

00521

171



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Asistencia a la Dirección General de Bibliotecas
UNAM a difundir en formato electrónico el
contenido de mi trabajo con
NOMBRE: Bianca Francisca
de la Vega Alcalá
FECHA: 12 de Julio = 2003

ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LAS PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS.

TESIS

Que para obtener el Título de

INGENIERA QUÍMICA

P r e s e n t a

DE LA VEGA ALCALÁ BIANCA FRANCISCA

México, DF.

2003.



EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO

Presidente	Prof.	Manuel Vázquez Islas
Vocal	Prof.	Jose Antonio Ortiz Ramirez
Secretario	Prof.	Celestino Montiel Maldonado
1er. suplente	Prof.	Pedro Roquero Tejeda
2do. suplente	Prof.	Martín Rivera Toledo

Lugar donde se desarrollo este trabajo:

Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química, UNAM,
Laboratorio de Simulación y Optimización, Edificio E.

Asesor del tema:

Ing. Celestino Montiel Maldonado



Firma

Sustentante:

Bianca Francisca de la Vega Alcalá



Firma

**TESIS CON
FALLA DE
ORIGEN**

AGRADECIMIENTOS.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, la cual me dio las herramientas necesarias para afrontar la vida, además de la satisfacción de ser profesionista.

A la Facultad de Química, la cual me brindó la oportunidad de obtener el conocimiento, y la cual me enorgullece.

A todos mis Profesores que me guiaron para seguir siempre adelante, por su dedicación y esfuerzo, por sus enseñanzas.

Al Profesor Celestino Montiel Maldonado, quien me enseñó que con dedicación se logran las cosas, además por el apoyo que le brinda a los alumnos y su ejemplo de superación y amor por México.

DEDICATORIAS.

A mi Mamá

Quién siempre confió en mí, dándome seguridad para seguir el camino, por su cariño incondicional y por ser mi Madre.

A mi Papá

Quién me enseñó que la vida no es fácil y que la superación personal lo es todo en la vida.

A mis hermanas

Tania e Itzel, por creer en mí, por aguantarme y quererme

A Mauricio

Por estar siempre conmigo en los momentos más difíciles de mi vida, por brindarme su apoyo incondicional y por haber llegado a mi vida y quererme.

A mis Tías

Lourdes, Soledad, Agustina, Elena y Guadalupe, por apoyarme incondicionalmente y por quererme.

A mis Primos

Natalia y Enrique, por quererme y apoyarme en todo momento.

A la familia Gasca Barrios

Por brindarme cariño y apoyo.

A toda la Familia Alcalá

Por todo su cariño y apoyo.

A todos mis amigos

Que me han enseñado cosas diferentes en cada etapa de mi vida.

A mis compañeros de la Facultad

Con los cuales compartí una de las mejores etapas de mi vida.

A todas las personas que han confiado en mi, que me
Han apoyado y querido en la vida.

➤ Índice.

	Página.
Capítulo 1. Introducción.	1
Capítulo 2. Generalidades.	7
2.1 Petróleo y Gas Natural.	9
2.2 Reservas de Petróleo y de Gas Natural.	17
2.3 Problemas Ambientales en el uso del Petróleo y el Gas Natural.	18
2.4 PEMEX Gas Y Petroquímica Básica.	18
2.5 Procesamiento del Gas Natural.	21
2.6 PEMEX Petroquímica.	22
2.7 Procesos Petroquímicos.	23
2.8 Simulación de Procesos.	28
Capítulo 3. Simulador ASPEN PLUS.	32
3.1 Introducción.	34
3.2 Generalidades.	35
3.3 Modelos.	37
3.4 Ecuaciones para el cálculo de propiedades.	39
3.5 Métodos de convergencia.	41
3.6 Interfase con el usuario.	42
Capítulo 4. Tratamiento con aminas.	43
4.1 Aminas.	46
4.2 Tratamiento del Gas por absorción/agotamiento.	47
4.3 Descripción de Procesos de Unidades de Tratamiento del Gas.	49
4.4 Consideraciones Generales para Seleccionar Aminas.	51
4.5 Química.	57
4.6 Estructura Termodinámica.	58
4.7 Equilibrio Químico y Fase en Equilibrio.	59

4.8 Mecanismo de Degradación de las aminas	61
4.9 Aminas Selectivas.	62
4.10 Opciones de Reemplazo de una Amina Primaria por una Formulada.	63
Capítulo 5. Planta Endulzadora de Gas de Poza Rica.	69
5.1 Generalidades.	71
5.2 Especificaciones de las alimentaciones.	72
5.3 Descripción del proceso.	74
Capítulo 6. Simulación de la Planta Endulzadora de Gas Poza Rica.	76
6.1 Pasos a seguir en una simulación.	78
6.2 Descripción de los modelos utilizados en la simulación.	86
Capítulo 7. Resultados y Análisis de resultados.	87
7.1 Resultados de la Simulación.	89
7.2 Análisis de resultados.	94
Capítulo 8. Opciones de Proceso.	102
8.1 Uso de aminas secundarias y terciarias.	104
8.2 Metodología utilizada.	109
8.3 Análisis de resultados	109
Capítulo 9. Conclusiones.	114
Apéndices.	118
Bibliografía.	151



CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Introducción

El ingeniero químico analiza, desarrolla, diseña y es capaz de llevar a cabo la generación de un proceso; elige las materias primas adecuadas y opera las plantas con eficiencia, seguridad y economía, considerando las condiciones de los productos exigidas por los consumidores.

Con el fin de lograr un nivel competitivo a nivel internacional, la industria mexicana es sometida a cambios constantes en sus procesos.

Ante estos cambios, el ingeniero químico utiliza herramientas modernas tales como los simuladores de procesos, que le permiten realizar su trabajo de forma rápida y eficiente.

La Simulación de Procesos permite predecir el comportamiento de los procesos químicos por medio de relaciones de Ingeniería Básica, tales como el modelado, balances de masa y energía, etc..

Un ejemplo de una Industria Química Mexicana es PEMEX Gas y Petroquímica Básica, el cual, en sus centros procesadores produce gas seco (mejor conocido como gas natural), gas licuado, etano, azufre y gasolinas naturales, y solo entre enero y febrero del 2003 la producción de gas seco alcanzó los 3,029.4 millones de pies cúbicos diarios.

El gas natural está constituido principalmente por metano con proporciones variables de otros hidrocarburos (etano, propano, butanos, pentanos y gasolina natural) y de contaminantes diversos. El objetivo del procesamiento del gas natural es eliminar los contaminantes, incluyendo los componentes corrosivos (agua y ácido sulfhídrico), los que reducen el poder calorífico (dióxido de carbono y nitrógeno) y los que forman depósitos sólidos a bajas temperaturas (agua y dióxido de carbono).

El tratamiento del gas por endulzamiento es un término usado para describir los procesos para el retiro de ciertos contaminantes, sobre todo sulfuro de hidrógeno (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) del gas natural o de hidrocarburos líquidos.

El objetivo de esta tesis es el análisis y simulación de una planta endulzadora de gas perteneciente a PEMEX Gas, por medio de la utilización del Simulador Aspen PLUS.

El capítulo 2 contiene aspectos generales sobre el petróleo, el gas natural, y los aspectos generales de la simulación de procesos. Además de contener datos sobre el gas natural.

El capítulo 3 contiene la información relacionada con el simulador de procesos Aspen PLUS, el cual se utilizó para el análisis y simulación de la Planta Endulzadora de Gas.

El capítulo 4 es el referente a las aminas, las cuales son utilizadas para el proceso de endulzamiento de gases amargos, y se describen los procesos de absorción y las diferencias entre las diferentes aminas utilizadas para estos procesos.

El capítulo 5 contiene una breve descripción de la planta endulzadora de gas de Poza Rica, la cual se seleccionó para desarrollar las aplicaciones de las diferentes aminas (MEA, DEA y MDEA) y así poder desarrollar una metodología en cualquier planta endulzadora de gas.

El capítulo 6 contiene los pasos que se llevaron a cabo durante la simulación de la planta en el simulador ASPEN PLUS, así como la descripción de los modelos utilizados y un ejemplo de los datos necesarios para la simulación.

El capítulo 7 contiene los resultados de la simulación, así como el análisis de ellos, presentando las tablas correspondientes.

El tratamiento del gas por endulzamiento es un término usado para describir los procesos para el retiro de ciertos contaminantes, sobre todo sulfuro de hidrógeno (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) del gas natural o de hidrocarburos líquidos.

El objetivo de esta tesis es el análisis y simulación de una planta endulzadora de gas perteneciente a PEMEX Gas, por medio de la utilización del Simulador Aspen PLUS.

El capítulo 2 contiene aspectos generales sobre el petróleo, el gas natural, y los aspectos generales de la simulación de procesos. Además de contener datos sobre el gas natural.

El capítulo 3 contiene la información relacionada con el simulador de procesos Aspen PLUS, el cual se utilizó para el análisis y simulación de la Planta Endulzadora de Gas.

El capítulo 4 es el referente a las aminas, las cuales son utilizadas para el proceso de endulzamiento de gases amargos, y se describen los procesos de absorción y las diferencias entre las diferentes aminas utilizadas para estos procesos.

El capítulo 5 contiene una breve descripción de la planta endulzadora de gas de Poza Rica, la cual se seleccionó para desarrollar las aplicaciones de las diferentes aminas (MEA, DEA y MDEA) y así poder desarrollar una metodología en cualquier planta endulzadora de gas.

El capítulo 6 contiene los pasos que se llevaron a cabo durante la simulación de la planta en el simulador ASPEN PLUS, así como la descripción de los modelos utilizados y un ejemplo de los datos necesarios para la simulación.

El capítulo 7 contiene los resultados de la simulación, así como el análisis de ellos, presentando las tablas correspondientes.

El capítulo 8 contiene las alternativas en el uso de otras aminas para el proceso de endulzamiento de gas, conteniendo la simulación para cada amina (DEA y MDEA) y las tablas de los resultados obtenidos.

El capítulo 9 contiene las conclusiones de esta tesis.



CAPÍTULO 2

GENERALIDADES

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.1 Petróleo y Gas Natural.

2.1.1 Petróleo.

El petróleo es un líquido formado por una mezcla de hidrocarburos. Los productos que se sacan del proceso de refinación se llaman derivados y los hay de dos tipos: los combustibles, como la gasolina, ACPM, etc.; y los petroquímicos, tales como polietileno, benceno, etc.

Del petróleo se obtienen determinados compuestos que son la base de diversas cadenas productivas que determinan en una amplia gama de productos denominados petroquímicos que se utilizan en las industrias de fertilizantes, plásticos, alimenticia, farmacéutica, química y textil, entre otras.

Derivados del Petróleo.	Usos
Gasolina motor corriente y extra	Para consumo en los vehículos automotores de combustión interna, entre otros usos.
Turbo combustible o turbosina	Gasolina para aviones jet, también conocida como Jet-A.
ACPM o Diesel	De uso común en camiones.
Queroseno	Se utiliza en estufas domésticas y en equipos industriales. Es el que comúnmente se llama "petróleo".
Gas propano o GLP	Se utiliza como combustible doméstico e industrial.
Combustóleo o Fuel Oil	Es un combustible pesado para hornos y calderas industriales.
Disolventes alifáticos	Sirven para la extracción de aceites, pinturas, pegantes y adhesivos; para la producción de gas para quemadores industriales, elaboración de tintas, formulación y fabricación de productos agrícolas, de caucho, ceras y betunes, y para limpieza en general.
Asfaltos	Se utilizan para la producción de asfalto y como material sellante en la industria de la construcción.
Ceras parafínicas	Es la materia prima para la producción de velas y similares, ceras para pisos, fósforos, papel parafinado, vaselinas, etc.
Polietileno	Materia prima para la industria del plástico en general
Aiquitrán aromático (Arotar)	Materia prima para la elaboración de negro de humo que, a su vez, se usa en la industria de llantas. También es un diluyente

Derivados del Petróleo.	Usos
Acido nafténico	Sirve para preparar sales metálicas tales como naftenatos de calcio, cobre, zinc, plomo, cobalto, etc., que se aplican en la industria de pinturas, resinas, poliéster, detergentes, tenso activos y fungicidas
Benceno	Sirve para fabricar ciclohexano
Ciclohexano	Es la materia prima para producir caprolactama y ácido adípico con destino al nylon.
Tolueno	Se usa como disolvente en la fabricación de pinturas, resinas, adhesivos, pegantes, tiner y tintas, y como materia prima del benceno.
Xilenos mezclados	Se utilizan en la industria de pinturas, de insecticidas y de tiner.
Alquilbenceno	Se usa en la industria de todo tipo de detergentes, para elaborar plaguicidas, ácidos sulfónicos y en la industria de curtientes.

2.1.2 Formación del Petróleo

El petróleo y el gas natural se forman cuando grandes cantidades de microorganismos acuáticos mueren y son enterrados entre los sedimentos del fondo de estuarios y pantanos, en un ambiente pobre de oxígeno. Cuando estos sedimentos son cubiertos por otros que van formando estratos rocosos que los recubren, aumenta la presión y la temperatura y, en un proceso poco conocido, se forman el petróleo y el gas natural. Este último se forma en mayor cantidad cuando las temperaturas de formación son más altas.

El petróleo y el gas, al ser menos densos que la roca, tienden a ascender hasta quedar atrapados debajo de rocas impermeables, formando grandes depósitos. La mayor parte de estos combustibles se encuentran en rocas de unos 200 millones de años de antigüedad como máximo.

2.1.3 Tipos de crudo

La palabra crudo es típica para designar al petróleo antes de su refinado.

La composición de los crudos es muy variable dependiendo del lugar en el que se han formado. No solo se distinguen unos crudos de otros por sus diferentes proporciones en las distintas fracciones de hidrocarburos, sino también porque tienen distintas proporciones de azufre, nitrógeno y de las pequeñas cantidades de

diversos metales, que tienen mucha importancia desde el punto de vista de la contaminación.

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo a su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que diferencia las calidades del crudo).

A continuación, se presenta una tabla con los tipos de crudo.

Aceite Crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad grados API
Extra pesado	>1.0	10.0
Pesado	1.0 - 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 - 0.83	31.1 - 39
Superligero	< 0.83	> 39

Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo:

- **Istmo.** Ligero con densidad de 33.6 grados API y 1.3% de azufre en peso.
- **Maya.** Pesado con densidad de 22 grados API y 3.3% de azufre en peso.
- **Olmeca.** Superligero con densidad de 39.3 grados API y 0.8% de azufre en peso.

2.1.4 Gas Natural

El gas natural es una mezcla gaseosa en condiciones normales de presión y temperatura. No tiene olor ni color, y por lo general se encuentra en forma natural mezclado con otros hidrocarburos fósiles. Al momento de su extracción, el gas natural contiene impurezas como agua, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y nitrógeno que tienen que ser removidas antes de su transporte y comercialización.





El gas natural está formado por un pequeño grupo de hidrocarburos: fundamentalmente metano con una pequeña cantidad de propano y butano. El propano y el butano se separan del metano y se usan como combustible. El metano se usa como combustible tanto en viviendas como en industrias y como materia prima para obtener diferentes compuestos en la industria química.

Típicamente el gas natural comercial está compuesto en un 95% o más de metano y el 5% restante de una mezcla de etano, propano y otros componentes más pesados.



El gas natural se encuentra generalmente en depósitos subterráneos profundos formados por roca porosa o en los domos de los depósitos naturales de petróleo crudo.

Dependiendo de su origen, el gas natural se clasifica en dos tipos:

1. **Gas Asociado:** Es el gas que se extrae junto con el petróleo crudo y contiene grandes cantidades de hidrocarburos.
2. **Gas no Asociado:** Es el que se encuentra en depósitos que contienen únicamente este combustible.

El gas natural es enviado a Complejos Procesadores de Gas para producir gas natural de calidad y líquidos del gas.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Los usos a los que actualmente se destina el gas natural abarcan una amplia gama de actividades:

Consumo de Gas Natural por Sector y Rama ene-dic 2002
TOTAL 4,304 mmpcd

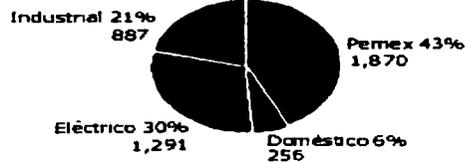
Sector Industrial por Ramas

Mula	2
Fertilizantes	3
Minería	6
Cerveza y H.	7
Otros prod al	7
Automotriz	17
Hilados y tej	17
Celulosas	18
Molenda maíz	24
Cemento	26
Vidrio	3
Prod. metal	
Química	
Siderurgia	
Otros	

Fuente: B.D.I. PGPB

Sector Petrolero

Exploración y producción	
Petroquímica	
Autoconsumo Pemex Gas	56
Refinación	216
Corporativo	1



A partir del gas natural se produce el gas de síntesis que permite la producción a gran escala de hidrógeno, haciendo posible la producción posterior de amoníaco por su reacción con nitrógeno, y de metanol, materia prima en la producción de metil-terbutil-éter, entre otros compuestos.

Del etileno se producen un gran número de derivados, como las diferentes clases de polietileno, cloruro de vinilo, compuestos clorados, óxidos de etileno, monómeros de estireno entre otros que tienen aplicación en plásticos, recubrimientos, moldes, etc.

Del propileno se producen compuestos como alcohol isopropílico, polipropileno y acrilonitrilo, que tienen gran aplicación en la industria de solventes, pinturas y fibras sintéticas.

Por deshidrogenación de butenos, o como subproducto del proceso de fabricación de etileno se obtiene el 1,3-butadieno que es una materia prima fundamental en la industria de los elastómeros, para la fabricación de llantas, sellos, etc.

2.1.5 Indicadores Operativos

- En el periodo enero-febrero del presente año (2003), el envío total de gas por parte de PEMEX Exploración y Producción fue de 4,554.1 millones de pies cúbicos diarios, volumen 3.3% superior al mismo periodo del año anterior.
- La producción de gas seco en PEMEX Gas alcanzó los 3,029.4 millones de pies cúbicos diarios, 3.8% mayor a la registrada en el mismo periodo del año anterior.
- Las ventas de gas natural al sector eléctrico promediaron 1,411.8 millones de pies cúbicos diarios, cifra superior en 25.9% a la observada en los primeros dos meses del año pasado. Por su parte, las ventas al sector industrial y distribuidoras ascendieron a 1,218.4 millones de pies cúbicos diarios, 15.3% mayores.
- Las importaciones de gas natural alcanzaron un volumen de 749.7 millones de pies cúbicos diarios, más del doble de lo importado en el mismo periodo del 2002.

2.1.6 Materia Prima

Volumen de las compras de productos a PEMEX Exploración y Producción.

	Gas natural (mmpcd)				Condensados (mbd)		
	Total	Amargo	Dulce	Campos	Total	Amargo	Dulce
1999	4,272.69	3,074.13	448.75	749.81	89.52	87.26	2.26
2000	4,373.85	3,165.36	456.97	751.52	93.02	90.43	2.59
2001	4,321.06	3,176.28	435.03	709.75	98.30	94.94	3.36
2002	4,410.63	3,213.86	499.66	697.11	88.07	83.12	4.94
2003	4,554.10	3,337.47	494.56	722.07	93.24	87.83	5.40
Enero	4,539.71	3,312.34	501.49	725.88	91.43	86.26	5.17
Febrero	4,570.03	3,365.30	486.88	717.85	95.24	89.57	5.67

2.1.7 Producción

	Gas seco ¹ (mmpcd)	Etano (mbd)	GLP (mbd)	Gasolinas (mbd)	Azufre (td)
1999	2,708.84	160.49	201.21	83.96	1,881.06
2000	2,791.16	155.71	203.64	84.64	1,806.30
2001	2,804.45	147.21	205.54	88.33	1,874.21
2002	2,915.57	127.03	204.74	83.78	1,927.06
2003	3,029.41	125.03	213.13	86.12	2,074.74
Enero	3,012.67	122.50	210.90	85.15	2,060.38
Febrero	3,047.95	127.82	215.60	87.19	2,090.65

1. Incluye gas húmedo dulce a ductos de gas seco y para bombeo neumático.

2.1.8 Ventas de Gas Seco

	Total	Industrial	Doméstico ¹	Eléctrico	PEMEX- Exploración y Producción	PEMEX Refinación	PEMEX Petroquímica
	(millones de pies cúbicos diarios)				(millones de pies cúbicos diarios)		
1999	1,899.07	1,095.20	98.70	705.17	740.91	181.42	449.26
2000	3,571.69	980.21	209.38	871.16	942.39	195.48	373.07
2001	3,564.08	755.89	227.70	1,009.73	1,030.98	223.48	316.30
2002	4,037.85	875.50	256.13	1,293.46	1,102.42	215.65	294.69
2003	4,353.89	888.68	329.68	1,411.78	1,211.66	249.41	262.68
Enero	4,326.63	881.80	328.44	1,382.40	1,210.60	248.65	274.74
Febrero	4,384.07	896.30	331.06	1,444.31	1,212.83	250.24	249.33

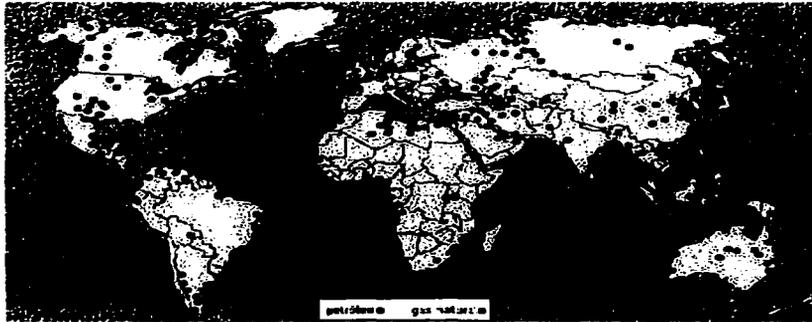
1. A partir de enero del 2000 son ventas de distribuidoras, incluye industrial y doméstico

2.1.9 Ventajas Ambientales del uso del Gas Natural

El Gas Natural presenta una combustión muy limpia, no emite cenizas ni partículas sólidas a la atmósfera; genera una reducida emisión de óxidos de nitrógeno (NOx), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂) e hidrocarburos reactivos, y no genera dióxido de azufre (SO₂).

- Contribuye a abatir eficazmente el efecto invernadero
- Es seguro de transportar
- Es más ligero que el aire
- No es absorbente
- No es corrosivo

2.2 Reservas de Petróleo y de Gas Natural



Reservas de petróleo y gas natural en el mundo

Se puede encontrar petróleo y gas natural en todos los continentes distribuidos de forma muy irregular. Enormes campos petrolíferos que contienen alrededor de la mitad del petróleo mundial se encuentran en el Oriente Próximo. También existen grandes cantidades de petróleo en el Golfo de México, Mar del Norte y el Ártico (tanto en Alaska como en Rusia).

Un importante problema relacionado con el petróleo es que se consume mayoritariamente en regiones donde no se produce. Así entre Estados Unidos y Europa occidental se consume casi la mitad del petróleo mundial. Los países del Golfo Pérsico que sólo consumen el 4.5% mundial producen el 26%.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.3 Problemas ambientales en el uso del Petróleo y el Gas Natural

Uno de los problemas más estudiados en la actualidad es el que surge de la gran cantidad de CO₂ que se emite a la atmósfera al quemar los combustibles fósiles. Este gas tiene efecto invernadero y esto provoca un calentamiento global de todo el planeta con cambios en el clima que podrían ser catastróficos.

Otro impacto negativo asociado a la quema de petróleo y gas natural es la lluvia ácida, en este caso no tanto por la producción de óxidos de azufre, como en el caso del carbón, sino sobre todo por la producción de óxidos de nitrógeno.

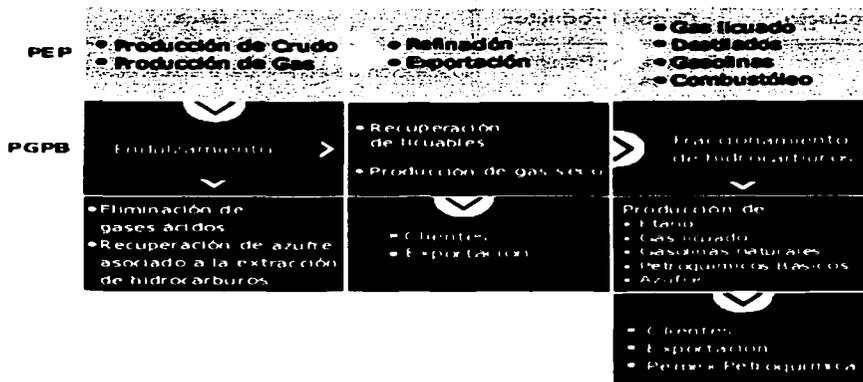
2.4 PEMEX Gas y Petroquímica Básica

PEMEX Gas y Petroquímica Básica es una Subsidiaria de Petróleos Mexicanos que a través de sus ocho Centros Petroquímicos elabora, distribuye y comercializa una amplia gama de productos petroquímicos secundarios.

