.197e+04	-8.991e+07	-8.359e+07
28 Name	Regen Btms	Lean from L/R	ACID GAS	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
29 Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
30 Temperature (C)	125.3	105.8	50.00	25.00	105.7
31 Pressure (kg/cm2)	2.300	1.597	2.000	1.597	1.597
32 Molar Flow (kgmole/h)	1.432e+04	1.432e+04	312.6	33.30	1.436e+04
33 Mass Flow (kg/h)	3.259e+05	3.259e+05	1.203e+04	600.0	3.265e+05
34 Liquid Volume Flow (m3/h)	319.4	319.4	14.83	0.6012	320.0
35 Heat Flow (kcal/h)	-6.937e+07	-7.569e+07	7.870e+05	-2.715e+05	-7.597e+07
37 Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY	DEA to Cont @COL1	Gas to Contactor @	Sweet Gas @COL1
38 Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
39 Temperature (C)	58.20	60.00	60.00	54.00	60.01
40 Pressure (kg/cm2)	1.245	73.65	73.65	74.00	72.65
41 Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+04	1.436e+04	1.436e+04	5230	4937
42 Mass Flow (kg/h)	3.265e+05	3.265e+05	3.265e+05	1.232e+05	1.115e+05
43 Liquid Volume Flow (m3/h)	320.0	320.0	320.0	327.6	312.6
44 Heat Flow (kcal/h)	-9.032e+07	-9.027e+07	-9.027e+07	2.255e+07	2.213e+07
46 Name	Rich DEA @COL1	Reflux @COL2	To Condenser @CO	Boilup @COL2	To Reboiler @COL2
47 Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
48 Temperature (C)	73.00	50.00	113.6	125.3	125.0
49 Pressure (kg/cm2)	73.00	2.000	2.350	2.300	2.300
50 Molar Flow (kgmole/h)	1.465e+04	725.9	1038	2424	1.675e+04
51 Mass Flow (kg/h)	3.382e+05	1.310e+04	2.518e+04	4.384e+04	3.697e+05
52 Liquid Volume Flow (m3/h)	335.0	13.13	27.96	43.99	363.4
53 Heat Flow (kcal/h)	-8.986e+07	-5.580e+06	3.202e+06	7.696e+06	-8.467e+07
55 Name	ACID GAS @COL2	Regen Btms @COL	Regen Feed @COL2		
56 Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0001		
57 Temperature (C)	50.00	125.3	93.00		
58 Pressure (kg/cm2)	2.000	2.300	5.625		
59 Molar Flow (kgmole/h)	312.6	1.432e+04	1.464e+04		
60 Mass Flow (kg/h)	1.208e+04	3.259e+05	3.380e+05		
61 Liquid Volume Flow (m3/h)	14.83	319.4	334.2		
62 Heat Flow (kcal/h)	7.870e+05	-6.937e+07	-8.359e+07		
63					
64	Remarks:				
65					
66	Date	Thu May 20 18:45:45 1999	Version:HYSYS v1.5.2 (Build 1706)	Page No	1 of 6

\* Specified by user

2  
3 Case (Main)

4  
5  
6  
7  
8 Compositions

9 Name	Sour Gas	DEA to Cont	Gas to Contactor	FWKO	Sweet Gas
11 Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.003620 *	0.000000 *	0.003620	0.000007	0.003828
12 Comp Mole Frac (CO2)	0.034160 *	0.000608 *	0.034160	0.001847	0.000010
13 Comp Mole Frac (H2S)	0.021760 *	0.000107 *	0.021760	0.003309	0.000001
14 Comp Mole Frac (Methane)	0.666380 *	0.000000 *	0.666380	0.002291	0.703767
15 Comp Mole Frac (Ethane)	0.156570 *	0.000000 *	0.156570	0.000371	0.165496
16 Comp Mole Frac (Propane)	0.079700 *	0.000000 *	0.079700	0.000119	0.084308
17 Comp Mole Frac (i-Butane)	0.008210 *	0.000000 *	0.008210	0.000001	0.008695
18 Comp Mole Frac (n-Butane)	0.019610 *	0.000000 *	0.019610	0.000001	0.020770
19 Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.004050 *	0.000000 *	0.004050	0.000000	0.004289
20 Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.003360 *	0.000000 *	0.003360	0.000000	0.003559
21 Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.001540 *	0.000000 *	0.001540	0.000000	0.001631
22 Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000 *	0.000000 *	0.000000	0.000000	0.000000
23 Comp Mole Frac (H2O)	0.001040 *	0.945291 *	0.001040	0.992054	0.003645
24 Comp Mole Frac (DEAmine)	0.000000 *	0.053994 *	0.000000	0.000000	0.000000
25 Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0043 *	0.0000 *	0.0043	0.0000	0.0047
26 Comp Mass Frac (CO2)	0.0638 *	0.0012 *	0.0638	0.0045	0.0000
27 Comp Mass Frac (H2S)	0.0315 *	0.0002 *	0.0315	0.0062	0.0000
28 Comp Mass Frac (Methane)	0.4537 *	0.0000 *	0.4537	0.0020	0.5001
29 Comp Mass Frac (Ethane)	0.1998 *	0.0000 *	0.1998	0.0006	0.2204
30 Comp Mass Frac (Propane)	0.1492 *	0.0000 *	0.1492	0.0003	0.1647
31 Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0203 *	0.0000 *	0.0203	0.0000	0.0224
32 Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0484 *	0.0000 *	0.0484	0.0000	0.0535
33 Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0124 *	0.0000 *	0.0124	0.0000	0.0137
34 Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0103 *	0.0000 *	0.0103	0.0000	0.0114
35 Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0096 *	0.0000 *	0.0096	0.0000	0.0062
36 Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
37 Comp Mass Frac (H2O)	0.0008 *	0.7490 *	0.0008	0.9853	0.0029
38 Comp Mass Frac (DEAmine)	0.0000 *	0.2496 *	0.0000	0.0000	0.0000

39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64 Remarks:

Case (Main)

Compositions

Name	Rich DEA	DEA to Flash Tk	Flash Vap	Rich to L/R	Regen Feed
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000002	0.000002	0.002436	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.012787	0.012787	0.033578	0.012768	0.012768
Comp Mole Frac (H2S)	0.007873	0.007873	0.040311	0.007843	0.007843
Comp Mole Frac (Methane)	0.000711	0.000711	0.707561	0.000068	0.000068
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000119	0.000119	0.119431	0.000011	0.000011
Comp Mole Frac (Propane)	0.000039	0.000039	0.039813	0.000003	0.000003
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000384	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000001	0.000001	0.000873	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000211	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000168	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000071	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.925552	0.925552	0.054762	0.926343	0.926343
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.052915	0.052915	0.000001	0.052963	0.052963
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0033	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (CO2)	0.0244	0.0244	0.0713	0.0243	0.0243
Comp Mass Frac (H2S)	0.0116	0.0116	0.0663	0.0116	0.0116
Comp Mass Frac (Methane)	0.0005	0.0005	0.5482	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0002	0.0002	0.1733	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Propane)	0.0001	0.0001	0.0847	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0024	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (H2O)	0.7223	0.7223	0.0476	0.7229	0.7229
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2411	0.2410	0.0000	0.2412	0.2412