En sus centros procesadores PEMEX Gas produce gas seco (mejor conocido como gas natural), gas licuado, etano, azufre y gasolinas naturales.

La cadena industrial de PEMEX Gas consiste en tres procesos básicos:

- **Endulzamiento:** se eliminan gases ácidos y se recupera azufre que posteriormente se coloca en el mercado nacional e internacional.
- **Recuperación de licuables vía plantas criogénicas:** se producen gas seco e hidrocarburos líquidos.
- **Fraccionamiento de hidrocarburos:** de la corriente de hidrocarburos líquidos proveniente de las plantas criogénicas se separan el etano, el gas licuado y las gasolinas naturales.



La industria de los petroquímicos básicos es una de las actividades más versátiles del país. De sus productos se desprenden numerosos sub-productos secundarios, los cuales son utilizados desde la agricultura hasta la producción de artículos de belleza.

PEMEX Gas está a cargo del procesamiento, almacenamiento, distribución y comercialización de estos productos, entre los que se incluyen: hexano, heptano, pentanos, naftas, etano, materia prima para negro de humo, propano, butano, azufre y solventes; así como los derivados que sean susceptibles de servir como materias primas.

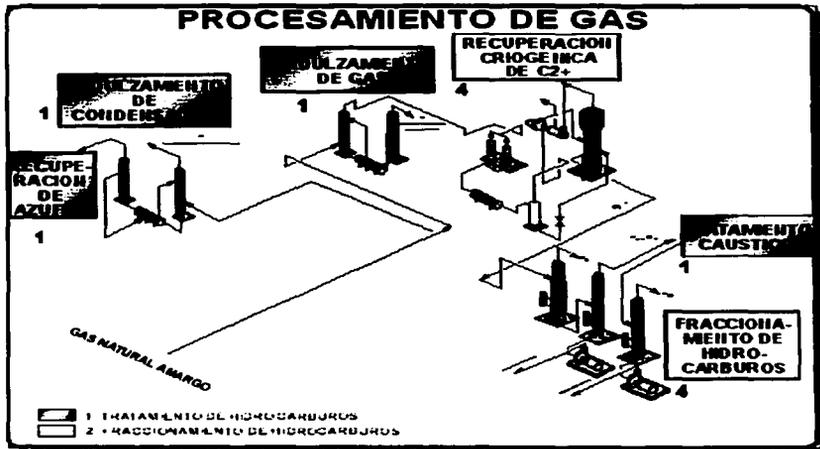
Dependiendo de su origen, los petroquímicos básicos se extraen de diferentes Complejos Petroquímicos y Refinerías. Las plantas que componen los complejos se dedican al proceso de recuperación de los productos, de donde son transportados a las terminales de PEMEX Gas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Petroquímicos Básicos.		
Producto	Centro Productor	Usos
Etano	Cangrejera, Pajaritos y Morelos	Obtención de etileno para elaboración de polietileno.
Nafta	Cangrejera, Morelos, Nuevo PEMEX, Cactus, Reynosa, Matapionche y Poza Rica	Producción de etileno, propileno y butadieno, reformulado de gasolinas y/o craqueo.
Hexano	Pajaritos y Minatitlán	Extractor de aceites vegetales, diluyente de pinturas, solvente, elaboración de thinners, materia prima para síntesis orgánica.
Heptano	Pajaritos	Extractor de aceites vegetales, disolvente, materia prima para síntesis orgánica, determinación y valoración de octanaje de gasolinas, preparación de adhesivos, adelgazadores y reactivos de laboratorio.
Propano	Poza Rica, Reynosa y Morelos	Refrigerante, combustible doméstico, propelente para aerosoles, obtención de hidrógeno.
Butano	Poza Rica	Síntesis orgánica, combustible doméstico, propulsor para aerosoles, disolvente, refrigerante, enriquecidos de gases.
Mezcla de Pentanos	Pajaritos	Obtención de Pentano e isopentano, en la industria de expansores.
Materia Prima para Negro de Humo	Cd. Madero, Tula y Cadereyta	Industria Hulera
Solvente "K" Incoloro	Reynosa	Vehículo de insecticidas, desengrasante
Solvente "L"	Matapionche, Reynosa, Poza Rica y Cangrejera	Industria de solventes
Solvente de Absorción	Reynosa	Industria de Asfaltos

2.5 Procesamiento del Gas Natural

Las etapas normales en el procesamiento del gas natural son la deshidratación (eliminación de agua, usualmente con adsorbentes sólidos, como alúmina o mallas moleculares), el endulzamiento (eliminación de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono con soluciones absorbentes en un esquema similar al de los procesos de endulzamiento de gas de refinería), y la recuperación criogénica de etano e hidrocarburos más pesados (condensación de estos componentes a bajas temperaturas, del orden de 100 °C, y destilación fraccionada de los líquidos condensados). Otras etapas complementarias son el fraccionamiento de los hidrocarburos recuperados y la conversión del ácido sulfhídrico a azufre.

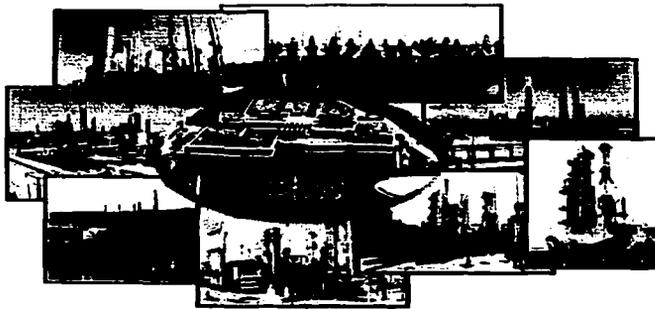


TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.6 PÉMEX Petroquímica

La petroquímica es una rama de actividad productiva que abarca los establecimientos dedicados a la producción de sustancias químicas básicas derivadas del gas natural, el petróleo y el carbón, tales como hidrocarburos acíclicos: etano, hexano, etileno, propileno, etc.

PEMEX Petroquímica es una Subsidiaria de Petróleos Mexicanos que a través de sus ocho Centros Petroquímicos elabora, distribuye y comercializa una amplia gama de productos petroquímicos secundarios.



Su actividad fundamental son los procesos petroquímicos no básicos derivados de la primera transformación del gas natural, metano, etano, propano y naftas de Petróleos Mexicanos.

El sector petroquímico mexicano tiene la capacidad y amplitud de primera línea, tanto en petroquímica básica como en los derivados.

La industria petroquímica sirve de plataforma para apoyar el desarrollo y el crecimiento de México, además de que sirve para la conformación de cadenas

productivas, esta industria abastece a mas de 40 ramas de la actividad industrial y demanda de bienes y servicios de 30 industrias.

Las principales cadenas que son apoyadas por la petroquímica son:

- Textil
- Automotriz/ transporte
- Detergentes y cosméticos
- Calzado
- Empaque/ bebidas y alimentos
- Agricultura
- Construcción
- Vestido

PEMEX-Petroquímica ha destinado su inversión hacia proyectos operativos los cuales darán mayor funcionabilidad de sus plantas.

2.7 Procesos Petroquímicos

Además de los combustibles, del petróleo se obtienen derivados que permiten la producción de compuestos químicos que son la base de diversas cadenas productivas que terminan en una amplia gama de productos conocidos genéricamente como productos petroquímicos, que se utilizan en las industrias de fertilizantes, plásticos, alimenticia, farmacéutica, química y textil, entre otras.

Las principales cadenas petroquímicas son las del gas natural, las olefinas ligeras (etileno, propileno y butenos) y la de los aromáticos. La cadena del gas natural se inicia con el proceso de reformación con vapor por medio del cual el metano reacciona catalíticamente con agua para producir el gas de síntesis, que consiste en una mezcla de hidrógeno y óxidos de carbono. El descubrimiento de este proceso permitió la producción a gran escala de hidrógeno, haciendo factible la producción posterior de amoníaco por su reacción con nitrógeno, separado del aire. El amoníaco es la base en la producción de fertilizantes.

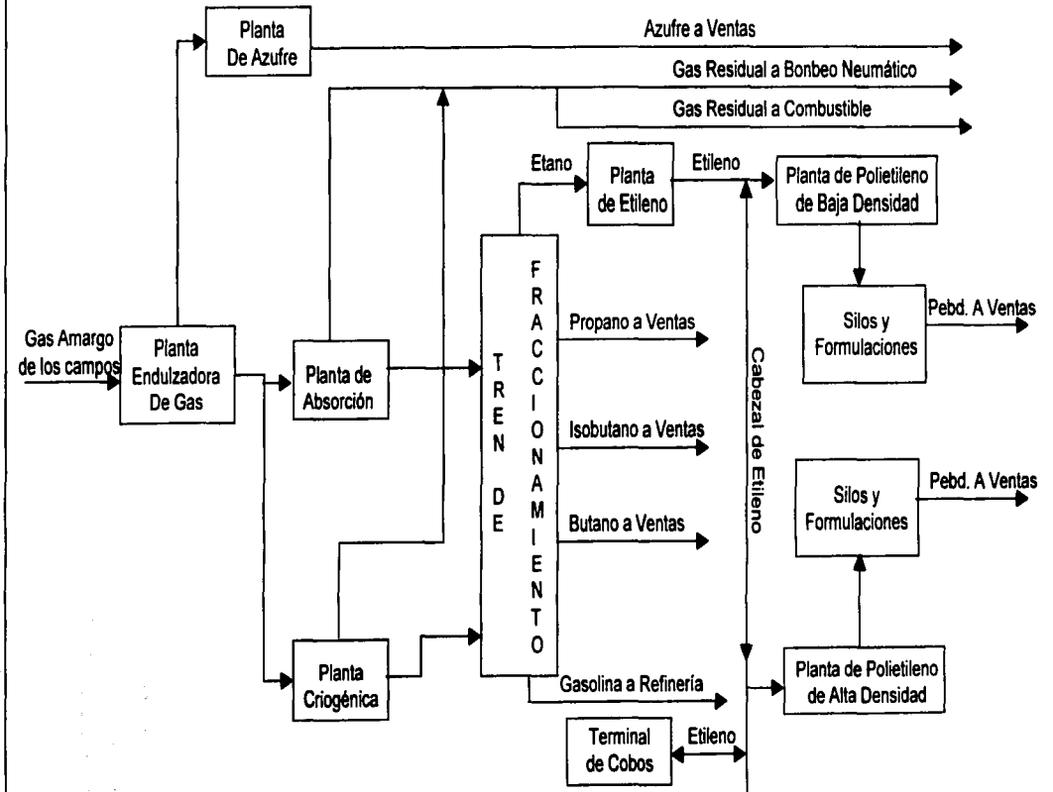
También a partir de los componentes del gas de síntesis se produce metanol, materia prima en la producción de metil-terbutil-éter y teramil-metil-éter, componentes de la gasolina; otra aplicación es su uso como solvente en la industria de pinturas.

La cadena del etileno se inicia a partir del etano recuperado del gas natural en las plantas criogénicas, el cual se somete a un proceso de descomposición térmica para producir etileno principalmente, aunque también se forma hidrógeno, propano, propileno, butano, butilenos, butadieno y gasolina pirolítica. Del etileno se producen un gran número de derivados, como las diferentes clases de polietilenos cuyas características dependen del proceso de polimerización; su aplicación se encuentra en la producción de plásticos, recubrimientos, moldes, etc.



Por otro lado, el etileno puede reaccionar con cloro para producir dicloroetano y posteriormente monómero de cloruro de vinilo, un componente de la industria del plástico, y otros componentes clorados de uso industrial. La oxidación del etileno produce óxido de etileno y glicoles, componentes básicos para la producción de poliéster, así como de otros componentes, incluyendo las resinas PET (poli etilén tereftalato), actualmente usadas en la fabricación de botellas para refresco, medicinas, etc. El monómero de estireno, componente fundamental de la industria del plástico y el hule sintético, se produce también a partir del etileno, cuando éste se somete, primero a su reacción con benceno para producir etilbenceno y después a la deshidrogenación de este compuesto. El acetaldehído, componente básico en la producción de ácido acético y otros productos químicos, también se produce a partir del etileno.

PROCESAMIENTO DEL GAS Y PLANTAS PETROQUÍMICAS



Otra olefina ligera, el propileno, que se produce ya sea por deshidrogenación del propano contenido en el gas LP, como subproducto en las plantas de etileno o en las plantas de descomposición catalítica, es la base para la producción de polipropileno a través de plantas de polimerización. Otro producto derivado del propileno y del amoníaco es el acrilonitrilo, de importancia fundamental en la industria de las fibras sintéticas. Del propileno se puede producir alcohol isopropílico de gran aplicación en la industria de solventes y pinturas, así como el óxido de propileno; otros derivados del propileno son el ácido acrílico, la acroleína, compuestos importantes en la industria del plástico.

Como derivado de la deshidrogenación de los butenos o bien como subproducto del proceso de fabricación del etileno, se obtiene el 1,3 butadieno, que es una materia prima fundamental en la industria de los elastómeros, llantas, juntas, sellos, etc. Una cadena fundamental en la industria petroquímica se basa en los aromáticos (benceno, tolueno y xilenos). La nafta virgen obtenida del petróleo crudo contiene parafinas, nafténicos y aromáticos en el intervalo de 6 a 9 átomos de carbono. Esta fracción del petróleo, después de un hidrotreamiento para eliminar compuestos de azufre, se somete al proceso de Reformación BTX, el cual promueve fundamentalmente las reacciones de ciclización de parafinas y de deshidrogenación de nafténicos, con lo cual se obtiene una mezcla de hidrocarburos rica en aromáticos. Estos componentes se separan, primero del resto de los hidrocarburos a través de un proceso de extracción con solvente, y después entre ellos, por medio de diversos esquemas de separación.

Otro proceso fundamental es la desproporcionalización de los aromáticos pesados para incrementar la producción de benceno, tolueno y xilenos. Una vez separados los aromáticos, se inicia la cadena petroquímica de cada uno de ellos. El benceno es la base de producción de ciclohexano y de la industria del nylon, así como del cumeno para la producción industrial de acetona y fenol; el tolueno participa en la industria de los solventes, explosivos y en la elaboración de poliuretanos. Los xilenos son el inicio de diversas cadenas petroquímicas, principalmente la de las fibras sintéticas.

Cuadro No.1. Procesos de la Industria del petróleo basados en la separación física de componentes aprovechando diversos principios como los siguientes:

Proceso	Agente	Ejemplos de aplicaciones
Destilación	Adición/remoción de calor	Separación del petróleo crudo en sus destilados.
Absorción	Solvente	Eliminación de CO ₂ y H ₂ S hidrocarburos líquidos y gaseosos.
Adsorción	Absorbente	Separación de parafinas normales e isoparafinas.
Cristalización	Remoción de calor	Eliminación de parafinas en el proceso de producción de lubricantes.
Filtración	Material filtrante	Remoción de sólidos en corrientes de carga y en productos refinados.
Agotamiento	Gas de arrastre	Recuperación de hidrocarburos de catalizador recirculado en plantas FCC.
Permeación	Membranas	Recuperación de hidrógeno de corrientes gaseosas.
Ciclones	Fuerza inercial	Remoción de finos de catalizador en el proceso FCC.

2.8 Simulación de Procesos

Una de las herramientas que ofrece la Ingeniería Química como medio para alcanzar la optimización es la simulación.

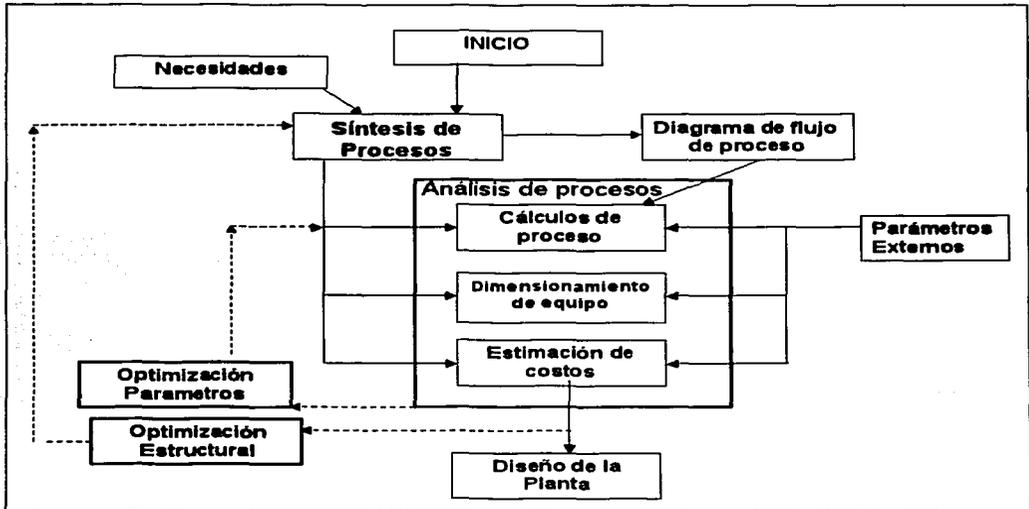


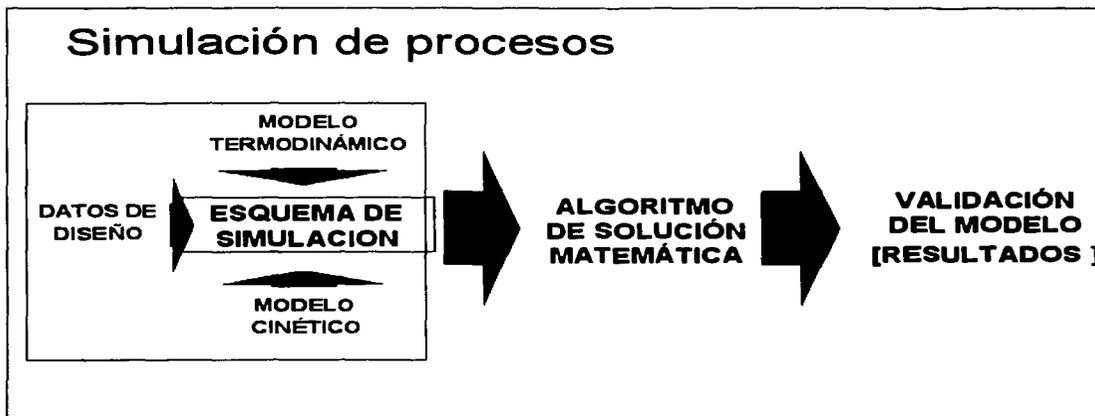
Diagrama de diseño de Procesos.

La simulación de procesos es la representación de un proceso o fenómeno mediante un modelo.

- Modelo -> Leyes de conservación
- Modelo -> Leyes de la Termodinámica
- Modelo -> Cinética Química
- Modelo -> Fenómenos fundamentales
- Modelo -> Restricciones inherentes al modelo

Permite analizar diferentes escenarios de diseño, visualizar el impacto económico y operativo en un proceso con respecto al cambio en sus parámetros.

Simulación de procesos



La simulación de un proceso puede ser dinámico o en estado estacionario. La primera se refiere a la consideración de situaciones de arranque y paro, y fluctuaciones en las corrientes de alimentación y proceso.

La simulación en estado estacionario se enfoca al estudio del comportamiento de un proceso contemplando situaciones dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación. Su tarea principal es el cálculo detallado del balance de masa y energía del proceso, en base al cual se realizará el dimensionamiento del equipo y la evaluación económica.

La Simulación de Procesos es útil para la investigación y desarrollo de procesos químicos.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

- **Facilita la investigación y desarrollo de procesos.**

- **Facilita el Diseño de Procesos Químicos y permite la comparación de alternativas de los procesos. La Simulación de los Procesos es usada en el Diseño de Procesos para :**
 - **Comparar alternativas de diseño de procesos.**
 - **Desarrollar balances de materia y energía.**
 - **Desarrollar equipos de procesos.**
 - **Evaluar procesos representados a diferentes condiciones.**
 - **Análisis de costos.**

- **Permite predecir el efecto que tiene el hacer un cambio en las condiciones de operación, y facilita el diseño y evaluación de los procesos modificados. La Simulación de Procesos es usada en Producción para :**
 - **Para predecir cómo cambian las condiciones de operación con cambios en las especificaciones de el o los productos.**
 - **Evaluar las modificaciones de procesos.**
 - **Observar el comportamiento de un equipo o de la planta global.**

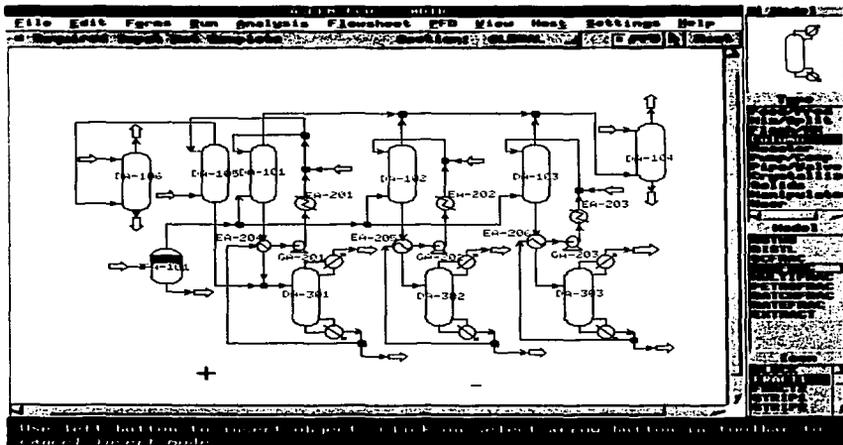
El desarrollo de un proyecto de Simulación, se engloba en cuatro fases generales :

- 1. Determinación del Objetivo. En esta fase, se busca establecer qué es lo que se desea del proyecto, y qué alcance va a tener.**
- 2. Desarrollo del modelo. Esta parte se enfoca a la recaudación de información, la programación del modelo así como la verificación y validación de este.**
- 3. Ejecución y análisis del modelo. En esta etapa, se corre el modelo en el sistema computacional elegido y realizar el análisis de sensibilidad de los resultados.**
- 4. Implementación. Se establece el plan de implementación.**

Un sistema de simulación es un programa que resuelve los balances de materia y energía, diseño básico y optimización de un proceso.

Un sistema de simulación aborda la solución de dos tipos de problemas:

1. Problema de simulación. En este caso, las variables asociadas a las corrientes de alimentación y los parámetros de funcionamiento de cierto equipo son especificados y los perfiles de las variables dependientes y/o la información de las corrientes de salida son calculados. Se enfoca al estudio del comportamiento de un proceso ya conocido.
2. Problema de simulación controlada o diseño. Algunos de los parámetros de equipo deberán ser ajustados con el objeto de satisfacer las especificaciones de diseño, por tanto, el número de variables a ser ajustadas será igual al número de especificaciones de diseño impuestas.



CAPÍTULO 3.

SIMULADOR

ASPEN PLUS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



3.1 Introducción

En los inicios de la década de los sesentas la compañía Monsanto, crea el primer sistema de simulación de procesos FLOWTRAN cuyo nombre se deriva de "FLOWsheet TRANslator" (traductor de diagramas de proceso) indicando además su compatibilidad con el lenguaje FORTRAN, capaz de llevar a cabo rutinas de simulación y cálculo de propiedades.

En 1976, FLOWTRAN es seleccionado por el Instituto Tecnológico de Massachussets (MIT) y licenciado a éste para servir de base en el desarrollo de ASPEN, un simulador de procesos avanzado.

Desde 1981, el simulador de procesos ASPEN, "Advanced System for Process Engineering" (Sistema avanzado para ingeniería de procesos), ha sido ampliamente conocido. Aunque en sus principios ASPEN se desarrolló para conversión de combustibles fósiles, ha demostrado ser aplicable para diversas industrias de proceso, universidades, firmas de ingeniería, compañías consultoras, centros de tecnología del gobierno de EU., entre otros usuarios.