Remarks:

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Regen Bttms	Lean from L/R	ACID GAS	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000	0.000005	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.000609	0.000609	0.962504	0.000000	0.000608
Comp Mole Frac (H2S)	0.000108	0.000108	0.362283	0.000000	0.000108
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000	0.001392	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000	0.005504	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000	0.000135	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000	0.000500	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000090	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.945164	0.945164	0.063975	1.000000	0.945291
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.054119	0.054119	0.000000	0.000000	0.053993
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (CO2)	0.0012	0.0012	0.6489	0.0000	0.0012
Comp Mass Frac (H2S)	0.0002	0.0002	0.3194	0.0000	0.0002
Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0013	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (H2O)	0.7486	0.7486	0.0258	1.0000	0.7490
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2501	0.2501	0.0000	0.0000	0.2496

Remarks:

\* Specified by user

2  
3  
4 Case (Main)

5  
6  
7  
8 Compositions

9	10 Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY		
11	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.000608	0.000608		
13	Comp Mole Frac (H2S)	0.000108	0.000108		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000		
23	Comp Mole Frac (H2O)	0.945291	0.945291		
24	Comp Mole Frac (DEAmine)	0.053993	0.053993		
25	Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000		
26	Comp Mass Frac (CO2)	0.0012	0.0012		
27	Comp Mass Frac (H2S)	0.0002	0.0002		
28	Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000		
29	Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000		
30	Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000		
31	Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000		
32	Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000		
33	Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000		
34	Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000		
35	Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000		
36	Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000		
37	Comp Mass Frac (H2O)	0.7490	0.7490		
38	Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2496	0.2496		

39  
40  
41 Energy Streams

42 Name	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q
43 Heat Flow (kcal/h)	2.300e+07	7.995e+06	1.485e+07	5.472e+05

44  
45  
46  
47 Unit Operations

48 Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
49 V-100	Separator	Sour Gas	FWKO Gas to Contactor	No	500.0
50					
51					
52					
53 DEA Contactor	Column Sub-Flowsheet	DEA to Cont Gas to Contactor	Rich DEA Sweet Gas	No	2500
54					
55					
56 VLV-100	Valve	Rich DEA	DEA to Flash Tk	No	500.0
57					
58 Flash Tk	Separator	DEA to Flash Tk	Rich to L/R Flash Vap	No	500.0
59					
60					
61 E-100	Heat Exchanger	Rich to L/R Regen Brms	Regen Feed Lean from L/R	No	500.0
62					
63					
64	Remarks				
65					

\* Spec'ed by user

3  
 4 Case (Main)  
 5

6  
 7 Unit Operations  
 8

9	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
11	REGENERATOR	Column Sub-Flowsheet	Regen Feed	Regen Bitms	No	2500
12			RBLR Q	ACID GAS		
13				COND Q		
15	MAKEUP	Mixer	MAKEUP H2O	DEA TO COOL	No	500.0
16			Lean from L/R			
18	E-101	Cooler	DEA TO COOL	DEA TO PUMP	No	500.0
19				COOLER Q		
21	P-100	Pump	DEA TO PUMP	DEA TO RECY	No	500.0
22				PUMP Q		
24	SET-1	Set			No	500.0
26	RCY-1	Recycle	DEA TO RECY	DEA to Cont	No	3500
23	SPRDSHT-1	Spreadsheet			No	500.0

25  
 26  
 27  
 28  
 29  
 30  
 31  
 32  
 33  
 34  
 35  
 36  
 37  
 38  
 39  
 40  
 41  
 42  
 43  
 44  
 45  
 46  
 47  
 48  
 49  
 50  
 51  
 52  
 53  
 54  
 55  
 56  
 57  
 58  
 59  
 60  
 61  
 62  
 63

64 Remarks.

\* Specified by user

**C. CASO 30% DEA**



1			Case Name	C:\WRINT\Profiles\martinez\Personal\consumo mínimo\3.HSC
2		Butele Industrial	Unit Set:	MKS
3		Calgary, Alberta	Date/Time:	Wed Jul 28 19 28 22 1999
4		CANADA		

### Absorber: DEA Contactor @Main

#### CONNECTIONS

STREAM NAME		Stage	FROM UNIT OPERATION	
Inlet Stream				
13	DEA to Cont	1 TS-1	Recycle Separator	RCY-1
14	Gas to Contactor	20 TS-1		V-100
Outlet Stream				
STREAM NAME		Stage	TO UNIT OPERATION	
17	Sweet Gas	1 TS-1	Spreadsheet Valve	SPRDSHT-1
18	Rich DEA	20 TS-1		VLV-100

#### MONITOR

##### Specifications Summary

Specified Value	Current Value	Wt Error	Wt Tot	Abs Tot	Active	Estimate

#### SPECS

##### Column Specification Parameters

#### User Variables

#### SETUP

##### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
35	DEA to Cont	T-P Flash	Sweet Gas	Sweet Gas @Main	T-P Flash
37	Gas to Contactor	T-P Flash	Rich DEA	Rich DEA @Main	T-P Flash
			** Now **		

#### VARIABLES

##### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

### Distillation: REGENERATOR @Main


#### CONNECTIONS

STREAM NAME		Stage	FROM UNIT OPERATION	
Inlet Stream				
50	RBLR O	Reboiler		
52	Regen Feed	4 Main TS	Heat Exchanger	E-100
Outlet Stream				
STREAM NAME		Stage	TO UNIT OPERATION	
54	COND O	Condenser		
56	ACID GAS	Condenser		
57	Regen Bits	Reboiler	Heat Exchanger	E-100

#### MONITOR

##### Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt Error	Wt Tot	Abs Tot	Active	Estimate
62	Cond Temp	50.00 C	50.00 C	1.364e-06	0.01000	1.000 C	On On
63	Reboiler Duty	2.100e+07 kcal/h	2.105e+07 kcal/h	0.0007154	0.01000	2.390 kcal/h	On On
64	Reflux Ratio	2.000	2.609	0.3043	0.01000	0.01000	Off On
65	Overd Vap Rate	300.0 kgmole/h	313.2 kgmole/h	0.04387	0.01000	1.000 kgmole/h	Off On

 Bufeite Industrial Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimo3.HSC
	Unit Set: MKS
	Date/Time: Wed Jul 28 19:28:22 1999

### Heat Exchanger: E-100 @Main (continued)

Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	Rich to L/R @Main	Name	Regen Feed @Main	Name	Regen Btms @Main	Name	Lean from L/R @Main
From Op	Flash Tk Separator	To Op	DISTRIBGENERATOR	From Op	DISTRIBGENERATOR	To Op	Mixer MAKEUP
Temp	72.19 C	Temp	93.00 C	Temp	121.50 C	Temp	101.15 C

#### PARAMETERS

#### Exchanger Design (End Point)

Tube Side DeltaP	0.7031 kg/cm <sup>2</sup>	Shell Side DeltaP	0.7031 kg/cm <sup>2</sup>	Passes	Counter Current
UA	1.900e+05 kcal/C-h	Tolerance	1.0000e-04		

#### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
Heat Balance	0.0000 kcal/h	-8.595e-05 kcal/h	9.590e-08	On	On
UA	---	1.900e+05 kcal/C-h	---	On	On

#### Detailed Specifications

Type Duty		Pass: Error		Spec Value: 0.0000 kcal/h	
UA					
Type UA		Pass: Overall		Spec Value: ---	

#### User Variables

### Cooler: E-101 @Main

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
DEA TO COOL @Main	Mixer MAKEUP

##### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
DEA TO PUMP @Main	Pump P-100

##### Energy Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
COOLER Q @Main	

#### PARAMETERS

Pressure Drop	0.3515 kg/cm <sup>2</sup>	Duty	1.105e+07 kcal/h	Volume	---
Function	Not Selected	Zones:	1		

#### User Variables

### Separator: Flash Tk @Main

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
DEA to Flash Tk @Main	Valve VLV-100

##### Outlet Stream

Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)	Page 3 of 6
----------------	-----------------------------------	-------------

1			Case Name	C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimo3.HSC
2			Unit Set:	MKS
3			Date/Time:	Wed Jul 28 19:28:22 1999
4				
5				

**Separator: Flash Tk @Main (continued)**

6				
7				
8				
9	Stream Name		To Unit Operation	
10	Flash Vap @Main			
11	Rich to L/R @Main	Heat Exchanger		E-100

**Energy Stream**

12				
13	Stream Name		From Unit Operation	
14				
15				

**PARAMETERS**

16				
17				
18	Vessel Volume:	2.000 m3	Level SP:	50.00 %
19	Vessel Pressure	6.328 kg/cm2	Pressure Drop:	0.0000 kg/cm2
20			Duty:	0.0000 kcal/h
21			Heat Transfer Mode:	Heating
22			Liquid Volume:	1.000 m3

**User Variables**

**Separator: V-100 @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

23				
24				
25	Stream Name		From Unit Operation	
26	Sour Gas @Main			

**Outlet Stream**

27				
28				
29	Stream Name		To Unit Operation	
30	Gas to Contactor @Main	Absorber		DEA Contactor
31	FWKO @Main			

**Energy Stream**

32				
33	Stream Name		From Unit Operation	
34				
35				

**PARAMETERS**

36				
37				
38	Vessel Volume	2.000 m3	Level SP:	50.00 %
39	Vessel Pressure	74.00 kg/cm2	Pressure Drop:	0.0000 kg/cm2
40			Duty:	0.0000 kcal/h
41			Heat Transfer Mode:	Heating
42			Liquid Volume:	1.000 m3

**User Variables**

**Pump: P-100 @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

43				
44				
45	Stream Name		From Unit Operation	
46	DEA TO PUMP @Main	Cooler		E-101

**Outlet Stream**

47				
48				
49	Stream Name		To Unit Operation	
50	DEA TO RECY @Main	Recycle		RCY-1

**Energy Stream**

51				
52	Stream Name		From Unit Operation	
53	PUMP O @Main			

**PARAMETERS**

54				
55				
56	Adiabatic Efficiency (%)	100.0	Delta P	72.40 kg/cm2
57			Energy	4.394e+05 kcal/h
58	Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)	Page 4 of 6

2  
3  
4 Case (Main)

5  
6  
7  
8 Compositions

9	Name	Sour Gas	DEA to Cont	Gas to Contactor	FWKO	Sweet Gas
11	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.003620 *	0.000000 *	0.003620	0.000007	0.003627
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.034160 *	0.000758 *	0.034160	0.001847	0.000011
13	Comp Mole Frac (H2S)	0.021760 *	0.000057 *	0.021760	0.003309	0.000000
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.666330 *	0.000000 *	0.666330	0.002291	0.703666
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.156570 *	0.000000 *	0.156570	0.000371	0.165459
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.079700 *	0.000000 *	0.079700	0.000119	0.084291
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.008210 *	0.000000 *	0.008210	0.000001	0.008692
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.019610 *	0.000000 *	0.019610	0.000001	0.020760
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.004050 *	0.000000 *	0.004050	0.000000	0.004238
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.003360 *	0.000000 *	0.003360	0.000000	0.003557
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.001540 *	0.000000 *	0.001540	0.000000	0.001830
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000 *	0.000000 *	0.000000	0.000000	0.000000
23	Comp Mole Frac (H2O)	0.001040 *	0.930783 *	0.001040	0.992054	0.002589
24	Comp Mole Frac (DEAmine)	0.000000 *	0.068352 *	0.000000	0.000000	0.000001
25	Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0043 *	0.0000 *	0.0043	0.0000	0.0047
26	Comp Mass Frac (CO2)	0.0638 *	0.0014 *	0.0638	0.0045	0.0000
27	Comp Mass Frac (H2S)	0.0315 *	0.0001 *	0.0315	0.0062	0.0000
28	Comp Mass Frac (Methane)	0.4537 *	0.0000 *	0.4537	0.0020	0.5002
29	Comp Mass Frac (Ethane)	0.1998 *	0.0000 *	0.1998	0.0006	0.2204
30	Comp Mass Frac (Propane)	0.1492 *	0.0000 *	0.1492	0.0003	0.1548
31	Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0203 *	0.0000 *	0.0203	0.0000	0.0224
32	Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0484 *	0.0000 *	0.0484	0.0000	0.0534
33	Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0124 *	0.0000 *	0.0124	0.0000	0.0137
34	Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0103 *	0.0000 *	0.0103	0.0000	0.0114
35	Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0056 *	0.0000 *	0.0056	0.0000	0.0062
36	Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
37	Comp Mass Frac (H2O)	0.0008 *	0.6989 *	0.0008	0.9363	0.0029
38	Comp Mass Frac (DEAmine)	0.0000 *	0.2995 *	0.0000	0.0000	0.0000

39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63 Remarks:

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Rich DEA	DEA to Flash Tk	Flash Vap	Rich to L/R	Regen Feed
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000002	0.000002	0.002372	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.015856	0.015856	0.041391	0.015832	0.015832
Comp Mole Frac (H2S)	0.009720	0.009720	0.052545	0.009680	0.009680
Comp Mole Frac (Methane)	0.000699	0.000699	0.025317	0.000665	0.000665
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000118	0.000118	0.116436	0.000010	0.000010
Comp Mole Frac (Propane)	0.000039	0.000039	0.038811	0.000003	0.000003
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000001	0.000001	0.000912	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000222	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000177	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000075	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.906891	0.906891	0.060338	0.907674	0.907674
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.066674	0.066674	0.000001	0.066735	0.066735
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0031	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (CO2)	0.0266	0.0266	0.0683	0.0286	0.0286
Comp Mass Frac (H2S)	0.0136	0.0136	0.0849	0.0135	0.0135
Comp Mass Frac (Methane)	0.0005	0.0005	0.5218	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0001	0.0001	0.1659	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Propane)	0.0001	0.0001	0.0311	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0025	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (H2O)	0.6693	0.6693	0.0515	0.6703	0.6703
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2873	0.2873	0.0000	0.2876	0.2876