En 1983 la creación de más de 600 subrutinas y modificaciones en más de 300 rutinas ya existentes dan como resultado el simulador de procesos ASPEN PLUS : una versión expandida, mejorada y soportada comercialmente del simulador ASPEN; con mayor calidad, eficiencia y facilidad en su uso. Desde 1983 ASPEN PLUS se ha mejorado año tras año para ofrecer más y mejores aplicaciones, que hacen de este simulador una herramienta cada vez más poderosa y fácil de usar.

ASPEN PLUS es una herramienta usada para diseñar o modelar algún proceso en diversas industrias, ya sea en la industria química, petroquímica, refinación del petróleo, procesos del gas, combustibles, aceites, metales, minerales, papel, alimentos, farmacéuticos, generación de potencia y biotecnología.

ASPEN PLUS

Release 9.3



Para una planta existente, ASPEN PLUS es utilizado como una herramienta para mejorar u optimizar el funcionamiento de la planta, mejorar el rendimiento y reducir la energía utilizada, y con esto reducir costos y mejorar la productividad.

ASPEN PLUS es una herramienta para estudiar posibles modificaciones en la planta "cuellos de botella", o para mejorar la planta incorporando tecnología avanzada, así como mejorar un catalizador, un nuevo solvente o una unidad de proceso.

ASPEN PLUS resuelve problemas de optimización iterativamente. ASPEN PLUS genera y ordena secuencias de bloques para problemas de optimización.

3.2 Generalidades.

ASPEN PLUS, es un simulador que utiliza un enfoque modular secuencial, este resuelve los módulos unitarios siguiendo la secuencia de flujo del proceso, por lo que el esquema de cálculo está fijado por la topología del proceso.

La solución de los diferentes módulos se lleva a cabo considerándolos como un problema de simulación, sin embargo, cuando se llega a una corriente de recirculación, sus variables son supuestas y se inicia un ciclo iterativo en el que se emplean diferentes tipos de algoritmos para su convergencia.

Los valores de salida de un módulo se transfieren como valores de entrada al siguiente, siguiendo en flujo del proceso. Los datos de las corrientes de entrada y los parámetros de equipo se transfieren directamente al módulo que los requiera.

Lo que hace diferente a ASPEN con respecto a otros simuladores comerciales es que estos últimos utilizan arreglos predimensionados para almacenar las variables de un proceso, por lo que resultan útiles para algunos problemas específicos, no tienen ninguna versatilidad.

En la figura 3.1 se puede observar la forma en que trabaja ASPEN PLUS, así como el flujo de información en el sistema.

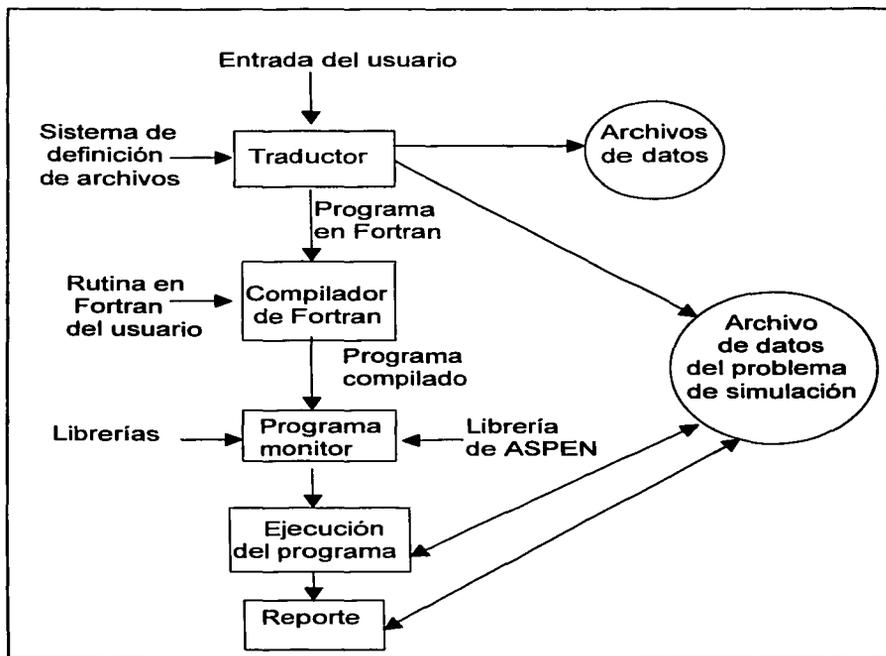


Figura 3.1 Flujo de información en ASPEN PLUS.

El usuario proporciona la información del proceso a simular por medio de un archivo ASCII (input), el cual se encuentra en un lenguaje y formato especial. Un traductor crea un programa en FORTRAN a partir de esta información para después ser compilado.

Una vez que el programa ha sido compilado el simulador crea la secuencia de cálculo, relaciona los modelos de operaciones unitarias, genera las interconexiones entre operaciones, obtiene de las librerías la información necesaria, etc., es decir, genera la metodología de la simulación.

Creada la metodología se lleva a cabo la simulación del proceso, para después generar un reporte.

A continuación se describirán algunos de los aspectos más importantes del simulador, como son modelos de operaciones unitarias, ecuaciones para cálculo de propiedades, algoritmos de convergencia, etc..

3.3 Modelos

ASPEN PLUS cuenta con una gran variedad de modelos capaces de representar casi todas las operaciones unitarias que se llevan a cabo en cualquier planta de proceso. Una característica importante de estos modelos, es que se admite la entrada de corrientes en cualquier estado físico, así como de corrientes de trabajo y de calor. Cada modelo de operación unitaria tiene su propio lenguaje de entrada, pero en general la introducción de un modelo al simulador debe incluir el nombre reservado del modelo, el nombre del equipo a modelar, y sus parámetros característicos.

El nombre reservado del modelo es aquel con el que ASPEN identifica a la operación unitaria a ser simulada; el nombre del equipo a modelar puede ser cualquiera que proporcionado por el usuario para identificar dicho bloque con el diagrama de flujo del proceso; y por último, los parámetros característicos son aquellos que consumen los grados de libertad del equipo, como temperatura y presión de salida en un intercambiador.

En la pestaña 3.3.1 se presentan los modelos existentes, los cuales incluyen tanto el modelado de procesos líquido-vapor, como el modelado de procesos con sólidos. Estos modelos no tienen ninguna limitación dimensional ya que pueden manejar cualquier número de componentes, alimentaciones, reacciones, etapas, etc.. Además, el usuario puede introducir sus propios modelos de operaciones unitarias si dentro de los predeterminados para ASPEN, no existe uno capaz de representar la operación que se esté llevando a cabo.

MODELOS DE OPERACIONES UNITARIAS DE ASPEN PLUS	
MEZCLADORES, DIVISORES Y SEPARADORES	BOMBAS Y COMPRESORES
<ul style="list-style-type: none"> - Mezclador general MIXER - Divisor de flujo FSPLIT - Divisor de componente SEP - Separador de dos productos SEP2 	<ul style="list-style-type: none"> - Bomba PUMP - Compresor de una etapa COMPR - Compresor de etapas múltiple MCOMPR
SEPARADORES FLASH	MANEJO DE SÓLIDOS
<ul style="list-style-type: none"> - Flash de dos fases FLASH2 - Flash de dos fases FLASH3 	<ul style="list-style-type: none"> - Ciclón CYCLONE - Precipitador electrostático ESP - Filtro de la tela FABFL - Limpiador Vénturi VSCRU - Triturador CRUSH - Pantalla/clasificador SCREEN - Hidrociclón HYCYC - Filtro de tambor rotatorio FILTER - Filtro centrífugo CFUGE - Lavador de sólidos SWASH - Decantador contracorriente CCD
CALENTADORES Y CAMBIADORES DE CALOR	MANIPULADORES DE CORRIENTES
<ul style="list-style-type: none"> - Calentador general de proceso HEATER - Cambiador de calor HEATX 	<ul style="list-style-type: none"> - Multiplicador MULT - Duplicador DUPL
SEPARACIÓN MULTIETAPA	
<ul style="list-style-type: none"> - Fraccionamiento riguroso RADFRAC - Col. de fracc. Riguroso múltiple MULTIFRAC - Absorción rigurosa ABSBR - Extractor riguroso EXTRC - Destilación, diseño DSTWU - Destilación, simulación DISTL 	
REACTORES	
<ul style="list-style-type: none"> - Reactor de selección RYIELD - Reactor estequiométrico RSTOIC - Reactor de tanque continuo agitado RCSTR - Reactor de flujo tampón RPLUG - Equilibrio químico a dos fases REQUIL - Equilibrio de fases y químico RGIBBS 	

Tabla 3.3.1

3.4 Ecuaciones para el cálculo de Propiedades

ASPEN PLUS cuenta con métodos y modelos para el cálculo de las propiedades termodinámicas y de transporte.

Las propiedades termodinámicas son:

- Coeficiente de fugacidad
- Entalpía
- Entropía
- Energía libre de Gibbs

Las propiedades de transporte son :

- Viscosidad
- Conductividad térmica
- Coeficiente de difusión
- Tensión superficial

Los modelos termodinámicos son la base para obtener buenos resultados en una simulación.

Es posible utilizar modelos con coeficientes de actividad calculados por lo que se cuenta con una gran gama de opciones al combinar ecuaciones de estado con modelos de coeficientes de actividad. Gracias a esto es posible definir el modelo preciso para cada operación unitaria a simular.

En la tabla 3.3.2 se pueden observar los modelos termodinámicos existentes para el cálculo de propiedades.

Tabla 3.3.2. Ecuaciones de estado

BWR-LS	BWR Lee-Starling
LK-PLOCK	Lee-Kesler-Plöcker
PENG-ROB	Peng-Robinson
PR-BM	Peng-Robinson con Boston-Mathias función alfa
PRWS	Peng-Robinson con Wong-Sandler
PRMHV2	Peng-Robinson con Huron-Vidal modificada
PSRK	Predictiva Redlich-Kwong-Soave
RKSWs	Redlich-Kwong-Soave con Wong-Sandler
RKSMHV2	Redlich-Kwong-Soave con Huron-Vidal modificada
RK-ASPEN	Redlich-Kwong-ASPEN
RK-SOAVE	Redlich-Kwong-Soave
RKS-BM	Redlich-Kwong-Soave con Boston-Mathias función alfa
SR-POLAR	Schwartzentruber-Renon

Modelos de Coeficiente de actividad	Coeficiente de actividad en fase líquida	Coeficiente de actividad en fase vapor
B-PITZER	Bromley-Pitzer	Redlich-Kwong-Soave
ELECNRTL	Electrolyte NRTL	Redlich-Kwong
ENRTL-HF	Electrolyte NRTL	HF modelo hexamerización
NRTL	NRTL	Gas ideal
NRTL-HOC	NRTL	Hayden-O'Connell
NRTL-NTH	NRTL	Nothnagel
NRTL-RK	NRTL	Redlich-Kwong
NRTL-2	NRTL	Gas ideal
PITZER	Pitzer	Redlich-Kwong-Soave
UNIFAC	UNIFAC	Redlich-Kwong
UNIF-DMD	Dortmund-UNIFAC modificada	Redlich-Kwong-Soave
UNIF-HOC	UNIFAC	Hayden-O'Connell
UNIF-LBY	Lyngby-UNIFAC modificada	Gas ideal
UNIF-LL	UNIFAC para sistemas líquido-líquido	Redlich-Kwong
UNIQUAC	UNIQUAC	Gas ideal
UNIQUAC-HOC	UNIQUAC	Hayden-O'Connell
UNIQUAC-NTH	UNIQUAC	Nothnagel
UNIQUAC-RK	UNIQUAC	Redlich-Kwong
UNIQUAC-2	UNIQUAC	Gas ideal
VANLAAR	Van Laar	Gas ideal
VANL-HOC	Van Laar	Hayden-O'Connell
VANL-NTH	Van Laar	Nothnagel
VANL-RK	Van Laar	Redlich-Kwong
VANL-2	Van Laar	Gas ideal
WILSON	Wilson	Gas ideal
WILSON-HOC	Wilson	Hayden-O'Connell
WILSON-NTH	Wilson	Nothnagel
WILSON-RK	Wilson	Redlich-Kwong
WILSON-2	Wilson	Gas ideal
WILSHF	Wilson	HF modelo hexamerización

Sistemas especiales	Método valor-K	Sistema
AMINES	Kent-Eisenberg modelo aminas	H ₂ S, CO ₂ , en solución de MEA, DEA, DIPA, DGA
APISOUR	API modelo agua amarga	Agua amarga con NH ₃ , H ₂ S, CO ₂ .
BK-10	Braun K-10	Petróleo
SOLIDS	Gas ideal / Ley de Raoult / Ley de Henry / coeficientes de actividad	Pirometalurgica
CHAO-SEA	Chao-Seader modelo de estados correspondientes	Petróleo
GRAYSON	Grayson-Streed modelo de estados correspondientes	Petróleo
STEAM-TA	ASME	Agua / vapor
STEAMNBS	NBS/NRC	Agua / vapor
SYSOP15M	NRTL / REDLICH-KWONG-SOAVE / TABLAS ASME	H ₂ S, CO ₂ , en solución de MEA, DEA, DIPA, DGA

3.5 Métodos de Convergencia

ASPEN PLUS, utiliza algoritmos de simulación modular secuencial, en donde a partir de las corrientes de alimentación y los parámetros suministrados se van calculando secuencialmente las diferentes operaciones unitarias que conforman el proceso. Así mismo cuenta con rutinas para detectar los ciclos de recirculación, seleccionar corrientes de corte, generar bloques de convergencia y definir la secuencia de cálculo.

La secuencia de convergencia para las especificaciones de diseño son generadas automáticamente, utilizando el método de la secante para una sola especificación o el de Broyden para dos o más especificaciones simultáneas. También es posible que el usuario introduzca el método de convergencia que mejor le convenga.

En lo que se refiere a los ciclos internos, necesarios para lograr la convergencia de las corrientes de recirculación se pueden utilizar métodos aplicables a varias corrientes simultáneamente. Entre éstos métodos se encuentran : sustitución directa, Broyden, Wegstein y Newton.

Para la convergencia de los diferentes modelos de operaciones unitarias es posible utilizar diferentes métodos como Newton, Wegstein y Broyden.

Al tener diferentes opciones de convergencia, hacen de ASPEN un simulador versátil que permite la solución de cualquier tipo de problema iterativo.

Métodos de convergencia
WEGSTEIN
DIRECT
SECANT
BROYDEN
NEWTON
COMPLEX
SQP

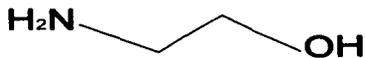
3.6 Interfase con el usuario

La interfase con el usuario incluye el lenguaje por medio del cual la persona describe su problema, los reportes de resultados, la documentación para el uso del sistema y los protocolos para la interacción con otros programas.

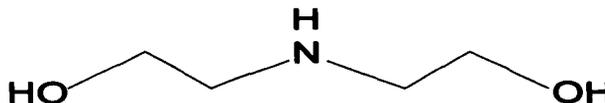
El lenguaje de entrada incluye la información necesaria para llevar a cabo la simulación, incluye los flujos de las corrientes de alimentación, las especificaciones de cada equipo involucrado en el proceso y la interconexión entre éstos. En ASPEN PLUS, esta información puede ser suministrada en tres formas diferentes: con un editor de textos utilizando el lenguaje de entrada, mediante el llenado de formas, y utilizando gráficos; las últimas dos a través de Model Manager (Interfase con el usuario).

El reporte de resultados incluye información sobre todas las corrientes del proceso y sus propiedades, las operaciones unitarias y de manera opcional los costos y economía del proceso. Los reportes pueden incluir información específica, por ejemplo, los flujos, composiciones y propiedades en cada plato de una torre.

La documentación adecuada para el uso del sistema se encuentra organizada en diversos manuales dirigidos a todo tipo de usuarios.

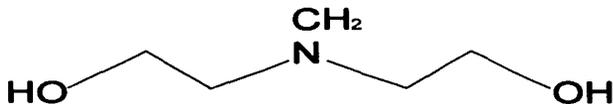


Monoetanolamina

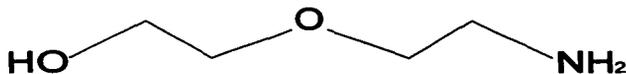


Dietanolamina

CAPÍTULO 4. TRATAMIENTO CON AMINAS.



Metildietanolamina



Diglicolamina



➤ **Tratamiento con Aminas**

El gas natural puede contener impurezas tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno los cuales son ácidos en solución acuosa siendo corrosivos, en fase gaseosa presentan elevada toxicidad, por lo tanto, es necesario evitar su liberación a la atmósfera.

La remoción de CO_2 y H_2S de corrientes de gas es una importante operación en la industria del gas natural. Absorción/agotamiento con soluciones acuosas de alcanolaminas es una tecnología que ha sido desarrollada desde 1930.

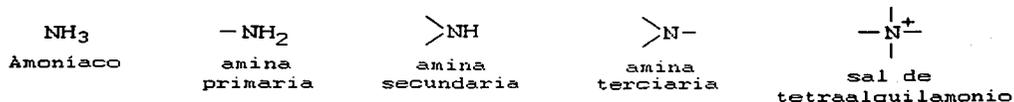
Para remover estos componentes del gas se utilizan procesos de endulzamiento los cuales se clasifican de la siguiente forma: absorción (con solvente químico o solvente físico), adsorción, conversión directa, etc. La absorción con solvente químico utiliza aminas que reaccionan químicamente con los gases ácidos.

El proceso de endulzamiento por absorción con solvente químico, es caracterizado con transferencia de masa con reacción química; los gases ácidos reaccionan directamente o por un mecanismo ácido-base con las alcanolaminas, por lo tanto, se mejora la solubilidad de un gas ácido en la fase acuosa.

Normalmente, el H_2S debe ser removido casi totalmente de la corriente de gas debido a su toxicidad y corrosividad. El CO_2 es removido del gas natural porque actúa como un diluyente, incrementando los costos de transportación y reduciendo la energía por unidad de volumen del gas.

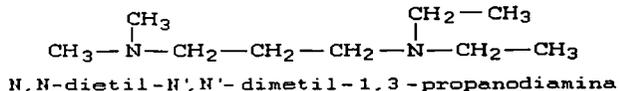
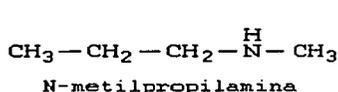
4.1 Aminas

Las aminas pueden considerarse como derivados del Amoníaco.

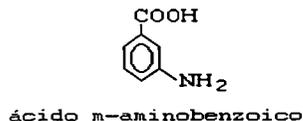
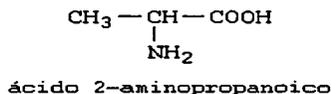


• Nomenclatura

El método más extendido para nombrar las aminas es el radicofuncional que consiste en tomar como base el radical más complejo y añadirle el sufijo -amina. Los otros radicales se nombran como sustituyentes sobre el nitrógeno.



Cuando la función amina no es principal se utiliza el prefijo -amino.



• Propiedades fisicoquímicas

La existencia del enlace $\text{N}-\text{H}$ en las aminas primarias y secundarias hace posible la asociación molecular a través de enlaces de hidrógeno del tipo $\text{N}-\text{H}\cdots\text{N}$.

Las aminas secundarias están menos asociadas que las primarias, debido principalmente al impedimento estérico que ejercen los dos radicales hidrocarbonados sobre el grupo $\text{N}-\text{H}$. Las aminas terciarias, al no contener en su

molécula enlaces N—H, no pueden asociarse mediante enlaces de hidrógeno, por lo que sus puntos de ebullición son parecidos a los de los hidrocarburos de igual peso molecular.

Así, las aminas primarias y secundarias pueden formar con el agua puentes de hidrógeno. En el caso de las aminas terciarias, son muy poco solubles en agua, debido al impedimento estérico de los tres radicales alquilo para la formación de enlaces de hidrógeno.

Las aminas reaccionan con los ácidos tanto orgánicos como inorgánicos, dando lugar a sales, muchas de ellas cristalinas y estables

- **Propiedades Físicas**
 - Son polares
 - Forman puentes de hidrógeno
 - Son solubles en agua las aminas de bajo peso molecular. Las aminas aromáticas son insolubles en agua.
 - Tienen olores irritantes y desagradables.
 - La metilamina y la dietilamina son gases, el resto de las aminas son líquidas o sólidas.

4.2 Tratamiento del Gas por Absorción/Agotamiento

Existen dos procesos de endulzamiento por absorción, absorción física y absorción química.

Los gases ácidos son separados de gases amargos utilizando solventes físicos u orgánicos polares que no reaccionan con los gases ácidos. Estos procesos de separación son a menudo referidos como tratamiento de gas por absorción física. Esta se basa en la habilidad de ciertos solventes orgánicos de solubilizar preferentemente gases ácidos de gases amargos. Los procesos de absorción física son generalmente aplicados cuando la presión parcial del gas ácido es alta y los gases ácidos constituyen una fracción substancial del gas amargo, proporcionando una larga fuerza impulsora de transferencia de masa.

La absorción/agotamiento de gases ácidos con alcanolaminas acuosas es caracterizado por transferencia de masa por reacción química. La transferencia de

masa de gases ácidos del gas amargo a la fase líquida ocurre con reacción química, y puede ser descrita como sigue:

1. Difusión de uno o más componentes ácidos de la fase gas a la interfase gas-líquido seguida por la absorción (disolución) en el líquido. El equilibrio físico es asumido para especies moleculares en la interfase gas-líquido.
2. Difusión y convección de los reactantes de la interfase gas-líquido a la fase líquida.
3. Ocurren simultáneamente con transferencia de masa, reacción entre el gas disuelto en el líquido reactante en la fase líquida.
4. Difusión de los productos de reacción en la fase líquida debido a gradientes de concentración creados por las reacciones químicas.

El uso de soluciones acuosas de alcanolaminas para el tratamiento del gas presentan dos importantes efectos los cuales hacen preferibles estas soluciones a solventes físicos para la absorción de gases ácidos. Primero, la presencia de alcanolaminas afecta drásticamente la solubilidad de un gas ácido en agua. Los gases ácidos en la fase vapor están en equilibrio con la forma molecular sin reaccionar de el mismo gas ácido en agua. Esto es, en el equilibrio, la solubilidad de un gas ácido sin reaccionar en una solución acuosa conteniendo un solvente reactivo es gobernado por la presión parcial de este gas sobre el líquido. Si el gas reacciona en la fase acuosa para formar productos no volátiles, entonces gases adicionales pueden ser solubilizados a una presión parcial de gas ácido dada.

Las alcanolaminas también afectan significativamente la velocidad de absorción de gases ácidos en la solución acuosa. Cuando un gas es absorbido por la solución acuosa es parcialmente consumido por reacción química de modo de su concentración en el líquido es baja. La fuerza impulsora de la transferencia de masa es la diferencia entre la concentración de el gas en el líquido en la interfase gas-líquido y la concentración del gas ácido sin reaccionar en la fase líquida. Las reacciones químicas pueden crear gradientes en los perfiles de concentración de la especie absorbentes en el líquido y en la interfase gas-líquido. Esto realza la absorción de gases ácidos en la solución acuosa.

Las aminas se pueden clasificar como primarias (MEA, DGA), secundarias (DEA, DIPA), y terciarias (MDEA, TEA) dependiendo del número de sustituciones del nitrógeno. Los solventes modernos incluyen MDEA formulado y las aminas obstaculizadas. La estructura química rige cada característica de las aminas como solventes para tratamientos y por lo tanto, se prestan diversos usos.

Existen diversos solventes en uso comercial para la remoción de H_2S y CO_2 para gases industriales, el proceso más común es mediante el uso de aminas como absorbentes. Estas incluyen:

- MEA monoetanolamina
- DEA dietanolamina
- DGA diglicolamina
- MDEA metildietanolamina

En adición a estos solventes existe también el proceso con carbonato de potasio caliente, sulfinol y ADIP.

4.3 Descripción de Procesos de Unidades de Tratamiento del Gas

Los procesos de tratamiento del gas amargo en una refinería se basan en la remoción de gases ácidos (CO_2 y H_2S) para obtener gas combustible. Existen procesos disponibles para el tratamiento y casi todos tienen la misma configuración de proceso.