Remarks

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Regen Btms	Lean from L/R	ACID GAS	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000	0.000004	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.000770	0.000770	0.570497	0.000000	0.000768
Comp Mole Frac (H2S)	0.000098	0.000098	0.362568	0.000000	0.000097
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000	0.602460	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000	0.000390	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000	0.001104	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.930584	0.930584	0.063976	1.000000	0.930783
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.068548	0.068548	0.000000	0.000000	0.068352
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (CO2)	0.0014	0.0014	0.6493	0.0000	0.0014
Comp Mass Frac (H2S)	0.0001	0.0001	0.3195	0.0000	0.0001
Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mass Frac (H2O)	0.6983	0.6983	0.0298	1.0000	0.6939
Comp Mass Frac (DEAmine)	0.3002	0.3002	0.0000	0.0000	0.2955

Remarks

\* Specified by user

2  
3  
4 Case (Main)

5  
6  
7 Compositions

9 Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY			
11 Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000			
12 Comp Mole Frac (CO2)	0.000768	0.000768			
13 Comp Mole Frac (H2S)	0.000097	0.000097			
14 Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000			
15 Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000			
16 Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000			
17 Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000			
18 Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000			
19 Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000			
20 Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000			
21 Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000			
22 Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000			
23 Comp Mole Frac (H2O)	0.930783	0.930783			
24 Comp Mole Frac (DEAmine)	0.068352	0.068352			
25 Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000			
26 Comp Mass Frac (CO2)	0.0014	0.0014			
27 Comp Mass Frac (H2S)	0.0001	0.0001			
28 Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000			
29 Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000			
30 Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000			
31 Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000			
32 Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000			
33 Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000			
34 Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000			
35 Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000			
36 Comp Mass Frac (H2O)	0.6989	0.6989			
37 Comp Mass Frac (DEAmine)	0.2995	0.2995			

39  
40 Energy Streams

42 Name	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q	
44 Heat Flow (kcal/h)	2.100e+07	7.642e+06	1.312e+07	4.612e+05	

45  
46 Unit Operations

48 Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
50 V-100	Separator	Sour Gas	FWKD Gas to Contactor	No	500.0
53 DEA Contactor	Column Sub-Flowsheet	DEA to Cont Gas to Contactor	Rich DEA Sweet Gas	No	2500
56 VLV-100	Valve	Rich DEA	DEA to Flash Tk	No	500.0
58 Flash Tk	Separator	DEA to Flash Tk	Rich to L/R Flash Vap	No	500.0
61 E-100	Heat Exchanger	Rich to L/R Regen Btms	Regen Feed Lean from L/R	No	500.0

64 Remarks


Specified by user

1	HYSYS Workbook Specsheet (All Pages)				consumo minimo3.hsc	
2						
3	Case (Main)					
4						
5						
6						
7	Unit Operations					
8						
9	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
10						
11	REGENERATOR	Column Sub-Flowsheet	Regen Feed	Regen Strms	No	2500.0
12			RBLR O	ACID GAS		
13				COND C		
14						
15	MAKEUP	Mixer	MAKEUP H2O	DEA TO COOL	No	500.0
16			Lean from L/R			
17						
18	E-101	Cooler	DEA TO COOL	DEA TO PUMP	No	500.0
19				COOLER O		
20						
21	P-100	Pump	DEA TO PUMP	DEA TO RECY	No	500.0
22				PUMP O		
23						
24	SET-1	Set			No	500.0
25						
26	RCY-1	Recycle	DEA TO RECY	DEA to Cont	No	3500.0
27						
28	SPRDSHT-1	Spreadsheet			No	500.0
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64	Remarks:					
65						
66	Date:	Thu May 20 18:46:52 1999	Version:HYSYS v1.5.2 (Build 1706)	Page No	6	Of: 6

\* Specified by user



**D. CASO 50 % MDEA**

	Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinez\ed\Personal\consumo minimom\dea HSC
	Unit Set: MKS
	Date/Time: Wed Jul 28 19:20:25 1999

## Absorber: ABSORBEDORA @Main

### CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
DEA to Cont	1 TS-1	Recycle	RCY-1
Gas to Contactor	20 TS-1	Separator	V-100
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
Sweet Gas	1 TS-1	Spreadsheet	SPROSHT-1
Rich DEA	20 TS-1	Valve	VLV-100

### MONITOR

#### Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt Error	Wt Tol	Abs Tol	Active	Estimate

### SPECS

#### Column Specification Parameters

### User Variables

### SETUP

#### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
DEA to Cont	MINA a ABSORB @Main	T-P Flash	Sweet Gas	Gas Dulce @Main	T-P Flash
Gas to Contactor	as a Absorbadora @Main	T-P Flash	Rich DEA	Amnia Rica @Main	T-P Flash
			** New **		

### VARIABLES

#### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

## Distillation: REGENERADORA @Main

### CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
RBLR Q	Reboiler		
Regen Feed	4 Main TS	Heat Exchanger	E-100
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
COND Q	Condenser		
ACID GAS	Condenser		
Regen Bltns	Reboiler	Heat Exchanger	E-100

### MONITOR

#### Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt Error	Wt Tol	Abs Tol	Active	Estimate
Cond Temp	50.00 C	50.00 C	-7.013e-05	0.01000	1.000 C	On	On
Reboiler Duty	1.709e+07 kcal/h	1.698e+07 kcal/h	-0.001028	0.01000	2.390 kcal/h	On	On
Reflux Ratio	2.000	2.183	0.09144	0.01000	0.01000	Off	On
Overhd Vap Rate	300.0 kgmole/h	312.0 kgmole/h	0.04031	0.01000	1.000 kgmole/h	Off	On

Hyprotech Ltd.

HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)

Page 1 of 6

Bulete Industrial  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimomdea.HSC  
Unit Set: MKS  
Date/Time: Wed Jul 26 19:20 25 1999

## Distillation: REGENERADORA @Main (continued)

### SPECS

#### Column Specification Parameters

#### Cond Temp

Stage	Condenser		
-------	-----------	--	--

#### Reboiler Duty

Energy Stream:	RBLR Q @COL2		
----------------	--------------	--	--

#### Reflux Ratio

Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	--
--------	-----------	-------------	-------	-----------------------	----

#### Overhd Vap Rate

Stream:	ID GAS @COL2	Flow Basis:	Molar
---------	--------------	-------------	-------

#### User Variables

### SETUP

#### Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
RBLR Q Regen Feed	RBLR Q @Main Aim Regen @Main	None Req'd T-P Flash	COND Q ACID GAS Regen Bitms ** New **	COND Q @Main GAS ACIDO @Main Fondos Regen @Main	None Req'd T-P Flash T-P Flash

### VARIABLES

#### Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

## Heat Exchanger: E-100 @Main

### CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	AR a A/P @Main	Name	Aim Regen @Main	Name	Fondos Regen @Main	Name	AP de R/P @Main
From Op	Tanque Flash Separator	To Op	REGENERADORA	From Op	REGENERADORA	To Op	Mixer MAKEUP
Temp	88.17 C	Temp	93.00 C	Temp	126.64 C	Temp	114.72 C

### PARAMETERS

#### Exchanger Design (End Point)

Tube Side DeltaP:	0.7031 kg/cm2*	Shell Side DeltaP:	0.7031 kg/cm2*	Passes	Counter Current
UA:	2.351e+04 kcal/C-h	Tolerance:	1.0000e-04		


### SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
Heat Balance	0.0000 kcal/h	-6.208e-07 kcal/h	7.215e-10	On	On
UA	--	2.351e+04 kcal/C-h	--	On	On

### Detailed Specifications

#### Heat Balance

Type:	Duty	Pass:	Error	Spec Value:	0.0000 kcal/h
-------	------	-------	-------	-------------	---------------

 Buleta Industrial Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinezd\Personal\consumo minimo\deea HSC
	Unit Set: MKS
	Date/Time: Wed Jul 28 19 20 25 1999

## Heat Exchanger: E-100 @Main (continued)

### Detailed Specifications

UA

Type UA

Pass. Overall

Spec Value —

### User Variables

## Cooler: E-101 @Main

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
Amina a Enf @Main	Mixer

MAKEUP

#### Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
AMINA a Bomba @Main	Pump

P-100

#### Energy Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
COOLER Q @Main	

### PARAMETERS

Pressure Drop	0.3515 kg/cm <sup>2</sup>	Duty	9.073e+06 kcal/h	Volume	—
Function	Not Selected	Zones	1		

### User Variables

## Separator: Tanque Flash @Main

### CONNECTIONS

#### Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
AMINA a Tq. Flash @Main	Valve

VLV-100

#### Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
Flash Vap @Main	

AR a A/P @Main	Heat Exchanger	E-100
----------------	----------------	-------

#### Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation
-------------	---------------------

### PARAMETERS


Vessel Volume	2.000 m <sup>3</sup>	Level SP	50.00 %	Liquid Volume	1.000 m <sup>3</sup>
Vessel Pressure	6.328 kg/cm <sup>2</sup>	Pressure Drop	0.0000 kg/cm <sup>2</sup>	Duty	0.0000 kcal/h
				Heat Transfer Mode	Heating

### User Variables

## Separator: V-100 @Main

### CONNECTIONS

Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)	Page 3 of 6
----------------	-----------------------------------	-------------

	Bufete Industrial Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\WINNT\Profiles\marinezed\Personal\consumo minimo\mdea.HSC
		Unit Set: MKS
		Date/Time: Wed Jul 28 19:20:25 1999

### Separator: V-100 @Main (continued)

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
Gas Amargo @Main	

##### Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
Gas a Absorbedora @Main	Absorber: ABSORBEDORA
FWKO @Main	

##### Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation

#### PARAMETERS

Vessel Volume	2.000 m3	Level SP:	50.00 %	Liquid Volume	1.000 m3
Vessel Pressure	74.00 kg/cm2	Pressure Drop:	0.0000 kg/cm2	Duty	0.0000 kcal/h
				Heat Transfer Mode:	Heating

#### User Variables

### Pump: P-100 @Main

#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation	
AMINA a Bomba @Main	Cooler	E-101

##### Outlet Stream:

Stream Name	To Unit Operation	
AMINA A RECIRC @Main	Recycle	RCY-1

##### Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation
PUMP Q @Main	

#### PARAMETERS

Adiabatic Efficiency (%)	100.0	Delta P:	72.50 kg/cm2	Energy	2.662e+05 kcal/h
--------------------------	-------	----------	--------------	--------	------------------

#### CURVES

Delta P:	72.50 kg/cm2	Energy:	2.662e+05 kcal/h			
Coefficient A:	0.0000	Coefficient B:	0.0000	Coefficient C:	0.0000	
Parameter Preferences	Units for Delta P:	m	Flow Basis	Liq/VolFlow	Units for Flow:	barrel/day

#### User Variables

### Valve: VLV-100 @Main


#### CONNECTIONS

##### Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
Amira Rica @Main	Absorber: ABSORBEDORA

##### Outlet Stream

Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198)	Page 4 of 6
----------------	-----------------------------------	-------------

 Bufete Industrial Calgary, Alberta CANADA	Case Name	C:\WINNT\Profiles\martinezof\Personal\consumo minimo\de3 HSC
	Unit Set:	MKS
	Date/Time:	Wed Jul 28 19 20 25 1999

**Valve: VLV-100 @Main (continued)**

**CONNECTIONS**

Outlet Stream		TO UNIT OPERATION	
STREAM NAME			
AMINA a Tq. Flash @Main	Separator		Tanque Flash

**PARAMETERS**

**Physical Properties**

Pressure Drop	66.67 kg/cm2
---------------	--------------

**User Variables**

**Set: SET-1 @Main**

**Target**

OBJECT	VARIABLE
AMINA A RECIRC	Pressure

**Source**

OBJECT	VARIABLE
Gas a Absorbadora	Pressure

**Equation Parameters**

MULTIPLIER	OFFSET
1.000	-0.3515 kg/cm2

**User Variables**

**Recycle: RCY-1 @Main**

**CONNECTIONS**

**Inlet Stream**

Stream Name	From Unit Operation
AMINA A RECIRC @Main	Pump P-100

**Outlet Stream**

Stream Name	To Unit Operation
AMINA a ABSORB @Main	ABSORBEDORA SPRDSHT-1

**TOLERANCE**

Vapour Fraction	0.1000	Temperature	0.1000	Pressure:	0.1000
Flow	0.1000	Enthalpy:	1.000	Composition:	1.000

**NUMERICAL**

Acceleration Type	Wegstein	Iteration Type	Nested
Maximum Iterations	30	Iteration Count:	0
Wegstein Count	1	Q Minimum:	-20.00
		Q Maximum:	0.0000

**Iteration History**

Iteration	Variable	Outlet Value	Inlet Value
0	Converged	---	---



Buffalo Industrial  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: C:\WINNT\Profiles\martinez\Personal\consumo minimomdea.HSC

Unit Set: MKS

Date/Time: Wed Jul 28 19:20:25 1999

## Recycle: RCY-1 @Main (continued)

### User Variables

1	
2	
3	
4	
5	
6	
7	
8	
9	
10	
11	
12	
13	
14	
15	
16	
17	
18	
19	
20	
21	
22	
23	
24	
25	
26	
27	
28	
29	
30	
31	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	
43	
44	
45	
46	
47	
48	
49	
50	
51	
52	
53	
54	
55	
56	
57	
58	
59	
60	
61	
62	
63	
64	
65	

HYSYS Workbook Specsheat (All Pages) consumo minimomdea.hsc

Case (Main)