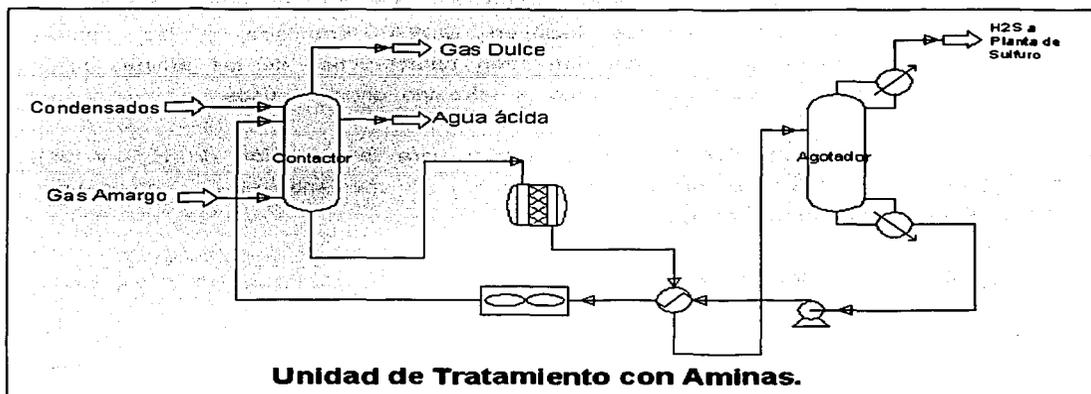


Figura 4.1

En la figura 4.1 el gas amargo (rico en H_2S) entra por el fondo de la torre de absorción (o contactor). La amina pobre (pobre de gases ácidos) es introducida en el plato más alto de la torre de absorción donde se desplazará hacia la parte de abajo de la columna. El contacto entre el gas y la amina líquida en cada plato de la columna da como resultado la absorción del H_2S en la amina. El gas dulce es lavado con agua en la parte superior de la torre para remover algún residuo de amina que haya sido arrastrada.

La amina rica (de gases ácidos) sale por el fondo del contactor para entrar a una torre regeneradora de amina.

A los procesos de desulfuración o endulzamiento de gases amargos, se aplica la NORMA Oficial Mexicana NOM-137-SEMARNAT-2003, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre.

Esta Norma Oficial Mexicana tiene por objeto establecer las especificaciones y los requisitos del control de emisiones de las plantas desulfuradoras de gas y

condensados amargos, así como los métodos de prueba para verificar el cumplimiento de la misma, es de observancia obligatoria para todos los responsables de plantas desulfuradoras de gas amargo y condensados amargos en todo el territorio nacional, con excepción de aquellas cuya capacidad nominal sea menor a 2 toneladas al día, de las ubicadas en plataformas marítimas, así como de las plantas utilizadas en las refinerías de petróleo.

El diseño de los sistemas de control de emisiones de las plantas desulfuradoras de gas ácido y condensados amargos deberá ser tal, que la concentración de ácido sulfhídrico en los gases de salida de la chimenea sea menor o igual a 10 ppm, en volumen (norma completa en APÉNDICES).

4.4 Consideraciones Generales para Seleccionar Aminas

Hasta los años 70 la monoetanolamina (MEA) era la amina utilizada para los procesos de dulcificación. A partir de los 1970's, según Beck (1975) y Butwelland Perry (1975), cambiando de MEA a dietanolamina (DEA) se obtienen favorables resultados. En los últimos diez años, MDEA, DGA, y mezclas de aminas han ganado renombre.

A continuación se presenta una lista de las condiciones o consideraciones, que se deben definir al seleccionar un solvente.

1. Presión y temperatura de funcionamiento
2. La cantidad de gases ácidos presentes y removidos, selectividad, especificaciones del gas
3. Disposición de los gases ácidos (recuperación del sulfuro, incineración, etc.)
4. Contaminantes en el gas de entrada
5. Ambiente (derrame, emisión ambiental permisible SO_2 , etc.)
6. Preferencia del cliente (capital y gastos de explotación, eficiencia del combustible, costos químicos, etc.)

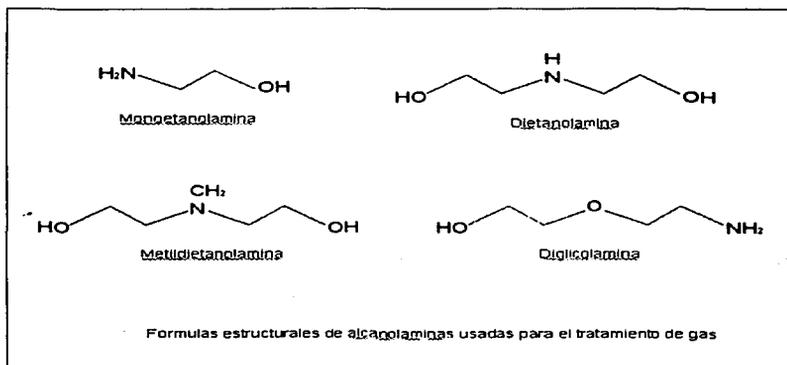
Algunas de las condiciones de funcionamiento típico para las aminas comunes se presentan en la tabla 1.

Tabla 1. Condiciones y datos típicos de funcionamiento para las aminas				
Amina:	MEA	DEA	DGA	MDEA
Concentración de la solución, % peso	15-20	25-35	50-70	20-50
Cargamento ácido del gas, mole/mole (acero al carbón)	0,3-0,35	0,3-0,35	0,3-0,35	Ilimitado
Capacidad selectiva de absorber H ₂ S	No	Debajo De Limitado Condiciones	No	Debajo De La mayoría Condiciones

4.4.1 Alcanolaminas comercialmente importantes

Las alcanolaminas son caracterizadas por contener los grupos hidroxil y amino. Los grupos hidroxil reducen la presión de vapor e incrementan la solubilidad del agua mientras que el grupo amino provee la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para reaccionar con gases ácidos (Kohl and Riesenfeld, 1985).

H₂S es un ácido de Brönsted y las alcanolaminas son bases de Brönsted. Por lo tanto, H₂S reacciona con todas las alcanolaminas en la fase acuosa por un mecanismo de transferencia de protón. Esta reacción es esencialmente instantánea con respecto a la transferencia de masa (Astarita et al., 1983).



La desventaja de utilizar MEA, DEA o DGA para el tratamiento del gas es que las reacciones entre estas aminas y H_2S o CO_2 son altamente exotérmicas. Consecuentemente, las aplicaciones de tratamiento de gases que emplean soluciones de estas alcanolaminas requieren un suministro de energía en el agotador para revertir las reacciones y separar los gases ácidos de la solución.

4.4.2 Monoetanolamina (MEA)

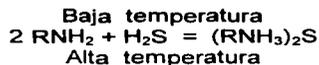


Este es el proceso más común de absorción de gas ácido. Normalmente 15-20 % en peso de MEA en agua es circulado en forma descendente por los platos para entrar en íntimo contacto con el gas amargo.

La MEA es la más básica de las etanolaminas. Puede endulzar completamente el gas natural, removiendo los gases deseados.

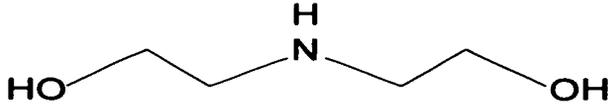
Es considerada como un compuesto químicamente estable. Si hay o no otros químicos presentes no podrá sufrir degradación o descomposición a temperatura arriba de su punto normal de ebullición.

Las reacciones del proceso son:



Aunque la MEA no se considera particularmente corrosiva, los productos de degradación son extremadamente corrosivos. MEA reacciona con agentes oxidantes tales como COS , CS_2 , SO_2 , SO_3 , y oxígeno para formar productos solubles que se deben eliminar del sistema para evitar problemas de corrosión.

4.4.3 Dietanolamina (DEA)



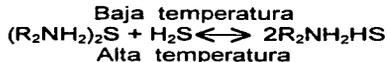
DEA se utiliza comúnmente en rangos de 25 a 35% en peso. El cargamento del gas ácido total para esta es limitado de 0.3 a 0.35 mol de gas ácido/mol de DEA para equipo de acero al carbón.

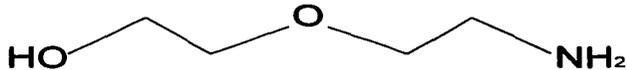
La DEA no se degrada cuando está en contacto con CS_2 , COS y mercaptanos como el caso de la MEA.

Los productos de degradación de la DEA son menos corrosivos que los de MEA. Puesto que la DEA es una alcanolamina secundaria, presenta poca afinidad con el H_2S y el CO_2 y no puede producir el gas en las especificaciones requeridas en algunas corrientes del gas a bajas presiones.

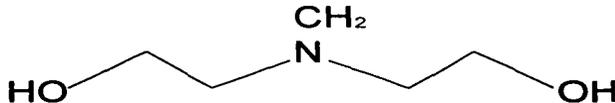
DEA es una base más débil (menos reactiva) que la MEA.

Las reacciones del proceso son:



4.4.4 Diglicolamina (DGA).

DGA se utiliza generalmente de 50 a 70% en peso de la solución en agua. DGA presenta una tendencia a reaccionar preferentemente con CO_2 sobre H_2S .

4.4.5 Metildietanolamina (MDEA)

No se tiene un sistema de condiciones de operación establecido para la MDEA como para las aminas anteriores. Esto se debe a la flexibilidad y versatilidad de la MDEA.

La MDEA es una amina terciaria, es menos básica y se puede utilizar en altas concentraciones. Esta amina presenta selectividad, reaccionando con todo el sulfuro de hidrógeno (H_2S), y solo reacciona con una parte del bióxido de carbono (CO_2), por una reacción ácido-base y produce bicarbonato. Sin embargo, el CO_2 es una base de Lewis, la cual puede primero reaccionar lentamente con el agua (hidrólisis) formando ácido carbónico el cual disociado produce el ión bicarbonato.

Para absorber la misma cantidad de CO_2 con MDEA a la alcanzada con MEA, DEA o DGA, se requiere aumentar el número de pasos, o aumentar el tamaño del empaque, en el absorbedor o desorbedor.

MDEA se utiliza comúnmente de 35 a 50% en peso. Debido a que los problemas de corrosión son considerablemente reducidos, los cargamentos del gas ácido son tan altos como 0.7 a 0.8 mol de gas ácido/mol de MDEA en equipo de acero al carbón. La exposición de MDEA a oxígeno forma ácidos corrosivos que si no se quitan del sistema, se produce acumulación de sulfuro de hierro en el sistema.

La MDEA presenta una selectividad por H_2S en presencia de CO_2 . Esta selectividad de la MDEA por el H_2S resulta de la inhabilidad de las aminas terciarias de formar carbamatos con CO_2 . MDEA no tiene un hidrógeno unido al nitrógeno y no puede reaccionar directamente con CO_2 para la formación del carbamato. La reacción del CO_2 puede ocurrir solamente después de que el CO_2 se disuelva en agua para formar un ión del bicarbonato que entonces experimente una reacción ácido-base con la amina:



La MDEA puede, sin embargo, reaccionar con H_2S por el mismo mecanismo de transferencia de protón de aminas primarias y secundarias (Jou, et al., 1982):



4.4.6 Mezclas de aminas

Las mezclas de aminas pueden ser el mejor método para aumentar la capacidad o mejorar la eficiencia en una unidad endulzadora con aminas.

Las mezclas de aminas son generalmente mezclas de MDEA y DEA o MEA y son usadas para realzar la remoción de CO_2 con MDEA. Tales mezclas son referidas como aminas base-MDEA con DEA o MEA como aminas secundarias. La amina secundaria generalmente se encuentra en menos del 20% del total de la amina en base molar.

Las mezclas base-MDEA son usadas para incrementar la remoción de CO_2 .

Los problemas asociados con mezclas de aminas son la determinación y mantenimiento de la concentración de la mezcla.

Las variables de proceso que tratan del gas tales como tipo y concentración, presión y circulación del solvente, se pueden manipular para recuperar los

hidrocarburos. En temperaturas bajas, la absorción tiende a remover los componentes de más bajo peso molecular basados en el equilibrio vapor-líquido.

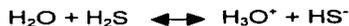
4.5 Química

En soluciones acuosas, H₂S y CO₂ reaccionan en un mecanismo ácido-base con alcanolaminas. Estas reacciones de equilibrio pueden ser escritas como una disociación química:

ionización del agua (1a)



disociación del sulfuro de hidrógeno (2a)



disociación del bisulfuro (3a)



disociación del dióxido de carbono (4a)



disociación del bicarbonato (5a)



disociación de alcanolamina protonada (6a)



En esta ecuación RR'R''N es la fórmula química de la alcanolamina. R representa un grupo alquil, grupo alcohol o hidrógeno. Las aminas primarias y secundarias reaccionan directamente con el CO₂ para formar carbamatos estables.

reversión carbamato a bicarbonato (7a)



Las aminas pueden reaccionar con dióxido de carbono para formar compuestos electrolíticos a altas temperaturas.

4.6 Estructura termodinámica

La estructura se basa en dos tipos de equilibrio químico, equilibrio reacción/disociación y equilibrio vapor/líquido para especies moleculares. Las especies iónicas son tratadas como no volátiles. La solución es tratada como un sistema de una mezcla de solventes agua-alcanolamina.

Electrolitos moleculares disociados o reactivos en la fase líquida producen especies iónicas gobernadas por equilibrio químico. La ecuación de este equilibrio químico se puede escribir como :

$$K = \prod_i a_i^{v_i} \quad (1)$$

donde a_i es la actividad de la especie i . Si se reescribe la ecuación 1 en términos de fracción mol, x_i , y coeficiente de actividad, γ_i , tenemos :

$$K = \prod_i (x_i \gamma_i)^{v_i} \quad (2)$$

La ecuación 2 es escrita para las reacciones 1a-7a. El agua y la alcanolamina son tratadas como solventes. Finalmente, la disponibilidad de las constantes de Henry en alcanolaminas puras, los estados de referencia encontrados para solutos (H_2S y CO_2) es también el ideal, solución acuosa a dilución infinita.

Los equilibrios de la especie gobiernan la distribución de la especie molecular entre la fase vapor y la fase líquido. Las constantes de Henry representan fugacidades en estados de referencia para solutos moleculares (CO_2 y H_2S)

$$y_i \hat{\phi}_i P = x_i \gamma_i^* H_i^{P^o} \exp\left(\frac{\bar{v}_i^\infty (P - P^o)}{RT}\right) \quad (3)$$

Para los solventes, agua y alcanolamina, el equilibrio vapor-líquido está dado por:

$$y_s \hat{\phi}_s P = x_s \gamma_s P_s^o \phi_s^o \exp\left(\frac{v_s (P - P_s^o)}{RT}\right) \quad (4)$$

Dependencia de la temperatura de las constantes de equilibrio para las reacciones 1a-7a y constantes de Henry para H ₂ S y CO ₂						
lnK = C ₁ + C ₂ /T + C ₃ lnT + C ₄ T						
reacción	Amina/gas ácido	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	Rango de temperatura
Constantes de Equilibrio						
1a		132.899	-13445.9	-22.4773	0.0	0-125
2a		214.582	-12995.4	-33.5471	0.0	0-150
3a		-32.0	-3338.0	0.0	0.0	14-70
4a		231.465	-12.092.1	-36.7816	0.0	0-225
5a		216.049	-12431.7	-35.4819	0.0	0-225
6a	MEA	2.1211	-8189.38	0.0	-0.007484	0-50
6a	DEA	-13.3373	-4218.71	0.0	0.009872	0-50
7a	MEA	2.8898	-3635.09	0.0	0.0	25-120
7a	DEA	16.5027	-4068.76	-1.5027	0.0	25-120
Constantes de Henry						
1a	H ₂ S	358.138	-13236.8	-55.0551	0.059565	0-150
2a	CO ₂	170.7126	-8477.711	-21.95743	0.005781	0-100

4.7 Equilibrio Químico y Fase en Equilibrio

El diseño de sistemas de tratamiento de gas absorción/agotamiento por la etapa en equilibrio requiere el conocimiento del equilibrio vapor-líquido (VLE) y el comportamiento del sistema acuoso gas ácido-alcanolamina. Por otra parte, la solubilidad en el equilibrio de los gases ácidos en soluciones acuosas de alcanolaminas determinan la circulación mínima de la solución para tratar el gas ácido, y determina la concentración máxima de los gases ácidos que se pueden quedar en la solución regenerada para obtener las especificaciones del gas producto.

Los gases ácidos y las alcanolaminas son electrolitos débiles.

El equilibrio químico y físico de un sistema de electrolitos débiles tales como el sistema gas ácido-alcanolamina-agua es ilustrado en la figura 4.1, la cual es una adaptación de Edwards et al. (1978). En un sistema cerrado a temperatura y presión constante, el equilibrio químico gobierna la distribución de las especies moleculares (incluyendo electrolitos) entre la fase líquida y la fase vapor. Esto es indicado por las flechas verticales. En la fase líquida, alcanolaminas básicas reaccionan con CO_2 y H_2S , por un mecanismo ácido-base, o con reacción directa del CO_2 con la alcanolamina, para producir especies iónicas. El equilibrio químico entre electrolitos moleculares y especies iónicas en la fase líquida es indicado por la línea horizontal. La presión parcial de un gas ácido en la fase vapor influencia el grado de disociación de los electrolitos débiles en la fase líquida y viceversa.

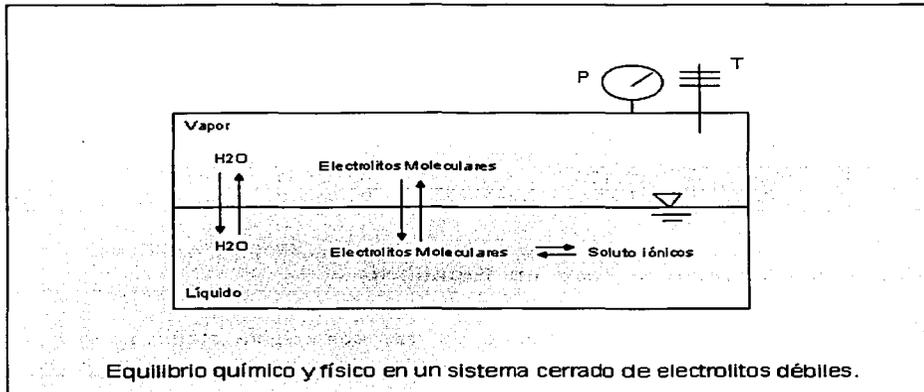


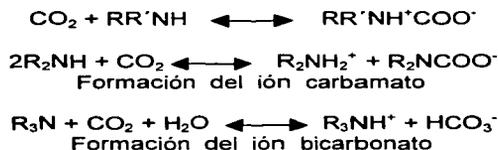
Figura 4.1

4.8 Mecanismo de degradación de las aminas

Las reacciones de las alcanolaminas con CO_2 son más complicadas que las reacciones con H_2S . Diferentes complejos amina- CO_2 se forman a variadas condiciones de presión, temperatura, pH y concentraciones de CO_2 en la solución. Estos complejos son conocidos como productos de degradación.

Los productos de degradación de la amina son corrosivos por sí mismos, restan actividad a la amina, aumentan la conductividad del medio y hacen el entorno más corrosivo. Entre las variables de más influencia en la formación de productos de degradación está la temperatura.

El CO_2 reacciona con las alcanolaminas de la siguiente forma, donde R designa a un grupo orgánico, tal como CH_3 ó $\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$:



La formación de carbamato ocurre principalmente con aminas primarias y secundarias solamente. La reacción de formación de bicarbonato toma lugar con las aminas primarias, secundarias y terciarias.

Aminas terciarias, al no tener un hidrógeno disponible en el grupo amino para ser extraído, es incapaz de reaccionar con el CO_2 y formar carbamatos. Aminas primarias y secundarias estéricamente obstaculizadas poseyendo un átomo de carbón unido al grupo amino, forman carbamatos débiles estables (Sartori and Savage, 1983).

Otras de las razones de la alta corrosión en el sistema y de la formación de productos de degradación es la "alta" concentración de la amina establecida en el

diseño, los sistemas que operan con DEA dejan de ser altamente corrosivos, cuando opera con concentraciones por debajo del 20% p/p.

4.9 Aminas Selectivas

El desarrollo de unidades de tratamiento con aminas selectivas tiene como resultado un incremento en la eficiencia de la planta, además de inherentes beneficios económicos incluyendo la disminución del tamaño de equipos, disminución en circulaciones, y alta concentración de aminas. Las aminas primarias monoetanolamina (MEA) y diglicolamina (DGA) no ofrecen selectividad, absorbiendo tanto el CO₂ como el H₂S. Las aminas secundarias y terciarias dietanolamina (DEA), diisopropanolamina (DIPA), y metildietanolamina (MDEA) son aminas selectivas y son más efectivas para aplicaciones a altas presiones (> 300 psi, 20 kPa).

Las aminas selectivas absorben H₂S preferencialmente al CO₂. Aunque todas las aminas presentan un grado de selectividad basada en efectos cinéticos, la velocidad de reacción del CO₂ decrece con la sustitución en el grupo nitrógeno tal como las aminas primarias reaccionan más rápido que las aminas secundarias y terciarias.

En 1994 Denny Law describió como usando mezclas de MDEA decrece el número de pasos teóricos para un particular gas ácido. Además, pasos adicionales pueden incrementar la concentración del H₂S en el gas endulzado debido a la absorción de CO₂. Ya que los calores de reacción para las aminas selectivas son menores que las aminas no selectivas (Kohl y Reisenfeld, 1985), la regeneración requiere menor energía y rehervidores más chicos. Con las aminas selectivas se puede controlar la formación de sales corrosivas.

El uso de aminas selectivas, MDEA en particular, ha desarrollado dentro de la industria la utilización de aminas especializadas. BASF, Betz Chemical, Dow, Huntsman Chemical, Shell, Union Carbide y otras compañías proponen MDEA basada en aminas especializadas para reforzar la capacidad de endulzamiento de la solución de amina. Shell Sulfinol process utiliza una mezcla de solventes. El

Solvente Sulfinol es una mezcla de un solvente físico, sulfolano, agua y metildietanolamina (MDEA) o di-isopropanolamina (DIPA) el cual incrementa la remoción de mercaptano y COS (Okimoto, 1993).

Una amina formulada a base de MDEA, resulta la mejor opción para garantizar mínima corrosión.

4.10 Opciones de reemplazo de una amina primaria por una amina formulada

Las mezclas que contienen MDEA como la amina base con la adición de una o dos aminas más reactivas tales como MEA o DEA, se les han dado una variedad de nombres incluyendo aminas formuladas y aminas base-MDEA.

Históricamente, MDEA se ha reconocido sobre todo por su capacidad de absorción selectiva del H_2S . La capacidad selectiva de absorción de MDEA es debido a su relativamente lenta velocidad de reacción con CO_2 .

MDEA tiene como características:

- Alta concentración de la solución (encima de 50 a 55 wt %)
- Alto cargamento ácido del gas
- Corrosión baja
- Lenta degradación
- Calor bajo de reacción
- Pérdidas bajas de la presión y de la solución del vapor

Debido a las ventajas que presenta, MDEA es la amina más viable incluso en los casos donde grandes cantidades de CO_2 deban ser removidas. En casos donde sea necesario remover un alto grado de CO_2 , la velocidad de reacción de MDEA debe superarse por el diseño apropiado del absorbedor y del sistema amina. La velocidad de reacción del CO_2 se puede aumentar por una combinación de lo siguiente:

1. Selección de las temperaturas de funcionamiento apropiadas en el absorbedor.
2. El diseño apropiado de los platos del absorbedor para obtener tiempos de residencia adecuados de los líquidos.
3. Adición de una o dos aminas primarias o secundarias más reactivas para formar una mezcla de aminas en agua.

Los beneficios por el cambio de aminas son:

- Reducir la corrosión y minimizar los problemas asociados.
- Disminuir costos de mantenimiento.
- Aumentar la flexibilidad operacional de la planta ante limitaciones de capacidad de algunos equipos.
- Mantener capacidad de diseño de la planta a pesar de las limitaciones existentes.

A continuación, se presentan algunas características de las aminas terciarias (MDEA), en las que se compara su desempeño con respecto a las aminas primarias (MEA) y secundarias (DEA).

Las aminas terciarias reaccionan a muy baja velocidad con el CO_2 respecto a las aminas monosustituidas y sin formar carbamatos. Esto permite que se formen pocos productos de degradación por reacción directa con el CO_2 y, en consecuencia, disminuye la tendencia a la corrosión del sistema, ya que pueden formar una capa pasivante FeCO_3 , protectora del contenido de sales térmicamente estables, que se encuentra por debajo de 0.5% p/p.

En aquellos casos donde se usan sistemas de endulzamiento con MEA, la corrosión puede verse incrementada por la presencia de sales termoestables (sulfatos, formiatos, acetatos, tiosulfatos), que son los productos de la reacción de ácidos débiles con la amina. Los ácidos pueden estar en el gas de alimentación y/o en el condensado empleado para la preparación de la solución de amina, igualmente, pueden ser formados por la oxidación parcial de la solución.

Por otro lado, la facilidad de desorción de la MDEA, hace que el CO₂ se libere fácilmente y forme ácido carbónico (en presencia de agua) en zonas donde cambian las condiciones de flujo. Esto puede producir un efecto de corrosión-erosión severo. Asimismo, la corrosión puede ocurrir con MDEA a velocidades muy altas, si ésta ha reaccionado con contaminantes como el oxígeno y otros. Para minimizar los dos factores anteriormente mencionados, los proveedores de MDEA suministran formulaciones comerciales exclusivas conocidas como aminas formuladas, que son mezclas de MDEA y promotores o activadores (con contenidos balanceados de inhibidores y estabilizantes), que aumentan su afinidad por el CO₂.

Si se trata a un gas con una amina secundaria, tal como DEA, aumentando la concentración de esta aumenta la recolección del CO₂. Sin embargo, se debe cuidar no exceder los límites de corrosión provocados por la degradación de la amina. Una alternativa para poder manejar una mayor concentración, es utilizando una mezcla de aminas. La adición de MDEA aumenta la concentración de la amina con parámetros de límites de corrosión más altos. El aumento de la temperatura de la amina aumenta la recolección del CO₂; sin embargo, existe un límite. Esta temperatura depende de la concentración de la amina, de la composición del gas de la entrada, y de la cantidad de recolección del CO₂. El aumento de la temperatura de la amina disminuye la recolección del H₂S y aumenta pérdidas de amina y agua.

➤ Química del Proceso

El H₂S reacciona casi instantáneamente con las aminas por transferencia del protón.



El CO₂ reacciona con las aminas primarias y secundarias para formar un carbamato.



Ya que la MDEA es una amina terciaria y no tiene un hidrógeno unido al nitrógeno, la reacción del CO_2 ocurre después de que el CO_2 se disuelva en el agua para formar un ión del bicarbonato. Entonces el ión del bicarbonato experimenta una reacción ácido-base con la amina:



Puesto que la reacción del CO_2 con las aminas es relativamente lenta y la reacción del H_2S es rápida, la absorción del H_2S se asume generalmente para la fase gaseosa, mientras que la absorción del CO_2 en la fase líquida. Ya que la velocidad de reacción del CO_2 con las aminas primarias y secundarias es mucho más rápida que con MDEA, la adición de pequeñas cantidades de aminas primarias o secundarias a una solución basada en MDEA debe mejorar la reacción de CO_2 con la solución de la amina.

➤ **Parámetros de Funcionamiento del Proceso**

Existen varios parámetros de funcionamiento que se deben examinar para el diseño óptimo para cada uso. Los requerimientos del gas dulce determinarán los parámetros de funcionamiento. Dependiendo de la composición, la temperatura y la presión del gas de alimentación junto con los requerimientos del gas dulce, los parámetros de funcionamiento más sensibles incluyen:

- **Tiempo de residencia del líquido en el plato**

Ya que la velocidad de reacción del CO_2 con MDEA es lenta, el diámetro de la columna y la altura del vertedero se deben ajustar para el tiempo de reacción requerido.

- **Temperatura de Amina Pobre**

El único parámetro disponible para el control de la temperatura de la columna es la temperatura de la amina pobre. Ya que la reacción del CO_2 con MDEA es cinéticamente controlada, una columna más caliente aumenta la velocidad de la

reacción. Sin embargo, la temperatura de la amina pobre alcanza cerca de 135 a 140 °F, la disminución de la solubilidad del CO₂ en la solución de la amina se convertirá en el factor de eliminación y recolección del CO₂.

- **Variación De la Circulación**

Cuando el flujo de la circulación se aumenta para cualquier columna dada, la recolección del CO₂ aumentará.

➤ **Ventajas de la MDEA en el tratamiento del gas**

1. MDEA es una amina terciaria, es menos básica y se puede utilizar en altas concentraciones. La tabla I muestra esto para los mismos flujos, MDEA tiene una gran capacidad de reaccionar con gases ácidos porque puede se puede utilizar con alta concentración. Esta ventaja es realizada por el hecho de que esta amina presenta selectividad, reaccionando con todo el sulfuro de hidrógeno (H₂S), y solo una parte de el dióxido de carbono (CO₂). MEA y DEA reaccionan con todo el CO₂ presente en el gas ácido.
2. Estas y otras características benéficas de la MDEA incluyen el incremento de la capacidad en las unidades existentes, decrece el costo al no necesitar unidades nuevas, bajos costos de energía y alta selectividad en comparación con las aminas primarias y secundarias.
3. En el tratamiento la MDEA rica tiene alrededor de 0.5 moles de gas ácido por mol de MDEA.
4. La concentración del solvente se maneja entre 35 a 50% .
5. La concentración típica entre 35 a 50% y la relación de 0.45 o 0.50 moles de gas ácido por mol de MDEA incrementa significativamente la capacidad de las unidades existentes y permite considerar nuevas unidades más pequeñas. Alta concentración y alta velocidad de recolección corresponden a bajas velocidades de circulación para capacidades equivalentes.

6. MDEA proporciona ahorros de energía en el rehervidor (radio de reflujo de 0.5 a 1.0) y en el condensador. Esta provee de alta selectividad para absorber H_2S .
7. La MEA y DEA forman productos de degradación cuando reaccionan con CO_2 los cuales ocasionan la corrosión y con la MDEA no ocurre así. Las Plantas operando con MEA, DEA y MDEA han demostrado que la corrosión puede ser minimizada bajo condiciones de funcionamiento apropiadas.
8. MDEA es una amina terciaria y por lo tanto la formación de carbamate con CO_2 no toma lugar en sistemas basados en MDEA. MEA y DEA forman carbomatos con CO_2 .
9. Ventajas de MDEA incluyen, alta selectividad por sulfuro de hidrógeno sobre dióxido de carbono, alto rendimiento energético, gran capacidad de remover gas ácido, alta resistencia a la degradación, equipo más chico para plantas nuevas y sobre todo mucho menos corrosividad en comparación con las aminas primarias y secundarias.

Tabla I.

Solvente	MEA	DEA	MDEA
Concentración %	15-20	25-30	35-50
Selectividad	0.89	2.27	3.85
Capacidad mol H_2S /mol amina	0.07	0.09	0.10
Capacidad mol CO_2 /mol amina	0.50	0.32	0.12



CAPÍTULO 5.

PLANTA ENDULZADORA

DE GAS POZA RICA

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

5.1 Generalidades

En sus centros procesadores PEMEX Gas Y Petroquímica Básica, produce gas seco (mejor conocido como gas natural), gas licuado, etano, azufre y gasolinas naturales, entre enero y febrero del 2003 la producción de gas seco en PEMEX Gas alcanzó los 3,029.4 millones de pies cúbicos diarios.

La cadena industrial de PEMEX Gas consiste en tres procesos básicos:

- **Endulzamiento:** se eliminan gases ácidos y se recupera azufre que posteriormente se coloca en el mercado nacional e internacional.
- **Recuperación de licuables vía plantas criogénicas:** se producen gas seco e hidrocarburos líquidos.
- **Fraccionamiento de hidrocarburos:** de la corriente de hidrocarburos líquidos proveniente de las plantas criogénicas se separan el etano, el gas licuado y las gasolinas naturales.

El gas natural está constituido principalmente por metano con proporciones variables de otros hidrocarburos (etano, propano, butanos, pentanos y gasolina natural) y de contaminantes diversos. El objetivo del procesamiento del gas natural es eliminar los contaminantes, incluyendo los componentes corrosivos (agua y ácido sulfhídrico), los que reducen el poder calorífico (dióxido de carbono y nitrógeno) y los que forman depósitos sólidos a bajas temperaturas (agua y dióxido de carbono), para después separar los hidrocarburos más pesados que el metano, que constituyen materias primas básicas para la industria petroquímica.

La función de la Planta Endulzadora es la de retirar ciertos contaminantes, sobre todo sulfuro de hidrógeno (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) del gas natural o de hidrocarburos líquidos.

El H_2S debe ser removido de la corriente de gas debido a su toxicidad y corrosividad. El CO_2 es removido del gas natural porque actúa como un diluyente, incrementando los costos de transportación y reduciendo la energía por unidad de volumen del gas.

5.2 Especificaciones de las alimentaciones

El proceso de la Planta de Endulzamiento de Gases de Poza Rica ilustrada en la figura 5.1, consta de una alimentación de gas amargo la cual entra a un flash (FA-101) en donde se eliminan los líquidos, para que posteriormente el gas amargo se alimente a la parte inferior de las torres de absorción (DA-105/101/102), en las cuales son removidos los gases ácidos al entrar en contacto con la amina; posteriormente el gas dulce es alimentado a torres de lavado de gases (DA-106/104) utilizando agua, para remover residuos de amina que pudieran existir.

El flujo de gas amargo alimentado al proceso es de 679,290 lb/hr, con la siguiente composición :

COMPONENTE	% MOL
Hidrocarburos	93.21
Bióxido de carbono	4.78
Acido sulfhídrico	1.64
Agua	0.37

Esta Planta cuenta con tres alimentaciones de amina pobre de gas ácido (corrientes 26, 27 y 28) para reponer la amina que no se regenera.

La concentración de la amina utilizada en esta Planta de Endulzamiento, MEA (monoetanolamina), es del 15%.

La amina rica de gas ácido, sale por el fondo de las torres de absorción y pasa por intercambiadores de amina pobre/amina rica (EA-204/205/206), con el fin de calentar la amina que entrará a las torres de regeneración de amina (DA-301/302/303), en donde la amina es separada de estos gases (CO_2 y H_2S) para ser recirculada al proceso pasando por el intercambiador amina pobre/amina rica siendo impulsada por una bomba (GA-201/202/203) y pasando por un intercambiador de calor (EA-201/202/203) para obtener la amina a la temperatura deseada y así mezclarla con la amina pobre nueva.

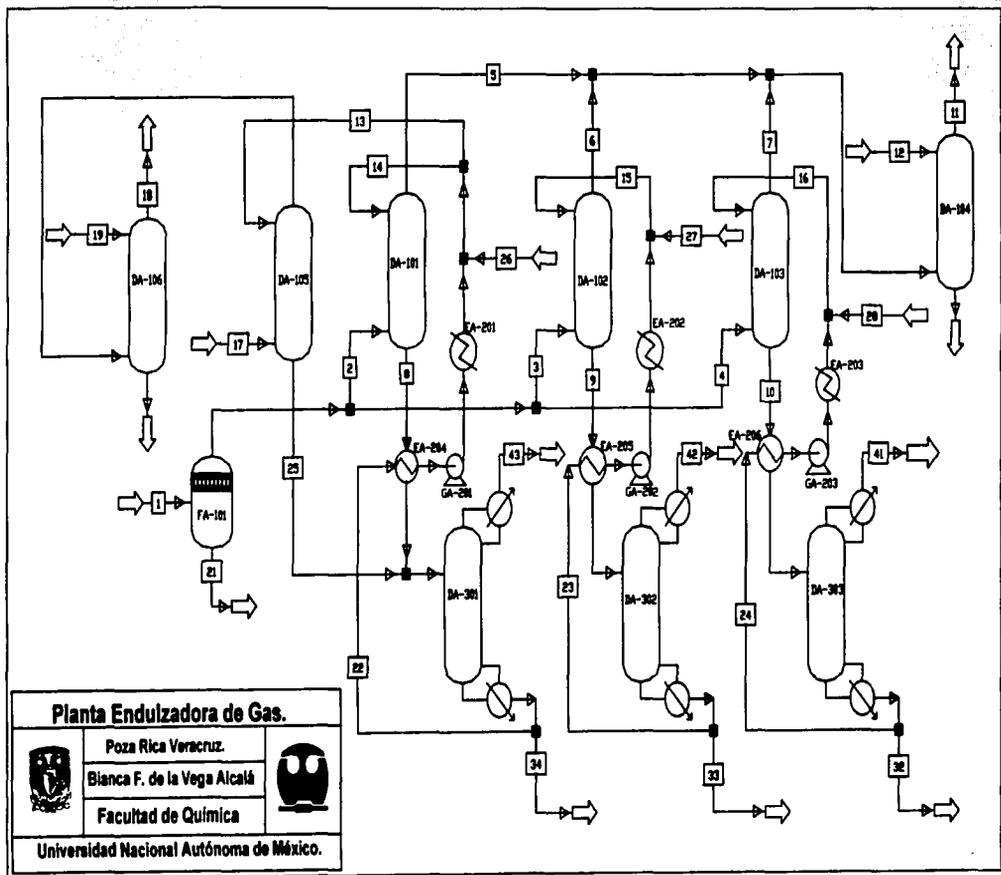


Figura 5.1

5.3 Descripción del Proceso

Una Planta Endulzadora de Gases se puede dividir en dos secciones: sección de absorción y sección de recuperación de la amina. El objetivo de la sección de absorción es de eliminar o remover los gases ácidos (CO_2 y H_2S) por medio de torres de absorción con aminas. En la sección de regeneración de las aminas, el objetivo es recuperar la amina eliminando de ella los gases ácidos absorbidos, para ser nuevamente utilizada. La descripción puede seguirse en la figura 5.2.

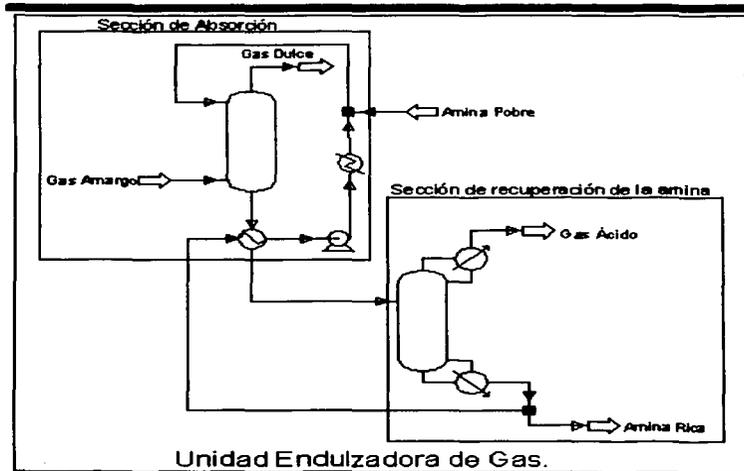


Figura 5.2

5.3.1 Sección de Absorción

Para la Planta Endulzadora de Gases Poza Rica, esta sección consta de cuatro torres de absorción, dos torres de lavado, un flash, y un intercambiador de calor amina pobre/amina rica para cada torre de absorción.

El gas amargo es alimentado por el fondo de la torre de absorción, el cual al ascender a través de la torre, entra en contacto con la amina la cual es alimentada en el plato más alto de la torre, la cual al ir descendiendo por la torre va absorbiendo los gases ácidos.

Por el domo de la torre se obtiene el gas dulce o endulsado, el cual posteriormente entra en una torre de lavado para eliminar definitivamente las impurezas que se hubieran podido arrastrar.

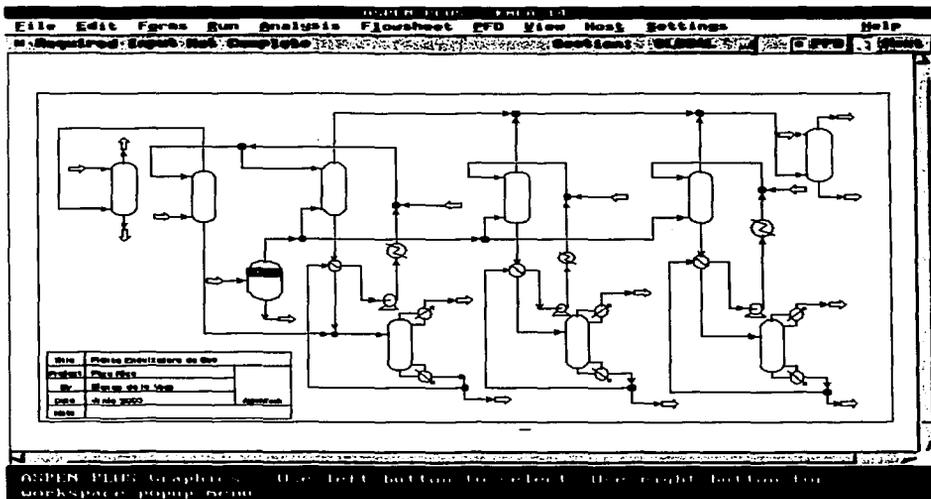
Por el fondo de la torre sale la amina rica (rica de CO_2 y H_2S), la cual pasa por un intercambiador de calor amina pobre/amina rica, para después pasar a la sección de regeneración de la amina.

5.3.2 Sección Regeneradora de la Amina

En la Planta Endulzadora de Gases Poza Rica, esta sección consta de tres torres regeneradoras.

La amina rica (rica de CO_2 y H_2S) proveniente de la torre de absorción después de pasar por el intercambiador de calor amina pobre/amina rica, es alimentada a la torre regeneradora, en donde se separan de la amina los gases ácidos, así como los hidrocarburos condensables disueltos en la amina.

Posteriormente, a amina regenerada, entra al intercambiador de calor amina rica/amina pobre, para posteriormente ser alimentada a la torre de absorción junto con amina nueva.



CAPÍTULO 6. SIMULACIÓN DE LA PLANTA ENDULZADORA DE GAS POZA RICA.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

6.1 Pasos a seguir en una Simulación

Para el desarrollo de una simulación se requiere el seguimiento de un procedimiento básico que, aunque referido a Aspen Plus en éste capítulo, puede extrapolarse a cualquier simulador modular. Este procedimiento básico consta de :

1. Definición del problema
2. Selección de unidades
3. Selección de componentes
4. Elección del o los modelos termodinámicos
5. Especificación de la topología del proceso
6. Determinación de las corrientes de corte
7. Definición de las corrientes de alimentación y de corte
8. Elección del modelo a utilizar para cada operación unitaria
9. Especificación de los parámetros de cada modelo
10. Selección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte

1. Definición del Problema.

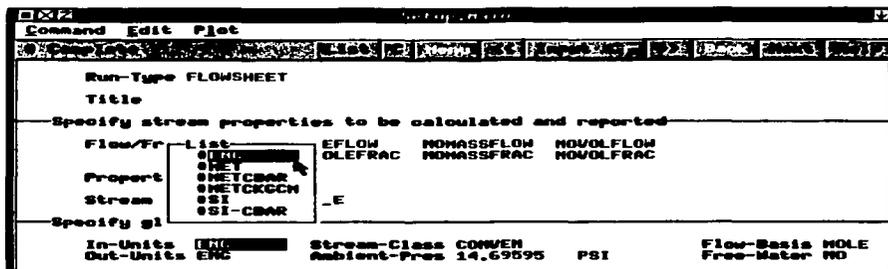
Para la realización de una simulación es importante definir sus alcances y sus límites, ya que es muy frecuente que el proceso a simular no se encuentre como una entidad independiente, sino que tenga flujos de materia y/o energía interconectados con otros procesos.

La Planta Endulzadora de Gases de Poza Rica a simular en este trabajo se encuentra interconectada a la Planta Criogénica por una sola corriente a una torre de absorción, por lo que no se realizaron modificaciones en esta corriente.

Para un mejor manejo de los resultados y control de la simulación del proceso, los equipos se simularon independientemente.

2. Selección de Unidades.

Las unidades a utilizarse en una simulación deben ser, por facilidad de manejo, aquellas en las que se dispone de la mayor información del proceso a simular. Aspen Plus cuenta con tres sistemas de unidades : internacional, de ingeniería y métrico.



Se pueden especificar unidades distintas para la entrada y salida de información, es decir, puede suministrarse como parámetro una temperatura en °C y obtener el resultado en °F. Para el presente trabajo, las unidades seleccionadas fueron las de ingeniería ya que se disponía de la información en estas unidades.

3. Selección de Componentes.

La selección de componentes implica la especificación de todos los compuestos que van a estar presentes en la simulación de un proceso. Para esto es necesario considerar tanto los compuestos de las corrientes de entrada del proceso, como de los que se formen en las reacciones.

Aspen Plus permite la introducción de componentes totalmetne caracterizados o la creación de pseudocomponentes para fracciones del petróleo a partir de una TBP (Una TBP es una curva o tabla en la que se representan datos de por ciento de vaporización de la fracción problema contra temperatura de ebullición).

ESTA TESIS NO SALI
DE LA BIBLIOTECA

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Además de la especificación de los componentes, también es necesario seleccionar la base de datos en la que se encuentran los parámetros para el cálculo de propiedades de dichos componentes.

En el caso de una simulación de tratamiento con aminas, Aspen Plus dispone de todos los componentes involucrados en el proceso, así como también de los parámetros de reacción.

Comp ID	Type	Formula	Component Name
C02	CONV	C02	CARBON-DIOXIDE
N2S	CONV	N2S	HYDROGEN-SULFIDE
CH4	CONV	CH4	METHANE
C2H6	CONV	C2H6	ETHANE
C3H8	CONV	C3H8	PROPANE
C4H10-2	CONV	C4H10-2	ISOBUTANE
C4H10-1	CONV	C4H10-1	N-BUTANE
C4H12-2	CONV	C4H12-2	2-METHYL-BUTANE
N2O	CONV	N2O	WATER
NEA	CONV	C2H7NO	MONOETHANOLAMINE
NEA+	CONV	C2H8NO+	NEA+

Los compuestos involucrados en este proceso, son hidrocarburos tales como metano, etano, hasta el isopentano, además bióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, agua y la amina.

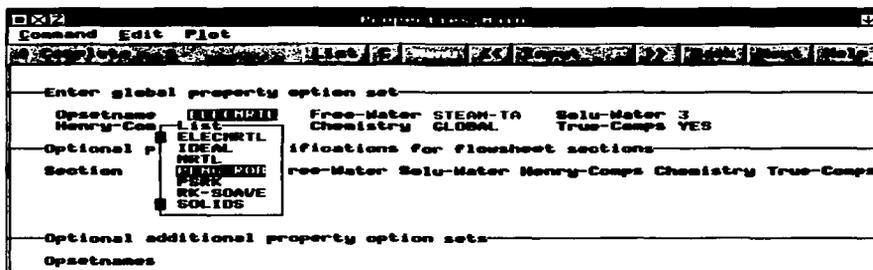
2. Elección de los Modelos Termodinámicos.

La selección del o los modelos termodinámicos a utilizarse dentro de la simulación es de gran importancia para obtener resultados confiables. Los modelos termodinámicos disponibles en Aspen se pueden consultar en el capítulo 2.

Para la realización de esta simulación, se trabajó con tres modelos termodinámicos por separado cada uno, los modelos seleccionados fueron: ELECRTL ya que es un modelo recomendado para un modelado riguroso de sistemas electrolíticos, PRMHV2 el cual está basado en el modelo de ecuación de estado Peng-Robinson-MHV2, la cual es una extensión de la ecuación de estado Peng-Robinson, y el último modelo fue el SYSOP15M NRTL/Redlich-Kwong-Soave

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

/tablas ASME, utilizado para mezclas de solventes en sistemas electrolíticos con o sin solutos moleculares.



La elección de tres modelos termodinámicos fue debido a que dos de ellos (ELECNR1 y SYSOP15M) son aplicables al tratamiento con aminas incluyendo sus propiedades, el tercer modelo (PRMHV2) se trabajó sin considerar reacciones químicas en el proceso.

2. Especificación de la Topología del Proceso.

Para especificar la topología de un proceso, es necesario identificar los bloques a simular.