Material Streams

Name	Gas Amargo	AMINA a ABSORB	Gas a Absorbedora	FWKO	Gas Dulce
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	54.00	60.00	54.00	54.00	60.03
Pressure (kg/cm2)	74.00	73.65	74.00	74.00	72.65
Molar Flow (kgmole/h)	5230	5195	5230	0.0000	4944
Mass Flow (kg/h)	1.232e+05	1.629e+05	1.232e+05	0.0000	1.116e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	327.6	160.0	327.6	0.0000	313.1
Heat Flow (kcal/h)	2.255e+07	-2.115e+07	2.255e+07	0.0000	2.217e+07
Name	Amina Rica	AMINA a Tq. Flash	Flash Vap	AR a A/P	Alim Regen
Vapour Fraction	0.0000	0.0012	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	88.37	88.17	88.17	88.17	93.00
Pressure (kg/cm2)	73.00	6.328	6.328	6.328	5.625
Molar Flow (kgmole/h)	5481	5481	6.419	5474	5474
Mass Flow (kg/h)	1.745e+05	1.745e+05	158.7	1.744e+05	1.744e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	174.5	174.5	0.3379	174.2	174.2
Heat Flow (kcal/h)	-2.077e+07	-2.077e+07	2.420e+04	-2.080e+07	-2.009e+07
Name	Fondos Regen	AP de R/P	GAS ACIDO	MAKEUP H2O	Amina a Enf
Vapour Fraction	0.0000	0.0218	1.0000	0.0000	0.0207
Temperature (C)	126.6	114.7	50.01	25.00	114.7
Pressure (kg/cm2)	2.200	1.497	1.900	1.497	1.497
Molar Flow (kgmole/h)	5162	5162	312.1	33.29	5196
Mass Flow (kg/h)	1.623e+05	1.623e+05	1.206e+04	599.9	1.629e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	159.4	159.4	14.76	0.6011	163.0
Heat Flow (kcal/h)	-1.137e+07	-1.203e+07	7.847e+05	-2.714e+05	-1.235e+07
Name	AMINA a Bomba	AMINA A RECIRC	DEA to Cont @COL1	Gas to Contactor @	Sweet Gas @COL1
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	58.04	60.00	60.00	54.00	60.03
Pressure (kg/cm2)	1.145	73.65	73.65	74.00	72.65
Molar Flow (kgmole/h)	5196	5196	5195	5230	4944
Mass Flow (kg/h)	1.629e+05	1.629e+05	1.629e+05	1.232e+05	1.116e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	160.0	160.0	160.0	327.6	313.1
Heat Flow (kcal/h)	-2.142e+07	-2.115e+07	-2.115e+07	2.255e+07	2.217e+07
Name	Rich DEA @COL1	Reflux @COL2	To Condenser @CO	Boilup @COL2	To Reboiler @COL2
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	88.37	50.01	112.0	126.6	125.4
Pressure (kg/cm2)	73.00	1.900	2.250	2.200	2.200
Molar Flow (kgmole/h)	5481	680.8	992.9	1789	6951
Mass Flow (kg/h)	1.745e+05	1.228e+04	2.434e+04	3.250e+04	1.948e+05
Liquid Volume Flow (m3/h)	174.5	12.31	27.08	32.61	192.0
Heat Flow (kcal/h)	-2.077e+07	-5.234e+06	3.046e+06	5.755e+06	-2.274e+07
Name	ACID GAS @COL2	Regen Btms @COL	Regen Feed @COL2		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000		
Temperature (C)	50.01	126.6	93.00		
Pressure (kg/cm2)	1.900	2.200	5.625		
Molar Flow (kgmole/h)	312.1	5162	5474		
Mass Flow (kg/h)	1.206e+04	1.623e+05	1.744e+05		
Liquid Volume Flow (m3/h)	14.76	159.4	174.2		
Heat Flow (kcal/h)	7.847e+05	-1.137e+07	-2.009e+07		

Remarks

\* Specified by user



Case (Main)

Compositions

Name	Gas Amargo	AMINA a ABSORB	Gas a Absorbedora	FWKO	Gas Dulce	
11	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.003820	0.000000	0.003620	0.000007	0.003827
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.034160	0.001232	0.034160	0.001847	0.000022
13	Comp Mole Frac (H2S)	0.021760	0.000027	0.021760	0.003309	0.000000
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.666380	0.000000	0.666380	0.002291	0.704153
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.156570	0.000000	0.156570	0.000371	0.165490
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.079700	0.000000	0.079700	0.000119	0.084263
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.008210	0.000000	0.008210	0.000001	0.008684
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.019610	0.000000	0.019610	0.000001	0.020742
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.004050	0.000000	0.004050	0.000000	0.004284
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.003360	0.000000	0.003360	0.000000	0.003554
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.001540	0.000000	0.001540	0.000000	0.001629
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
23	Comp Mole Frac (H2O)	0.001040	0.867184	0.001040	0.992054	0.003347
24	Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.000000	0.131558	0.000000	0.000000	0.000000
25	Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0043	0.0000	0.0043	0.0000	0.0047
26	Comp Mass Frac (CO2)	0.0638	0.0017	0.0638	0.0045	0.0000
27	Comp Mass Frac (H2S)	0.0315	0.0000	0.0315	0.0062	0.0000
28	Comp Mass Frac (Methane)	0.4537	0.0000	0.4537	0.0020	0.5004
29	Comp Mass Frac (Ethane)	0.1998	0.0000	0.1998	0.0006	0.2204
30	Comp Mass Frac (Propane)	0.1492	0.0000	0.1492	0.0003	0.1646
31	Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0203	0.0000	0.0203	0.0000	0.0224
32	Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0484	0.0000	0.0484	0.0000	0.0534
33	Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0124	0.0000	0.0124	0.0000	0.0137
34	Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0103	0.0000	0.0103	0.0000	0.0114
35	Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0056	0.0000	0.0056	0.0000	0.0062
36	Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Comp Mass Frac (H2O)	0.0008	0.4983	0.0008	0.9863	0.0027
38	Comp Mass Frac (MDEAmine)	0.0000	0.5000	0.0000	0.0000	0.0000

Remarks:

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	Amina Rica	AMINA a Tq. Flash	Flash Vap	AR a A/P	Alim Regen
11 Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000002	0.000002	0.001820	0.000000	0.000000
12 Comp Mole Frac (CO2)	0.033743	0.033743	0.121599	0.033640	0.033640
13 Comp Mole Frac (H2S)	0.020788	0.020788	0.141871	0.020647	0.020647
14 Comp Mole Frac (Methane)	0.000654	0.000654	0.518888	0.000046	0.000046
15 Comp Mole Frac (Ethane)	0.000113	0.000113	0.090425	0.000008	0.000008
16 Comp Mole Frac (Propane)	0.000037	0.000037	0.029945	0.000002	0.000002
17 Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000001	0.000001	0.000429	0.000000	0.000000
18 Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000001	0.000001	0.000583	0.000000	0.000000
19 Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000244	0.000000	0.000000
20 Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000196	0.000000	0.000000
21 Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000086	0.000000	0.000000
22 Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
23 Comp Mole Frac (H2O)	0.819964	0.819964	0.093476	0.820816	0.820816
24 Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.124696	0.124696	0.000038	0.124842	0.124842
25 Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0021	0.0000	0.0000
26 Comp Mass Frac (CO2)	0.0466	0.0466	0.2192	0.0465	0.0465
27 Comp Mass Frac (H2S)	0.0222	0.0222	0.1980	0.0221	0.0221
28 Comp Mass Frac (Methane)	0.0003	0.0003	0.3410	0.0000	0.0000
29 Comp Mass Frac (Ethane)	0.0001	0.0001	0.1114	0.0000	0.0000
30 Comp Mass Frac (Propane)	0.0001	0.0001	0.0541	0.0000	0.0000
31 Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000
32 Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000
33 Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
34 Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
35 Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
36 Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37 Comp Mass Frac (H2O)	0.4640	0.4640	0.0690	0.4643	0.4643
38 Comp Mass Frac (MDEAmine)	0.4667	0.4667	0.0002	0.4671	0.4671