Una vez identificados y nombrados los bloques se procede a la identificación de corrientes, nombrando diferente a cada una de ellas. A partir de esta información se puede generar un diagrama de bloques como el mostrado en la figura 6.1.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

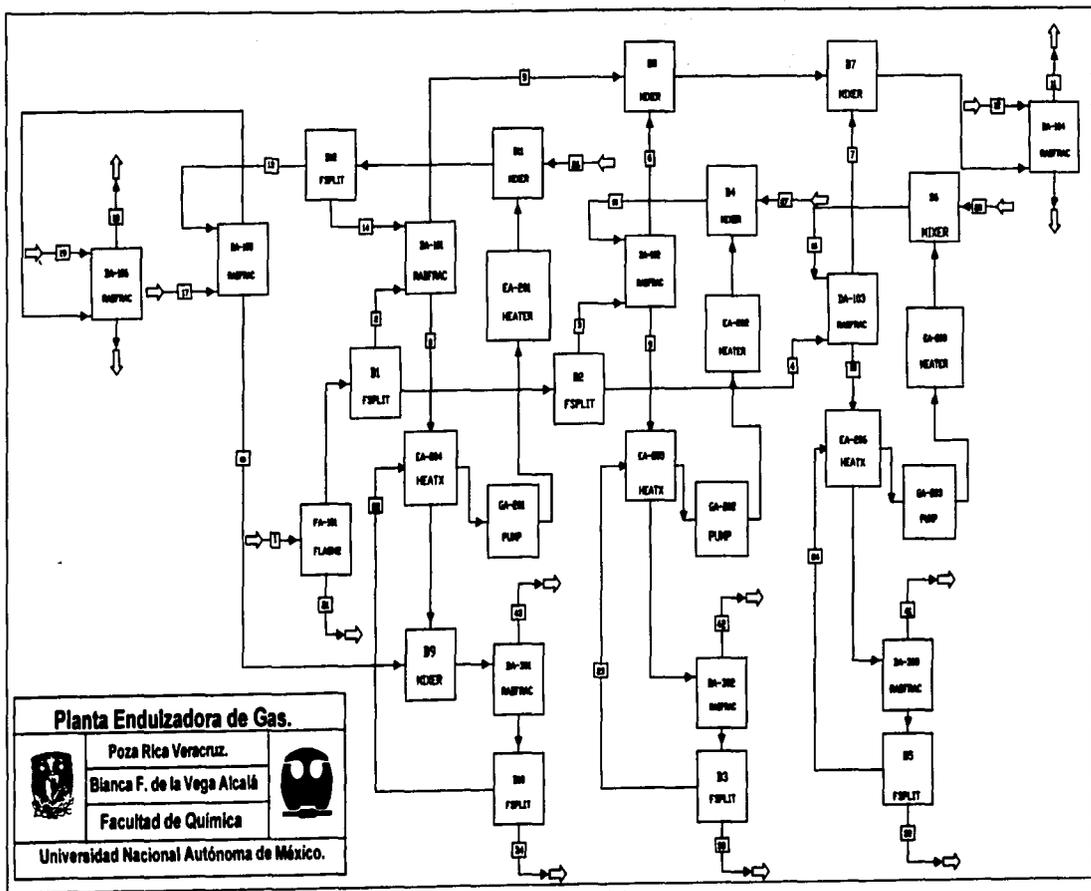


Figura 6.1

Posteriormente se procede a introducir la topología del proceso, que consiste en indicar con el nombre de cada bloque las corrientes que entran y salen de cada uno de ellos. En Aspen Plus se realiza de la siguiente forma :

BLOCK (nombre del bloque) IN= (corrientes que entran) OUT= (corrientes que salen)

En la sección 6.3 de este capítulo se incluye el listado del input utilizado para la realización de este trabajo el cual incluye la topología del proceso.

6. Determinación de las corrientes de corte.

Las corrientes de corte, son aquellas que es necesario hacer converger debido a que se tienen recirculaciones en el proceso.

Las corrientes de corte pueden ser suministradas por el usuario de Aspen o pueden ser encontradas automáticamente por el simulador (por el método de Motard-Westerberg).

7. Definición de las corrientes de alimentación y de corte.

El siguiente paso en la realización de una simulación es la especificación de las corrientes de alimentación y de corte, es decir proporcionar flujo, composición y condiciones (presión y temperatura o fracción de vapor).

Para este caso se tienen dos alimentaciones, la del gas amargo al sistema con la composición indicada en el capítulo 4 y la de la amina en solución.

La composición de los hidrocarburos de la corriente de gas amargo se calcularon en base a otra planta de endulzamiento, debido a que la planta que se simuló (la de Poza Rica), en los planos no se contenía esta información.

8. Elección del modelo utilizado para cada operación unitaria.

La elección de los modelos a utilizar para representar cada una de las operaciones unitarias se hace en base a cada equipo, en el capítulo 2 se mencionan los modelos con los que cuenta Aspen Plus, los cuales son capaces de reproducir cualquier tipo de operación unitaria.

La mayoría de las operaciones sólo pueden ser simuladas adecuadamente con un solo modelo como un intercambiador de calor (heater) o una bomba (pump) por ejemplo. No es así el caso de las columnas de regeneración y de absorción.

Las columnas de regeneración pueden ser simuladas con un condensador y reboiler acoplados al modelo o como equipos por separado según se desee. Para la simulación de las torres de absorción se elige el modelo más sencillo, ya que estas no requieren de un rehervidor ni de un condensador.

La figura 6.1 muestra cada uno de los modelos de Aspen Plus utilizados en la representación de las diferentes operaciones unitarias de la planta de endulzamiento. Como se puede observar las columnas de regeneración de la amina fueron simuladas con el condensador y el rehervidor integrados.

9. Especificación de los parámetros para cada modelo.

Los parámetros a especificar en cada modelo de operación unitaria están determinados principalmente por los grados de libertad del equipo.

Para intercambiadores de calor, se acostumbra introducir como parámetros la presión y temperatura de salida o fracción de vapor, ya que en la mayoría de las veces los datos disponibles de cargas térmicas están sobrados. Cuando se trata de intercambiadores que utilizan dos corrientes de procesos se pueden especificar las presiones de salida de ambas corrientes así como la temperatura o fracción de vapor de una de ellas.

En el caso de un flash, lo recomendable es simularlos como adabáticos ($Q=0$ y P cte.) o isotérmicos (T y P ctes.), aunque también se puede especificar la fracción de vapor en casos en los que se desea asegurar un flujo fijo de vapor o líquido.

Para la simulación de bombas es suficiente especificar la presión de salida del equipo, al igual que en el caso de los mezcladores. Para divisores únicamente es necesario especificar la relación de flujos, y adicionalmente también se pueden especificar las presiones de salida.

Las torres de absorción y de regeneración son equipos más complicados de especificar, ya que se requiere especificar al menos : número de etapas, presión de operación (al menos en el primer plato), plato(s) de alimentación, flujos de salidas laterales y tipo de torre (con reboiler y condensador incluidos o por separado).

Los parámetros suministrados para la realización de esta simulación, son datos obtenidos a partir del diagrama de flujo del proceso y de la descripción del proceso, únicamente fue necesario ajustar los datos de los hidrocarburos tomándolos de otra planta con el mismo proceso.

10. Selección de los métodos de convergencia.

La selección de los métodos de convergencia debe hacerse es función de :

- 1) Valores iniciales de las corrientes de corte
- 2) Equipos con problemas de convergencia dentro de ciclo(s)
- 3) Orden y complejidad del ciclo(s).

Si se tienen buenos estimados para las corrientes de corte, lo recomendable es utilizar sustitución directa.

6.2 Descripción de los modelos utilizados en la simulación

RADFRAC es un modelo riguroso para simular todo tipo de operaciones de fraccionamiento multietapas, líquido-vapor incluyendo absorción, absorción en el reboiler, agotamiento, agotamiento en el reboiler y extracción, destilación azeotrópica y destilación ordinaria.

RADFRAC es apropiado tanto para sistemas con estrechos puntos de ebullición como para amplios puntos de ebullición, así como sistemas en fase líquida no ideales y sistemas de tres fases. Además puede modelar columnas en donde ocurren reacciones químicas. Las reacciones pueden estar en equilibrio y pueden ocurrir en fase líquido o vapor.

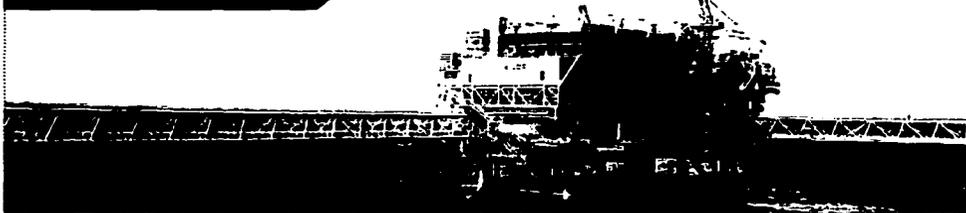
FSPLIT combina corrientes de material (o de calor o trabajo) en una sola corriente.

MIXER combina corrientes de materia, de calor o de trabajo en una sola corriente.

PUMP puede simularse una bomba o una turbina hidráulica. Calcula la potencia requerida o producida dando una especificación de presión de salida, o calcula la presión de salida especificando la potencia.

HEATER es usado para modelar bombas y compresores siempre y cuando la relación de trabajo no sea necesaria.

HEATX es usado para representar la transferencia de calor entre dos corrientes en un intercambiador de calor. Agua libre puede ser decantada para calentar el producto, enfriar el producto o ambas. Puede suministrar múltiples valores de coeficientes de transferencia de calor si cualquier corriente cambia de fase.

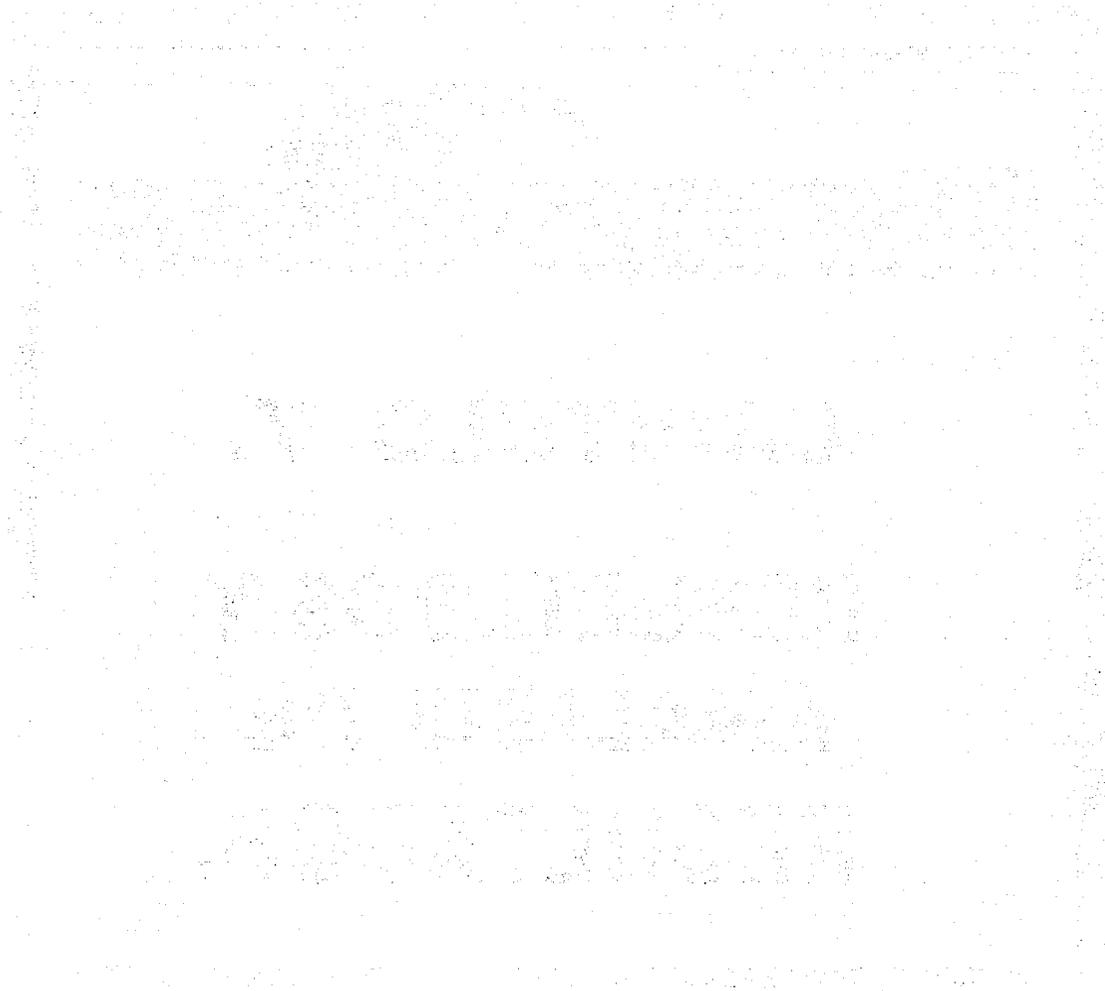


CAPÍTULO 7.

RESULTADOS Y

ANÁLISIS DE

RESULTADOS.



1950
1951
1952

7.1 Resultados de la Simulación.

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la simulación de solo una torre de absorción conectada a una torre regeneradora de la planta endulzadora de Poza Rica, ya que esta consta de tres circuitos como este, trabajando independiente uno de otro. En la tabla 7.1 se presenta la comparación de los valores obtenidos por medio de la simulación empleando la ecuación de PRMHV2 (Peng-Robinson con Huron-Vidal modificada), y los valores de las corrientes reportadas en el diagrama de flujo del proceso, esta simulación corresponde al diagrama presentado en la figura 7.1.

Como puede observarse en esta comparación, los resultados obtenidos en la simulación para esta ecuación, son muy similares a los datos reportados en los planos de la planta.

En la tabla 7.2 y 7.3 se presenta la comparación de los valores obtenidos por medio de la simulación empleando las ecuaciones SYSOP15M (NRTL/Redlich-Kwong-Soave/tablas ASME) y ELECNRTL respectivamente, correspondientes al diagrama presentado en la figura 7.1.

Para estas ecuaciones, se observa más variación en los resultados obtenidos en comparación con los reportados en el plano.

En los Apéndices, se presentan las tablas de resultados de la planta completa de cada ecuación utilizada para las simulaciones de la planta completa.

Para las corrientes de alimentación, se respetaron todas las condiciones especificadas en los planos, tales como temperatura, presión y flujos. También, se conservaron las condiciones de operación especificadas para cada torre, tanto de absorción como de regeneración.

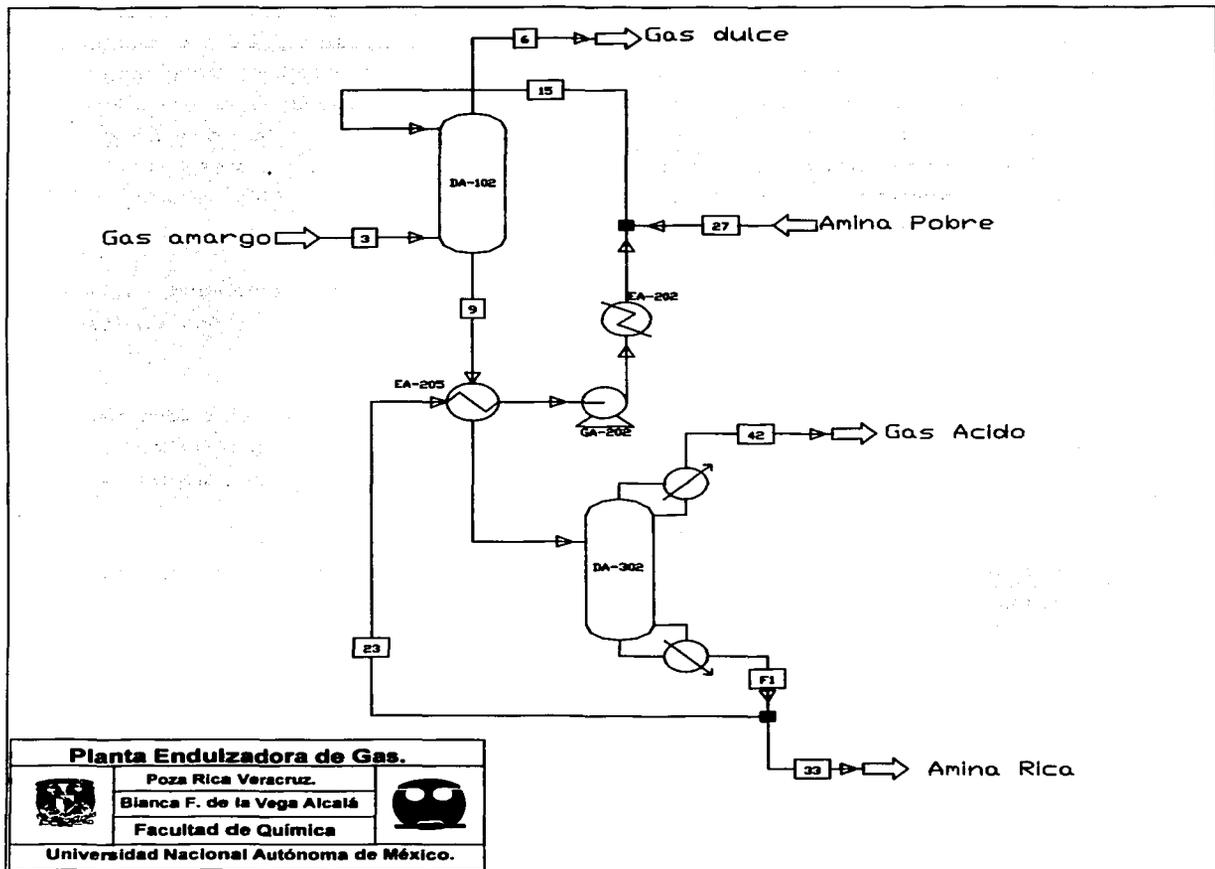


Figura 7.1

CAPÍTULO 7. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Tabla 7.1 Ecuación PRMHV2.

	SIMULADOR	PLANO	ERROR %	SIMULADOR	PLANO	ERROR %
Corriente	3	3	3	6	6	6
Temperatura F	110	110	0	120.5	120.5	0
Presión PSI	339.7	339.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	10723.426	10502.1	2.12	9682.98	9854.0	1.73
Flujo Másico LB/HR	226430.0	225653.0	0.34	195980.68	199217.0	1.62
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	10011.05	9789.7	2.26	9352.86	9789.7	4.46
CO2	502.20	502.2	0.0004	272.21	14.7	1751.8
H2S	172.54	172.6	0.033	0	0.5	100
H2O	37.63	37.6	0.09	57.84	49.1	17.81
MEA	0	0	0	0.064	0	100
Corriente	9	9	9	15	15	15
Temperatura F	120.9	142	14.86	115	115	0
Presión PSI	339.7	339.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	45496.12	45528.81	0.07	44455.68	44649.2	0.433
Flujo Másico LB/HR	926050.37	932030	0.64	895601	895603	0
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	658.18	0	100	0	0	0
CO2	229.99	649.5	64.58	0	0	0
H2S	172.54	230.1	25.01	0	0	0
H2O	42236.18	42292.36	0.13	42256.39	42292.36	0.08
MEA	2199.21	2356.85	6.68	2199.27	2356.85	6.68
Corriente	23	23	23	27	27	27
Temperatura F	256.2	255	0.47	115	190	39.47
Presión PSI	31.7	31.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	42624.11	45103.233	5.49	1698.34	4510.32	62.34
Flujo Másico LB/HR	861386.31	904710	4.78	34214.69	90471	62.18
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0
H2O	40453.12	42722.41	5.31	1614.32	4272.24	62.21
MEA	2170.98	2380.81	8.81	84.01	238.08	64.71
Corriente	33	33	33	42	42	42
Temperatura F	256.2	255.5	0.27	215.4	115	87.3
Presión PSI	31.7	31.7	0	29.2	29.2	0
Flujo Molar LBMOL/HR	554.21	558.36	0.74	2318	2094.5	10.67
Flujo Másico LB/HR	11200	11200	0	53467.97	28012	90.8
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	229.99	487.5	0
H2S	0	0	0	172.54	172.1	0
H2O	525.98	528.88	0.54	1257.29	1361.18	7.63
MEA	28.22	29.47	4.2	0.003	73.71	99.9

CAPÍTULO 7. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Tabla 7.2 Ecuación KMEA.

	SIMULADOR	PLANO	ERROR %	SIMULADOR	PLANO	ERROR %
Corriente	3	3	3	6	6	6
Temperatura F	110	110	0	169.8	120.5	40.91
Presión PSI	339.7	339.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	10704.8	10502.1	1.9	4526.47	9854.0	54.06
Flujo Másico LB/HR	225996.64	225653	0.15	74525.75	199217.0	62.59
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	10002.41	9789.7	2.17	4357.6	9789.7	55.48
CO2	502.19	502.2	0.0008	3.38	14.7	76.96
H2S	172.53	172.6	0.04	92.51	0.5	18402
H2O	27.68	37.6	26.36	72.94	49.1	48.56
MEA	0	0	0	0.02	0	0
Corriente	9	9	9	15	15	15
Temperatura F	163.9	142	15.42	115	115	0
Presión PSI	339.7	339.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	25296.48	45528.81	44.439	19606.93	44649.21	56.08
Flujo Másico LB/HR	546452.93	932030	41.37	395000	895603	55.89
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	5644.81	0	100	0	0	0
CO2	9.98	649.5	98.46	0	0	0
H2S	5.24	230.1	97.72	0	0	0
H2O	18457.91	42292.36	56.35	18632.71	42292.36	55.9
MEA	50.49	2356.85	97.85	965.74	2356.85	59
Corriente	23	23	23	27	27	27
Temperatura F	256.6	255	0.627	115	190	39.47
Presión PSI	31.7	31.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	18238.6	45103.23	59.56	2468.48	4510.32	45.27
Flujo Másico LB/HR	370270	904710	59.07	49729.87	90471	45.03
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	550.074	0	100	0	0	0
CO2	0.006	0	100	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0
H2O	17294.86	42722.41	59.51	2345.83	4272.24	45.09
MEA	890.46	2380.81	62.59	121.58	238.08	48.93
Corriente	33	33	33	42	42	42
Temperatura F	256.6	255.5	0.431	145.2	115	26.26
Presión PSI	31.7	31.7	0	29.2	29.2	0
Flujo Molar LBMOL/HR	551.68	558.36	1.19	6968.11	2094.50	232.68
Flujo Másico LB/HR	11200	11200	0	165000	28012	489.03
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	471.90	487.5	3.2
H2S	0	0	0	80.02	172.1	53.5
H2O	523.13	528.88	1.08	771.37	1361.18	43.33
MEA	26.93	29.47	8.61	0	73.71	100

CAPÍTULO 7. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Tabla 7.3 Ecuación ELECNRTL.

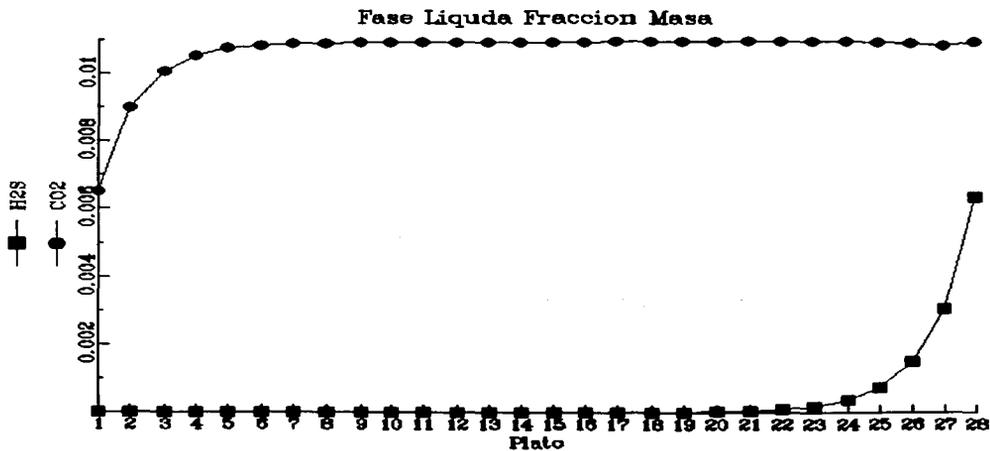
	SIMULADOR	PLANO	ERROR %	SIMULADOR	PLANO	ERROR %
Corriente	3	3	3	6	6	6
Temperatura F	110	110	0	154.7	120.5	28.38
Presión PSI	339.7	339.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	10705.38	10502.1	1.93	5163.93	9854	47.59
Flujo Másico LB/HR	226008.93	225653	0.15	85974.3	199217	56.84
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	10002.9	9789.7	2.17	4955.25	9789.7	49.38
CO2	502.19	502.2	0.0008	23.46	14.7	59.6
H2S	172.53	172.6	0.037	126.22	0.5	25145.4
H2O	27.74	37.6	26.2	58.97	49.1	20.11
MEA	0	0	0	0.018	0	100
Corriente	9	9	9	15	15	15
Temperatura F	149.6	142	5.35	115	115	0
Presión PSI	339.7	339.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	27410	45528.8	39.79	22337.018	44649.2	49.97
Flujo Másico LB/HR	590034.62	932030	36.69	450000	895603	49.75
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	5047.65	0	100	0	0	0
CO2	10.27	649.5	98.42	0	0	0
H2S	7.42	230.1	96.77	0	0	0
H2O	21134.11	42292.36	50.02	21227.16	42292.36	49.81
MEA	195.64	2356.85	91.69	1100.23	2356.85	53.32
Corriente	23	23	23	27	27	27
Temperatura F	256.7	255	0.66	115	190	39.47
Presión PSI	31.7	31.7	0	337.7	337.7	0
Flujo Molar LBMOL/HR	21140.51	45103.23	53.12	1050.6	4510.32	76.7
Flujo Másico LB/HR	428834.65	904710	52.6	21165.34	90471	76.6
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	450296.56	0	100	0	0	100
CO2	0.01	0	100	0	0	0
H2S	0	0	100	0	0	0
H2O	20060.63	42722.41	53.04	998.4	4272.2	76.63
MEA	1006	2380.81	57.74	51.74	238.1	78.26
Corriente	33	33	33	42	42	42
Temperatura F	256.7	255.5	0.47	141.3	115	22.87
Presión PSI	31.7	31.7	0	29.2	29.2	0
Flujo Molar LBMOL/HR	552.13	558.36	1.11	6148.47	2094.5	193.55
Flujo Másico LB/HR	11200	11200	0	150000	28012	435.48
Flujo Molar LBMOL/HR						
HIDROCARBUROS	0	0	0	5047.65	0	100
CO2	0.01	0	100	441.37	487.5	9.46
H2S	0	0	0	46.3	172.1	73.09
H2O	523.93	528.88	0.93	613.14	1361.18	54.95
MEA	26.279	29.47	10.83	0	73.71	100

7.2 Análisis de Resultados.

• Ecuación PRMHV2.