Remarks:

\* Specified by user

2  
3  
4 Case (Main)

5  
6  
7  
8 Compositions

9 Name	Fondos Regen	AP de R/P	GAS ACIDO	MAKEUP H2O	Amina a Enf
11 Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000	0.000002	0.000000	0.000000
12 Comp Mole Frac (CO2)	0.001216	0.001216	0.569969	0.000000	0.001203
13 Comp Mole Frac (H2S)	0.000025	0.000025	0.361746	0.000000	0.000025
14 Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000	0.000812	0.000000	0.000000
15 Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000	0.000132	0.000000	0.000000
16 Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000	0.000034	0.000000	0.000000
17 Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
18 Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
19 Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
20 Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
21 Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
22 Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
23 Comp Mole Frac (H2O)	0.866370	0.866370	0.067305	1.000000	0.867226
24 Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.132390	0.132390	0.000000	0.000000	0.131541
25 Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26 Comp Mass Frac (CO2)	0.0017	0.0017	0.6491	0.0000	0.0017
27 Comp Mass Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.3190	0.0000	0.0000
28 Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
29 Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
30 Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31 Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32 Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33 Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34 Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35 Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36 Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37 Comp Mass Frac (H2O)	0.4965	0.4965	0.0314	1.0000	0.4963
38 Comp Mass Frac (MDEAmine)	0.5018	0.5018	0.0000	0.0000	0.4999

39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65

Remarks:

\* Specified by user

Case (Main)

Compositions

Name	AMINA a Bomba	AMINA A RECIRC			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (CO2)	0.001208	0.001208			
Comp Mole Frac (H2S)	0.000025	0.000025			
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.867226	0.867226			
Comp Mole Frac (MDEAmine)	0.131541	0.131541			
Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (CO2)	0.0017	0.0017			
Comp Mass Frac (H2S)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (Methane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (Ethane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (Propane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000			
Comp Mass Frac (H2O)	0.4983	0.4983			
Comp Mass Frac (MDEAmine)	0.4999	0.4999			

Energy Streams

Name	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q	
Heat Flow (kcal/h)	1.705e+07	7.496e+06	9.074e+06	2.662e+05	

Unit Operations

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
V-100	Separator	Gas Amargo	FWKO Gas a Absorbedora	No	500.0
ABSORBEDORA	Column Sub-Flowsheet	AMINA a ABSORB Gas a Absorbedora	Amina Rica Gas Dulce	No	2500
VLV-100	Valva	Amina Rica	AMINA a Tq. Flash	No	500.0
Tanque Flash	Separator	AMINA a Tq. Flash	AR a A/P Flash Vap	No	500.0
E-100	Heat Exchanger	AR a A/P Fondos Regen	A/m Regen AP de R/P	No	500.0
Remarks					
Date	Thu May 20 18:47:11 1999	Version:HYSYS v1.5.2 (Build 1706)	Page No	5	Of 6

\* Specified by user

2  
3  
4 Case (Main)

5  
6  
7  
8 Unit Operations

9	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
11	REGENERADORA	Column Sub-Flowsheet	Alm Regen	Fondos Regen	No	2500
12			RBLR O	GAS ACIDO		
13				COND O		
15	MAKEUP	Mixer	MAKEUP H2O	Amina a Enf	No	500.0
16			AP de RP			
18	E-101	Cooler	Amina a Enf	AMINA a Bomba	No	500.0
19				COOLER Q		
21	P-100	Pump	AMINA a Bomba	AMINA A RECIRC	No	500.0
22				PUMP Q		
24	SET-1	Set			No	500.0
25	RCY-1	Recycle	AMINA A RECIRC	AMINA a ABSORB	No	3500
27	SPROSHT-1	Spreadsheet			No	500.0

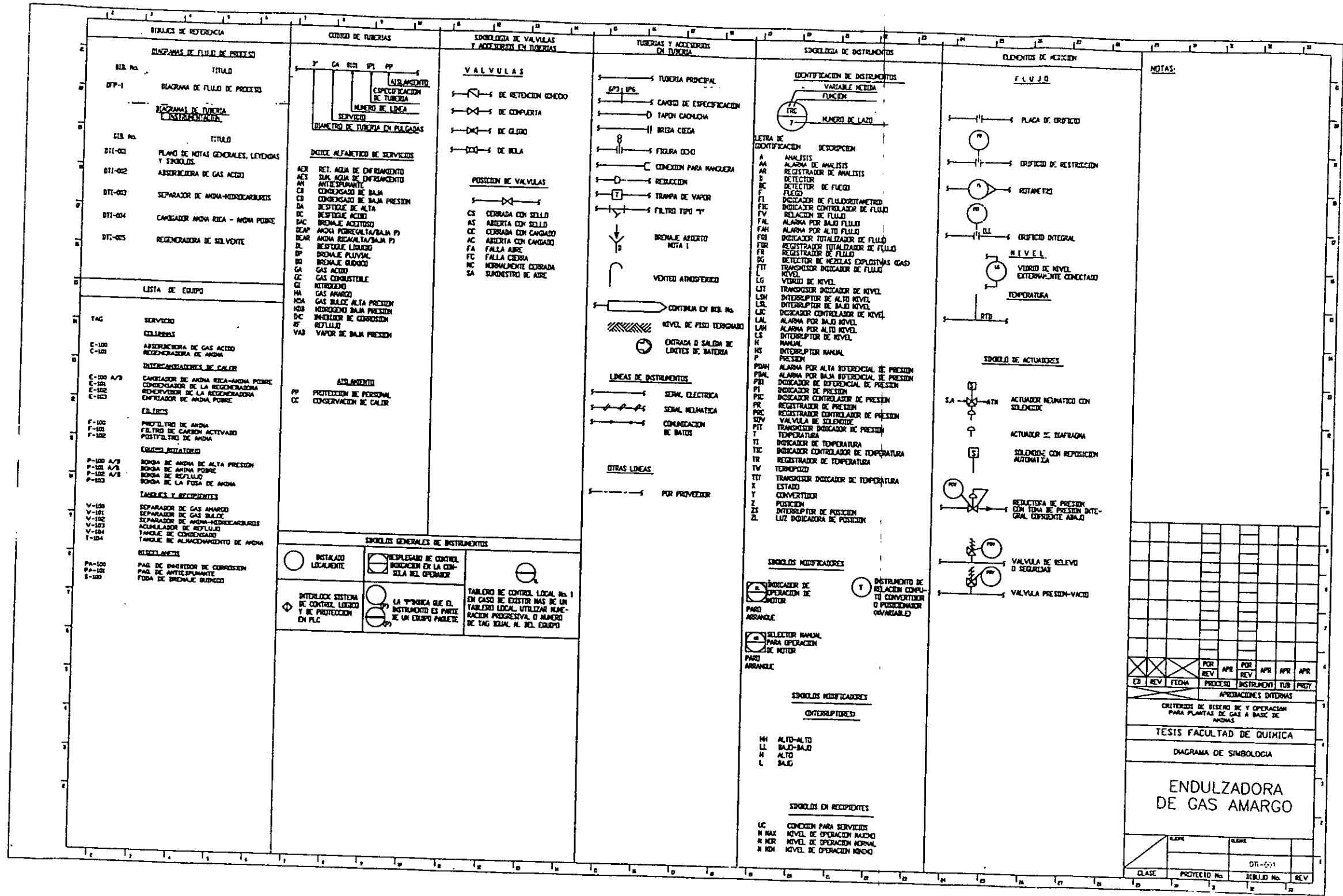
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63