En la tabla 7.1 podemos observar que las corrientes de salida (corrientes 6 y 9) no presentan la misma distribución de los componentes en cada corriente, como se puede ver, según los datos de los planos, todos los hidrocarburos salen por la parte superior de la torre de absorción, en cambio, en la simulación realizada, si salen hidrocarburos por esta corriente; en el caso de los gases ácidos, donde aparece una diferencia considerable es en la absorción de CO_2 , ya que de acuerdo con los datos de los planos, este es removido casi totalmente saliendo con la amina por la parte inferior de la torre de absorción.

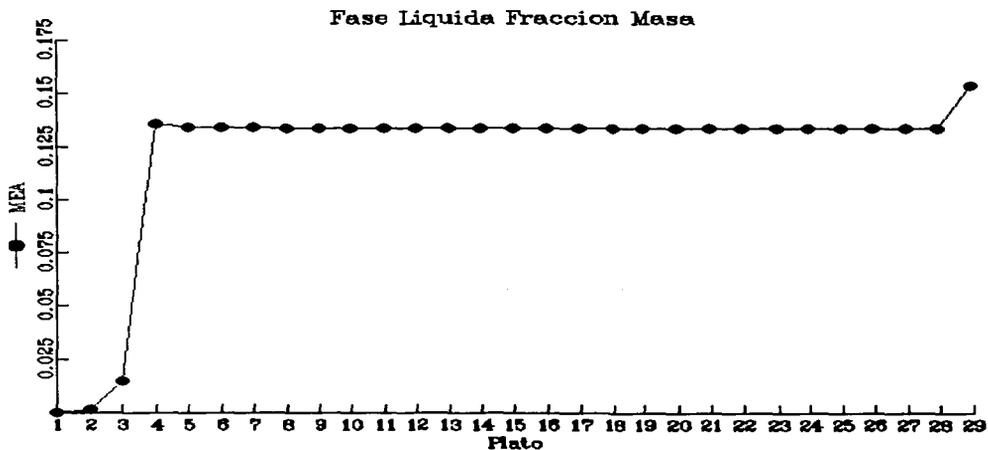
En la siguiente gráfica, se ilustra el contenido de los gases ácidos en la fase líquida; como se puede ver, en los platos de superiores de la columna de absorción es donde el líquido contiene más gases ácidos, y el contenido de estos disminuye en la parte superior de la columna.



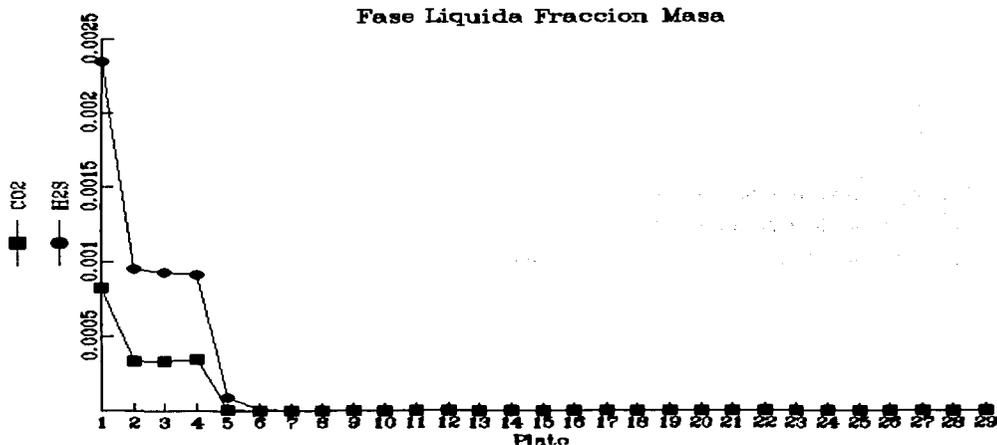
El gas amargo, al ser alimentado en el último plato de la columna (plato 28), asciende hacia la parte superior de esta, y los gases ácidos al ser absorbidos, van disminuyendo.

En el caso de la torre regeneradora de aminas, la corriente que presentó mas errores fue la corriente de salida del gas ácido (corriente 42), para la simulación de esta torre se fijó la relación de reflujo y presión tomada de los planos. La variación se presentó en la temperatura y cantidad de amina de esta corriente, manteniendo constantes todos los demás parámetros.

En la siguiente gráfica, se presenta el proceso de regeneración de la amina; la amina rica al ir descendiendo por la columna, es recuperada eliminando de ella los gases ácidos, para despues recircularla en el proceso.



En la siguiente gráfica, se puede observar que para el último plato de la columna, se eliminan los gases ácidos y la amina queda libre de ellos.



La corriente de alimentación de amina pobre de gases amargos (corriente 27) que requería la torre de absorción según el simulador ASPEN PLUS, disminuyó 2 lb/h.

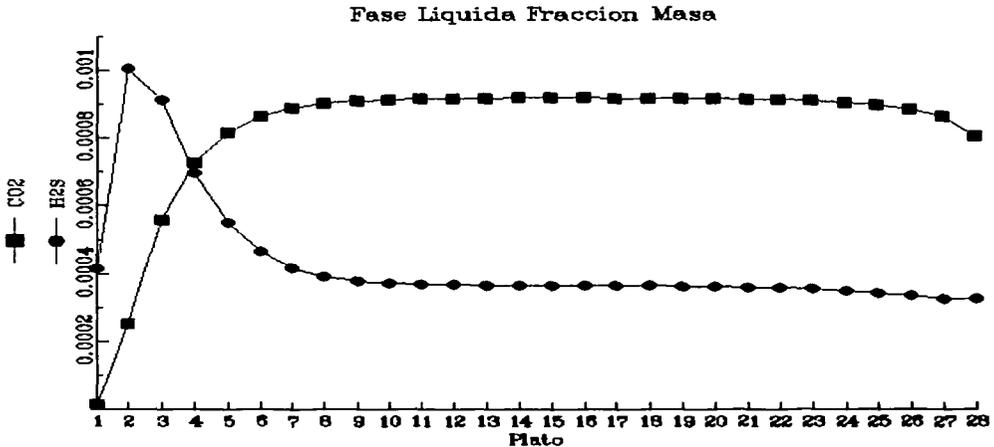
- **Ecuación KMEA.**

Lo primero que se puede observar para esta ecuación, es que la cantidad de amina que requiere la torre de absorción (corriente 15) es menor a la especificada en el plano, esto es, se requiere de 500,003 lb/hr menos que lo especificado.

Debido a la variación hecha en la corriente de entrada de la amina (corriente 15) a la torre de absorción, en los resultados de las corrientes de salida de la torre de absorción (corrientes 6 y 9), se presentaron grandes variaciones; para la corriente que sale por la parte superior de la torre (corriente 6), según la simulación esta corriente lleva la mayor parte del H₂S y más CO₂ del especificado

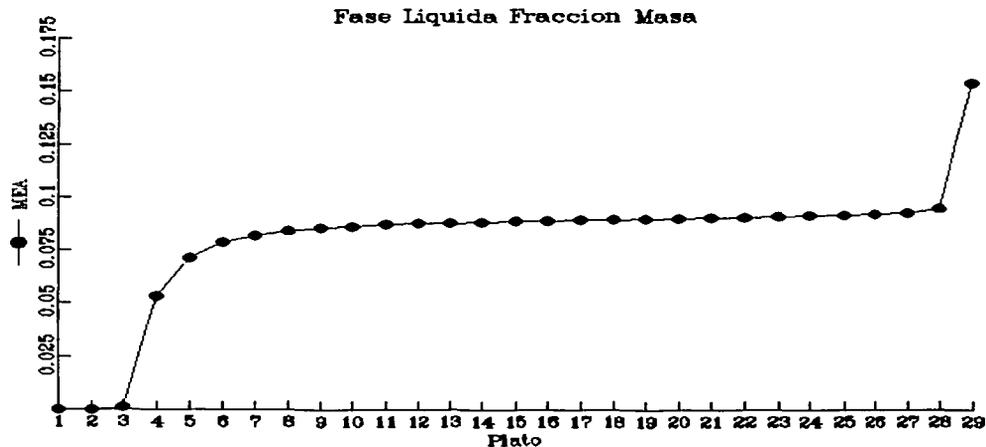
en los planos. Para la corriente que sale por la parte inferior de la torre de absorción (corriente 9), la simulación muestra que esta arrastra la mayor parte de los hidrocarburos que según los datos de los planos deberían de ser inexistentes en esta corriente.

En la siguiente gráfica, se puede observar que la cantidad de CO₂ contenida en el gas amargo, disminuye conforme este asciende por la columna al entrar en contacto con la amina.

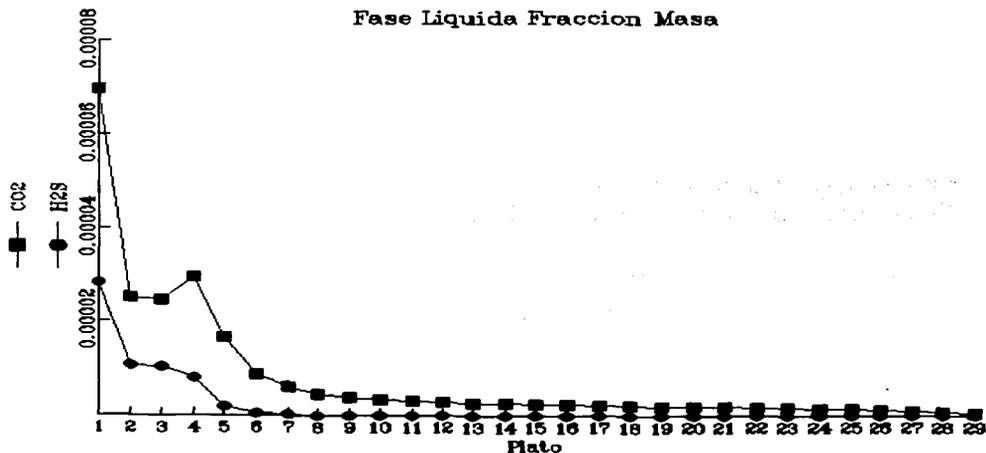


Para la torre regeneradora de aminas, la corriente que presentó mas errores fue la de salida del gas ácido (corriente 42). La variación mas apreciable fue en el contenido de amina en esta corriente, ya que según los datos de los planos, sale una pequeña cantidad de amina, y en el caso de la simulación, esta corriente no contiene amina, además, según los datos obtenidos de la simulación, la cantidad de H₂S es menor.

La siguiente gráfica muestra como la amina es recuperada por el paso de la columna de regeneración, para ser recirculada al proceso al salir por el plato 29.



En la siguiente gráfica, se observa como disminuye el contenido de los gases ácidos conforme la amina rica descende por la columna.

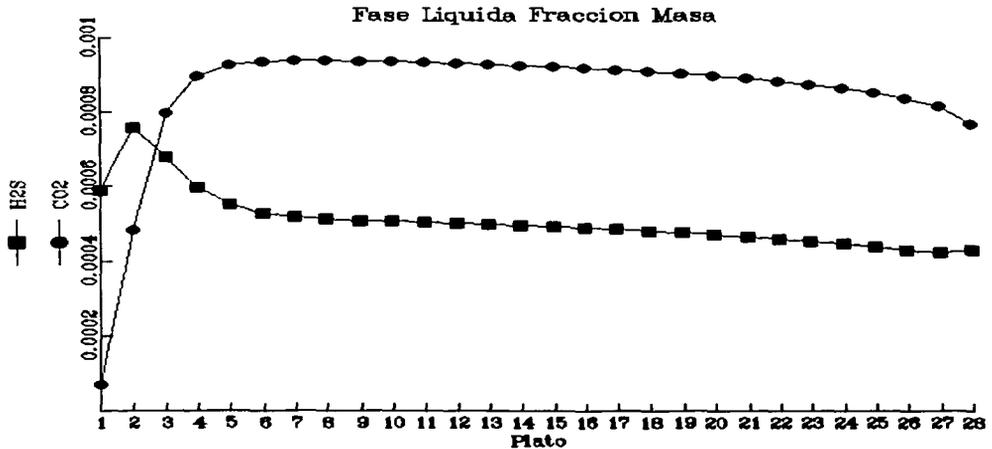


• Ecuación ELECNRTL.

Para esta ecuación se puede observar que la cantidad de amina que requiere la torre de absorción (corriente 15) es menor a la especificada en el plano, esto es, se requiere de 445,603 lb/hr menos que lo especificado.

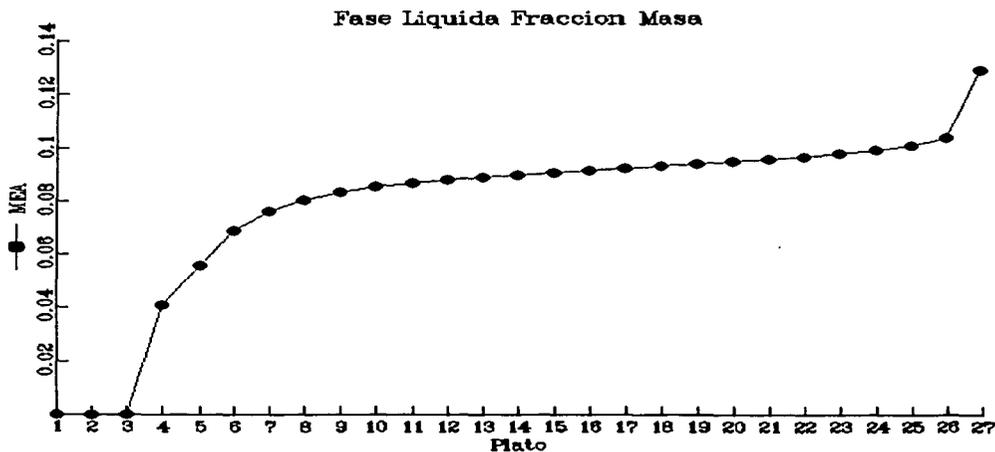
Debido a la variación hecha en la corriente de entrada de la amina (corriente 15) a la torre de absorción, en los resultados de las corrientes de salida de la torre de absorción (corrientes 6 y 9), se presentan variaciones apreciables; de acuerdo con la simulación, se logra absorber la mayor parte de los gases ácidos (CO_2 y H_2S). Para la corriente que sale por la parte inferior de la torre de absorción (corriente 9), la simulación muestra que no salen hidrocarburos por esta corriente, y la cantidad de amina presente es menor.

En la siguiente gráfica se puede apreciar el comportamiento de los gases ácidos en la fase líquida, el contenido de CO_2 disminuye notablemente en la salida del gas dulce.

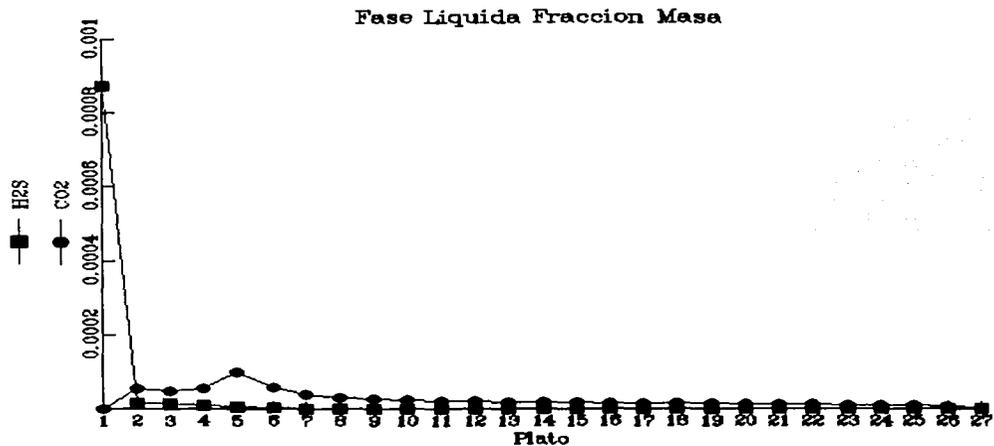


Para la torre regeneradora de aminas, la corriente que presentó error fue la de salida del gas ácido (corriente 42). Las corrientes de salida de esta torre, presentaron una distribución diferente a la especificada en los planos, según la simulación, la corriente que se recircula a la torre de absorción (corriente 23), contiene hidrocarburos, y la cantidad de amina contenida se reduce casi a la mitad.

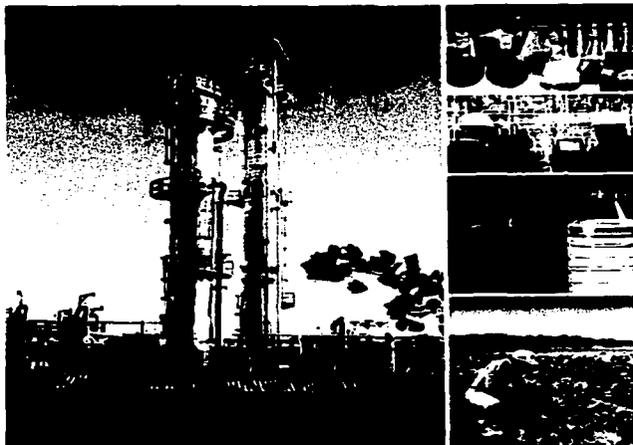
El proceso de regeneración de la amina, se ilustra en la siguiente gráfica, en donde se eliminan los gases ácidos de la amina rica se para ser recirculada al proceso como amina pobre.



En la siguiente gráfica se observa como disminuye la cantidad de gases ácidos a través de la columna de regeneración.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



CAPÍTULO 8.

OPCIONES DE PROCESO.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

103

8.1 Uso de aminas secundarias y terciarias.

La MEA, DEA y MDEA son las tres aminas generalmente empleadas para el tratamiento de gas ácido.

Si se trata a un gas con una amina secundaria, tal como DEA, aumentando la concentración de esta aumenta la recolección del CO_2 . Sin exceder los límites de corrosión provocados por la degradación de la amina.

La formación de carbamato ocurre principalmente con aminas primarias y secundarias. La reacción de formación de bicarbonato toma lugar con las aminas primarias, secundarias y terciarias.

La DEA no se degrada cuando está en contacto con CS_2 , COS y mercaptanos como el caso de la MEA.

Los productos de degradación de la DEA son menos corrosivos que los de MEA.

MEA, y DEA, como otras aminas primarias y secundarias, reaccionan directamente con CO_2 para formar carbamatos de la amina respectiva.

La MDEA es una amina terciaria, es menos básica y se puede utilizar en altas concentraciones. Esta amina presenta selectividad, reaccionando con todo el sulfuro de hidrógeno (H_2S), y solo con una parte de el bióxido de carbono (CO_2).

Para absorber la misma cantidad de CO_2 con MDEA a la alcanzada con MEA o DEA, se requiere aumentar el número de pasos, o aumentar el tamaño del empaque, en el absorbedor.

MDEA puede ser utilizada en altas concentraciones en la solución, presenta baja corrosión ya que se degrada lentamente.

Debido a las ventajas que presenta, MDEA resulta ser la amina más viable incluso en los casos donde se deban remover grandes cantidades de CO_2 . En casos donde sea necesario remover un alto grado de CO_2 , la velocidad de reacción de MDEA debe superarse por el diseño apropiado del absorbedor y del sistema amina. La velocidad de reacción del CO_2 se puede aumentar por medio de la selección de las temperaturas de funcionamiento en el absorbedor, el diseño apropiado de los platos en el absorbedor para obtener los tiempos de residencia favorables a la absorción, o adicionando una o dos aminas primarias o secundarias.

Una cantidad pequeña de amina primaria o secundaria, tales como MEA o DEA, puede ser adicionada a una solución acuosa de MDEA para promover la cantidad de CO_2 que se absorbe. La cantidad de MEA o DEA adicionada a la solución acuosa de MDEA debe ser determinada por el tamaño mínimo de la torre de absorción al que se puede llegar.

En la tabla 8.1, se presentan los resultados de la simulación de una torre de absorción de la planta endulzadora de gases utilizando una amina secundaria, en este caso DEA con una concentración del 27.2% en solución.

En la tabla 8.2, se presentan los resultados de la simulación de una torre de absorción de la planta endulzadora de gases utilizando una amina terciaria, en este caso MDEA con una concentración del 35% en solución.

El diagrama de estas simulaciones corresponde a la figura 8.1.

En las simulaciones no se incluyeron las torres de regeneración de la amina, debido a que las condiciones de operación de estas deben cambiar dependiendo de la amina utilizada, ya que por ejemplo si la temperatura de operación no es la adecuada, esto puede promover la degradación de la amina, y con esto la corrosión de los equipos.