64 Remarks.

\* Specified by user

### **III. DTI's TÍPICOS DE UNA PLANTA ENDULZADORA**





**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

**DIAGRAMA DE TUBERIA**  
**CONSTITUCION**

**LISTA DE EQUIPO**

CLASE	PROYECTO No.	DISEÑO No.	REV.







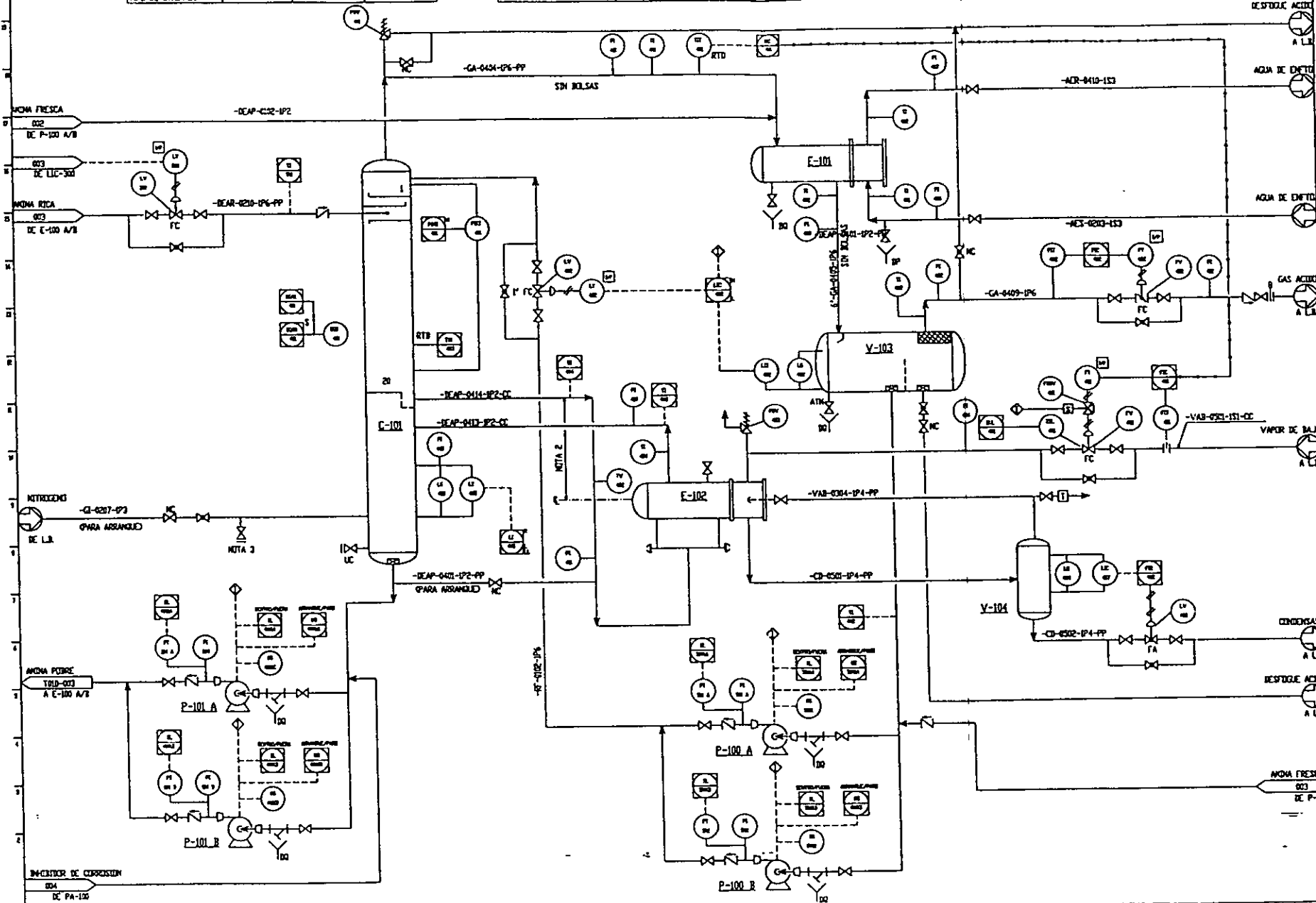
TAG	E-101 REGENERADORA DE AMINA	Y-102 ACUMULADOR DE REFLUJO	Y-104 TANQUE DE DE CONDENSADO
DESCRIPCION			
DIAMETRO mm			
ALTURA I-T mm			
MATERIAL			
PRES. DISEÑO kg/cm <sup>2</sup> a			
TEMP. DE DISEÑO °C			
TIPO DE INTERIOS			

TAG	E-101 CONDENSADOR DE LA REGENERADORA	E-102 RESERVORIO DE LA REGENERADORA
DESCRIPCION		
CALOR INT. kcal/m <sup>2</sup>		
DIMENSIONES L/D mm		
P/T DIS. CORAZA kg/cm <sup>2</sup> /°C		
P/T DIS. TUBOS kg/cm <sup>2</sup> /°C		
MATERIAL CORAZA		
MATERIAL TUBOS		

TAG	E-101/A/B BOMBA DE AMINA POBRE	E-102/A/B BOMBA DE REFLUJO
DESCRIPCION		
CAPACIDAD m <sup>3</sup> /h		
CARTEZA BT. kg/cm <sup>2</sup> a		
MATERIAL CORAZA		
MATERIAL INTERIOS		
POTENCIA H.P. (KW)		
POTENCIA MOTOR KW		

NOTAS:

1. PARA NOTAS GENERALES, LEYENDAS Y SIMBOLOS VER DIB. No. 001.
2. LA ELEVACION DE LA COLUMNA ES FUNCION DE LA HIDRAULICA DEL TERMOFON.
3. PARA SISTEMA AUXILIAR DE PURGA.



ED	REV	TEOMA	FOR REV	APR REV	FOR REV	APR REV	APR REV	APR REV	APR REV
APROBACIONES INTERNAS									
CRITERIOS DE DISEÑO DE Y OPERACION PARA PLANTAS DE GAS A BASE DE AMINAS									

TESIS FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

**ENDULZADORA DE GAS  
REGENERADORA DE AMINA**

CLASIF.	PROYECTO No.	DISEÑO No.	REV