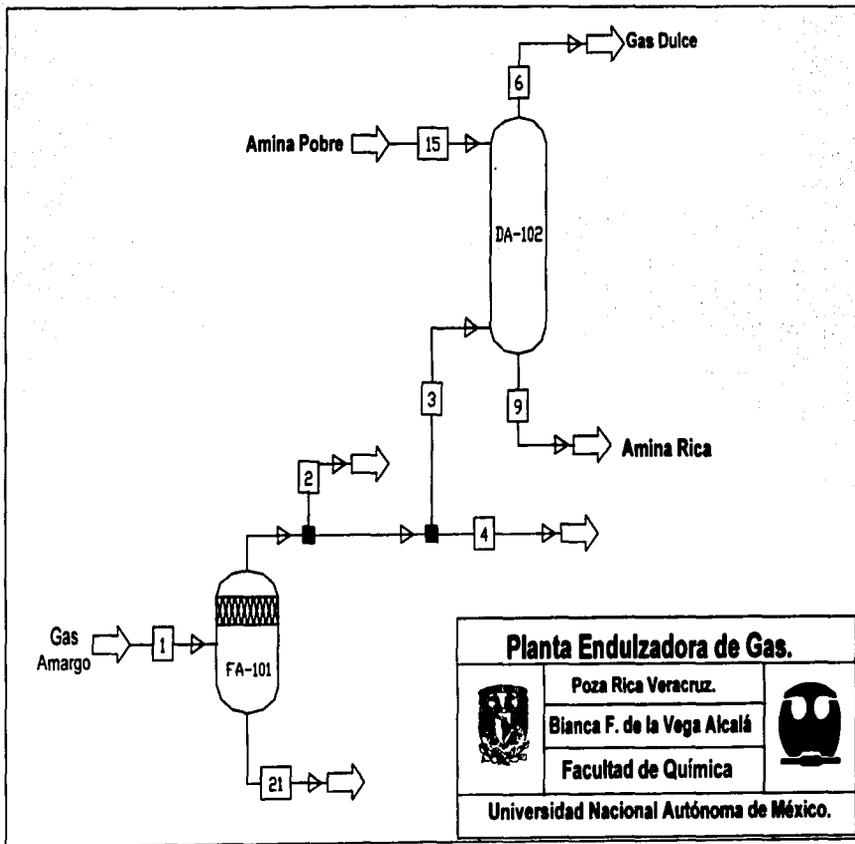


Figura 8.1

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 8.1. Simulación de la Torre de Absorción con la ecuación ELECNRTL con DEA

Corriente	1	2-3-4	6	9	15	21
Temperatura F	110.000	110.000	149.800	135.400	115.000	110.000
Presión PSI	349.700	339.700	337.700	339.700	337.700	339.700
Fracción Vapor	0.998	1.000	1.000	0.000	0.000	0.000
Flujo Molar LBMOL/HR	32170.273	10705.387	3960.152	29675.859	23230.959	54.115
Flujo Másico LB/HR	679289.938	226008.922	70602.352	696116.750	540710.188	1263.170
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	66305.391	22101.557	8197.203	686.721	0.000	0.721
H2S	17641.746	5880.341	3364.852	473.733	0.000	0.722
CH4	395066.813	131619.500	58317.793	73301.703	0.000	208.313
C2H6	103087.398	34324.668	3.867	34320.801	0.000	113.393
C3H8	65277.977	21703.566	0.000	21703.566	0.000	167.277
C4H10-2	7444.341	2468.193	0.000	2468.193	0.000	39.761
C4H10-1	17834.713	5902.392	0.000	5902.392	0.000	127.537
C5H12-2	4597.583	1508.858	0.000	1508.858	0.000	71.010
H2O	2033.999	499.855	718.611	390756.250	393188.531	534.435
DEA	0.000	0.000	0.027	91214.313	147144.031	0.000
DEA+	0.000	0.000	0.000	38279.609	325.464	0.000
H3O+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
DEACOO-	0.000	0.000	0.000	25835.342	0.000	0.000
HCO3-	0.000	0.000	0.000	7660.122	0.000	0.000
HS-	0.000	0.000	0.000	1981.405	0.000	0.000
OH-	0.000	0.000	0.000	0.013	52.150	0.000
CO3-	0.000	0.000	0.000	23.733	0.000	0.000
S--	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000	0.000

Tabla 8.2. Simulación de Torre de Absorción con ecuación ELECNRTL con MDEA

Corriente	1	2-3-4	6	9	15	21
Temperatura F	110.000	110.000	146.400	135.400	115.000	110.000
Presión PSI	349.700	339.700	337.700	339.700	337.700	339.700
Fracción Vapor	0.998	1.000	1.000	0.000	0.000	0.000
Flujo Molar LBMOL/HR	32170.277	10705.387	4744.765	22269.990	16529.814	54.115
Flujo Másico LB/HR	679290.000	226008.938	83786.633	565872.313	423650.000	1263.172
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	66305.391	22101.557	11894.289	505.504	0.000	0.721
H2S	17641.746	5880.341	0.000	246.213	0.000	0.722
CH4	395066.813	131619.500	71078.445	60541.051	0.000	208.314
C2H6	103087.445	34324.684	54.538	34270.145	0.000	113.393
C3H8	65277.977	21703.566	0.000	21703.566	0.000	167.277
C4H10-2	7444.341	2468.193	0.000	2468.193	0.000	39.761
C4H10-1	17834.713	5902.392	0.000	5902.392	0.000	127.537
C5H12-2	4597.583	1508.858	0.000	1508.858	0.000	71.011
H2O	2034.000	499.855	758.796	271142.156	275353.000	534.436
MDEA	0.000	0.000	0.565	102267.344	148148.484	0.000
MDEA+	0.000	0.000	0.000	46398.547	130.111	0.000
H3O+	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HCO3-	0.000	0.000	0.000	13429.961	0.000	0.000
HS-	0.000	0.000	0.000	5467.594	0.000	0.000
OH-	0.000	0.000	0.000	0.012	18.415	0.000
CO3--	0.000	0.000	0.000	20.767	0.000	0.000
S-	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000

8.2 Metodología Utilizada.

Para la simulación con las aminas DEA y MDEA, se eligió trabajar con la ecuación ELECNRTL, ya que esta ecuación, resultó ser la más apropiada para simular el proceso de absorción de gases ácidos, ya que esta contiene todos los parámetros de reacción para este proceso.

En la simulación de todo proceso, es necesario fijar las corrientes de alimentación para el proceso, como en este caso se está variando la amina, es necesario el cálculo del flujo para cada alimentación.

Para el caso de la DEA, el flujo de alimentación se fijó en base de datos reportados, para esta amina, se consideran rangos de concentración de la amina en solución de 20-30% y 0.35-0.40 mol gas ácido/mol DEA; en base a estos datos, se realizaron iteraciones variando ambos rangos hasta que el simulador ASPEN PLUS llegara a una convergencia.

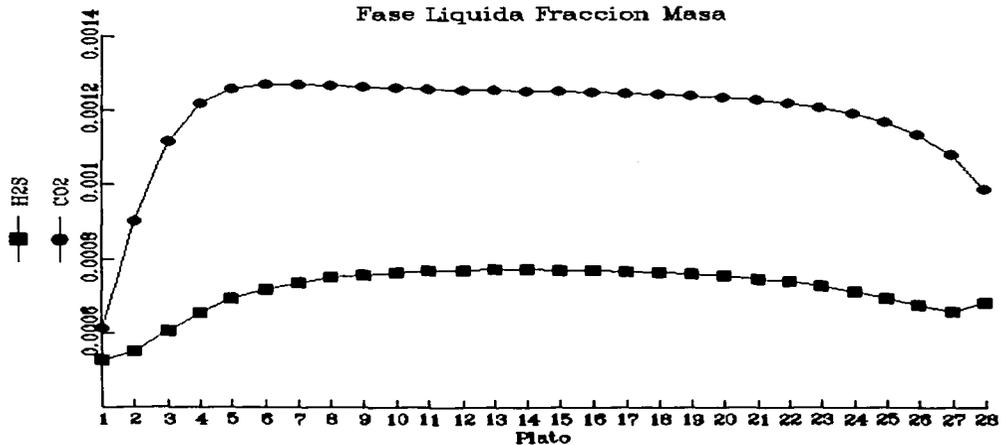
Para el caso de la MDEA, los datos reportados presentan un rango de concentración de concentración de la amina en solución de 35-55% y 0.45-0.55 mol gas ácido/mol. Para esta amina, se fijó la concentración de trabajo a 35% y con esto se realizaron iteraciones con los rangos molares hasta llegar a una convergencia.

8.3 Análisis de Resultados.

Para las simulaciones realizadas con las aminas DEA y MDEA, se mantuvieron constantes las condiciones de operación de la torre, tomadas de los planos de la Planta Endulzadora de Gas de Poza Rica, variando únicamente la amina y la cantidad de esta.

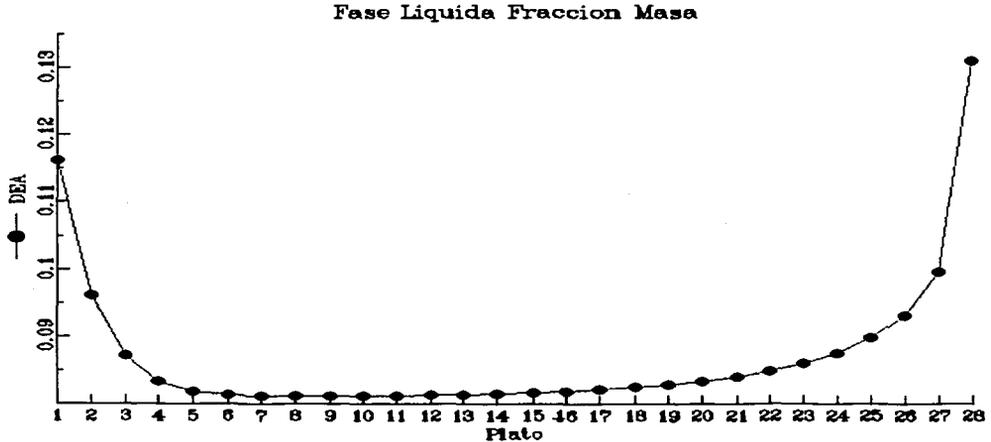
- **DEA**

Con el uso de DEA para el endulzamiento de gases, se puede observar que la corriente que sale por la parte superior de la torre (corriente 6), lleva el 37% del CO_2 y el 57% del H_2S del total que es alimentado a la torre. Entonces, con esta amina se logra absorber más H_2S a estas condiciones de operación, en la siguiente gráfica se ilustra la absorción de los gases ácidos.



La cantidad de DEA en solución utilizada fue de 540,710.188 lb/hr, que en comparación con la cantidad de MEA en solución al 15%, se utilizaron 354,892.812 lb/hr menos de solución de amina.

En la siguiente gráfica se ilustra el comportamiento de la amina (DEA) en la torre de absorción.

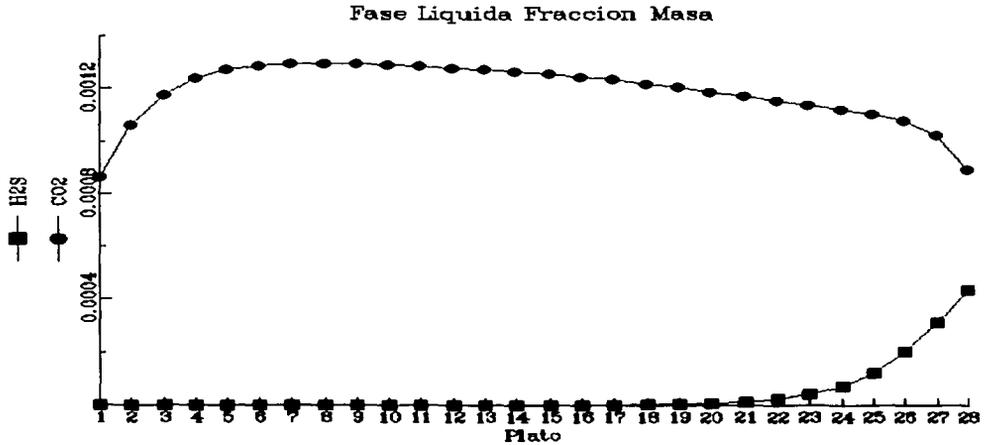


Como la gráfica lo indica, el último plato (plato 28) tiene mayor contenido de amina que el plato superior (plato 1) de la torre.

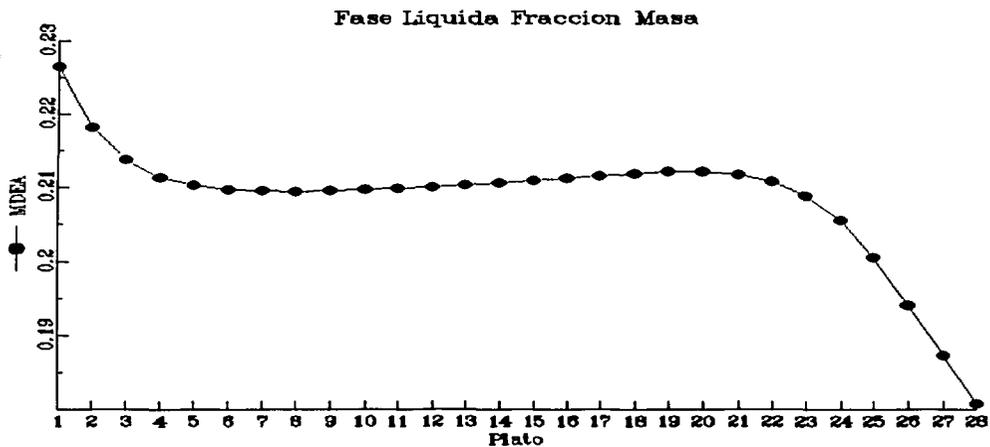
- **MDEA**

Con el uso de MDEA para el endulzamiento de gases, se puede observar que la corriente que sale por la parte superior de la torre (corriente 6), lleva el 53.8% del CO_2 y nada de H_2S del total que es alimentado a la torre. Entonces, con esta amina se logra absorber todo el H_2S y un poco más de la mitad del CO_2 a estas condiciones de operación.

En la siguiente gráfica se ilustra la absorción de los gases ácidos a través de la torre de absorción.



La cantidad de MDEA en solución utilizada fue de 423,650 lb/hr, que en comparación con la cantidad de MEA en solución al 15%, se utilizaron 471,953 lb/hr menos de solución de amina, en la siguiente gráfica se ilustra el comportamiento de la amina (MDEA) en la torre de absorción.



Como se puede ver, al ir absorbiendo los gases ácidos, la fracción masa de la amina disminuye.



CAPÍTULO 9

CONCLUSIONES.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

THE UNIVERSITY OF CHICAGO
DEPARTMENT OF THE HISTORY OF ARTS
AND ARCHITECTURE
MUSEUM OF ART AND ARCHITECTURE
54 EAST EAST
CHICAGO, ILLINOIS 60607
TEL: 773-936-3700
WWW.MUSEUMOFART.ORG

1999
MUSEUM OF ART AND ARCHITECTURE
CHICAGO, ILLINOIS

➤ **Conclusiones.**

Las conclusiones derivadas del desarrollo de esta tesis son las siguientes :

- Es necesario para el desarrollo de una simulación adecuada de un proceso el entender y analizar el problema a simular así como los objetivos, alcances y limitaciones del mismo.
- Identificar el tipo de compuestos que serán manejados en la simulación, para manejar sus parámetros. El tratamiento con aminas, requiere del conocimiento de las condiciones de operación que cada una presenta. Los parámetros que rigen el proceso de absorción de gases amargos con aminas, son el equilibrio químico y la cinética de reacción, con los cuales, se establece la absorción y se determina la circulación mínima de la solución para tratar el gas ácido, además de que determina la concentración máxima de los gases ácidos que se pueden quedar en la solución regenerada.
- Seleccionar los modelos termodinámicos que serán utilizados para las operaciones de separación, en esta tesis fue importante llevar a cabo un análisis de los modelos termodinámicos presentados en la literatura para la representación de estos procesos, ya que es una tecnología que ha sido desarrollada desde 1930. Por otro lado es necesario hacer notar que la estructura de este proceso requiere operaciones de separación con reacciones, de aquí que es importante seleccionar los parámetros de reacción. La ecuación que mejor representa el proceso de absorción de gases ácidos por medio de solventes químicos es la ELECNRTL, ya que esta contiene los parámetros de reacción del proceso, la ecuación PRMHV2, no considera las reacciones que involucra el sistema; la ecuación KMEA presentó errores en los parámetros de reacción.
- La amina con la que se debe trabajar, se elegirá dependiendo de las especificaciones de gas dulce requeridas, considerando los costos de cada amina, así como las características de la planta.
- Otra conclusión derivada de esta tesis es que es indispensable representar las estructuras de proceso adecuadamente, así como el

análisis de las estructuras propuestas para el endulzamiento. El análisis se realiza dependiendo del objetivo al que se desee llegar, esto es, al analizar una columna que contenga rehervidor y condensador para obtener datos específicos y detallados, es necesario separar los equipos y trabajar independientemente con cada uno, ya que un análisis de una columna con los equipos integrados no genera datos específicos de cada equipo.

- Como se puede ver esta tesis puede servir de base para un estudio más profundo sobre las plantas endulzadoras de gas.



APÉNDICES.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1950
1951
1952
1953
1954
1955
1956
1957
1958
1959
1960

Datos de los Planos						
Corriente	1	2-3-4	5-6-7	8-9-10	11	12
Temperatura °F	110.00	110.00	120.00	142.00	120.00	120.00
Presión PSIG	335.00	325.00	323.00	325.00	315.00	320.00
Hidrocarburos lbmol/h	29369.20	9789.70	9789.70	0.00	29369.10	0.00
Bióxido de carbono lbmol/h	1506.60	502.20	14.70	649.50	44.10	0.00
Acido sulfhídrico lbmol/h	517.90	172.60	0.50	230.10	1.50	0.00
Agu lbmol/h	113.00	37.60	49.10	0.00	147.30	78.48
Total Gases lbmol/h	31393.70	10464.50	9804.90	0.00	29562.00	0.00
Total Gases lb/h	679956.00	225653.00	199217.00	36427.00	597651.00	0.00
Soln. MEA al 15%	0.00	0.00	0.00	895603.00	0.00	0.00
Total lb/h	679956.00	225653.00	199217.00	932030.00	597651.00	139617.00
Corriente	13	14-15-16	17	18	19	20
Temperatura °F	115.00	115.00	100.00	110.00	105.00	180.00
Presión PSIG	322.00	323.00	325.00	321.00	322.00	2.00
Hidrocarburos lbmol/h	0.00	0.00	2578.50	2378.50	0.00	0.00
Bióxido de carbono lbmol/h	0.00	0.00	17.60	0.77	0.00	0.00
Acido sulfhídrico lbmol/h	0.00	0.00	0.82	0.00	0.00	0.00
Agu lbmol/h	0.00	0.00	0.00	11.50	689.00	0.00
Total Gases lbmol/h	0.00	0.00	2596.92	2379.27	0.00	0.00
Total Gases lb/h	0.00	0.00	78626.00	78064.00	0.00	0.00
Soln. MEA al 15%	24019.00	895603.00	0.00	0.00	0.00	33594.00
Total lb/h	24019.00	895603.00	78626.00	78064.00	12415.00	33594.00
Corriente	21	22	23-24	25	26-27-28	29-30
Temperatura °F	110.00	255.00	255.00	127.00	190.00	228.00
Presión PSIG	335.00	15.00	15.00	325.00	400.00	14.50
Hidrocarburos lbmol/h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Bióxido de carbono lbmol/h	0.00	0.00	0.00	21.21	0.00	487.50
Acido sulfhídrico lbmol/h	0.00	0.00	0.00	2.37	0.00	172.10
Agu lbmol/h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1451.10
Total Gases lbmol/h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2110.70
Total Gases lb/h	0.00	0.00	0.00	1015.00	0.00	53468.00
Soln. MEA al 15%	0.00	928973.00	904710.00	20019.00	90471.00	0.00
Total lb/h	5120.00	928973.00	904710.00	21034.00	90471.00	53468.00

Datos de los Planos					
Corriente	31	32-33-34	35-36	37	38-39
Temperatura °F	228.00	255.50	115.00	115.00	255.50
Presión PSIG	14.50	17.00	15.00	15.00	17.00
Hidrocarburos lbmol/h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Bióxido de carbono lbmol/h	504.40	0.00	0.00	0.00	0.00
Acido sulfhídrico lbmol/h	172.90	0.00	0.00	0.00	0.00
Agu lbmol/h	1490.10	0.00	1412.70	1450.70	5477.90
Total Gases lbmol/h	2167.40	0.00	0.00	0.00	5477.90
Total Gases lb/h	5494.20	0.00	0.00	0.00	98717.00
Soln. MEA al 15%	0.00	11200.00	0.00	0.00	0.00
Total lb/h	5494.20	11200.00	25457.00	26142.00	98717.00
Corriente	40	41-42	43	44	
Temperatura °F	255.50	115.00	115.00	115.00	
Presión PSIG	17.00	10.00	10.00	9.50	
Hidrocarburos lbmol/h	0.00	0.00	0.00	24.00	
Bióxido de carbono lbmol/h	0.00	487.50	504.40	1479.40	
Acido sulfhídrico lbmol/h	0.00	172.10	172.90	517.10	
Agu lbmol/h	5590.00	38.40	39.40	116.20	
Total Gases lbmol/h	5590.00	698.00	716.70	2112.70	
Total Gases lb/h	100636.00	28012.00	28801.00	84825.00	
Soln. MEA al 15%	0.00	0.00	0.00	0.00	
Total lb/h	100636.00	28012.00	28801.00	84825.00	

Simulación con ecuación PRMHV2 para MEA.						
Corriente	1	2-3-4	5	6-7	8	9-10
Temperatura F	110.00	110.00	120.50	120.50	120.90	120.90
Presión PSI	349.70	339.70	337.70	337.70	339.70	339.70
Flujo Molar LBMOL/HR	32170.28	10723.43	9683.10	9682.98	45496.00	45496.12
Flujo Másico LB/HR	679290.00	226430.00	195983.59	195980.69	926047.44	926050.38
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	1506.61	502.20	272.23	272.21	229.97	229.99
H2S	517.63	172.54	0.00	0.00	172.54	172.54
CH4	24625.86	8208.62	7744.64	7744.56	463.98	464.06
C2H6	3428.29	1142.76	1031.55	1031.54	111.21	111.22
C3H8	1480.34	493.45	433.84	433.84	59.61	59.61
C4H10-2	128.08	42.69	37.84	37.84	4.86	4.86
C4H10-1	306.84	102.28	86.93	86.93	15.35	15.36
C5H12-2	63.72	21.24	18.16	18.16	3.08	3.08
H2O	112.90	37.64	57.85	57.85	42236.19	42236.19
MEA	0.00	0.00	0.06	0.06	2199.22	2199.22
Corriente	11	12	13	13-1	13-14	14-15-16
Temperatura F	121.10	120.00	115.00	115.00	115.00	115.00
Presión PSI	329.70	334.70	337.70	337.70	337.70	337.70
Flujo Molar LBMOL/HR	28963.98	7749.92	15436.47	15410.32	59790.59	44455.68
Flujo Másico LB/HR	585637.75	139617.00	310982.00	310982.72	1206580.00	895601.00
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	797.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	23173.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	3082.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	1295.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-2	113.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-1	259.50	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C5H12-2	54.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	188.58	7749.92	14672.81	14635.70	56785.15	42256.40
MEA	0.00	0.00	763.66	774.62	3005.44	2199.28
Corriente	17	18	19	21	22	23-24
Temperatura F	100.00	116.20	105.00	0.00	256.20	256.20
Presión PSI	339.70	335.70	336.70	339.70	31.70	31.70
Flujo Molar LBMOL/HR	3959.27	3717.64	689.14	0.00	58365.69	42624.11
Flujo Másico LB/HR	78626.00	72929.62	12415.00	0.00	1177880.00	861386.31
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	17.60	9.74	0.00	0.00	0.00	0.00
H2S	0.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	3231.77	3052.95	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	449.91	407.17	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	194.27	171.46	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-2	16.81	14.96	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-1	40.27	34.41	0.00	0.00	0.00	0.00
C5H12-2	7.82	6.72	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	20.24	689.14	0.00	55430.74	40453.13
MEA	0.00	0.00	0.00	0.00	2934.95	2170.99

Simulación con ecuación PRMHV2							
Corriente	25	26	27-28	32-33	34	41-42	43
Temperatura F	115.70	115.00	115.00	256.20	256.20	215.40	201.80
Presión PSI	339.70	337.70	337.70	31.70	31.70	29.20	29.20
Flujo Molar LBMOL/HR	15669.80	1424.90	1698.34	554.21	554.98	2318.01	2245.07
Flujo Másico LB/HR	316499.47	28706.0	34214.7	11200.0	11200.0	53467.98	53468.01
Flujo Molar LBMOL/HR							
CO2	7.70	0.00	0.00	0.00	0.00	229.99	237.67
H2S	0.82	0.00	0.00	0.00	0.00	172.54	173.36
CH4	173.20	0.00	0.00	0.00	0.00	464.06	637.18
C2H6	41.59	0.00	0.00	0.00	0.00	111.22	152.80
C3H8	22.27	0.00	0.00	0.00	0.00	59.61	81.88
C4H10-2	1.81	0.00	0.00	0.00	0.00	4.86	6.67
C4H10-1	5.74	0.00	0.00	0.00	0.00	15.36	21.09
C5H12-2	1.08	0.00	0.00	0.00	0.00	3.08	4.16
H2O	14651.96	1354.41	1614.32	525.98	527.07	1257.29	930.27
MEA	763.64	70.49	84.02	28.23	27.91	0.00	0.00

Simulación con ecuación KMEA para MEA.

Corriente	1	2-3-4	5	6	7	8
Temperatura F	110.00	110.00	169.80	169.80	169.80	163.90
Presión PSI	349.70	339.70	337.70	337.70	337.70	339.70
Flujo Molar LBMOL/HR	32170.28	10704.84	4526.35	4526.47	4525.67	25296.60
Flujo Másico LB/HR	679290.00	225996.64	74523.78	74525.76	74512.32	546454.88
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	1506.61	502.20	3.39	3.39	3.37	9.99
H2S	517.63	172.54	92.51	92.51	92.51	5.24
H2O	112.90	27.69	72.93	72.95	72.91	18457.93
MEA	0.00	0.00	0.02	0.02	0.02	50.49
HCO3-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	132.97
MEACOO-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	355.04
MEA+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	564.43
CO3-2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.82
HS-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	74.78
S-2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	24625.86	8203.93	4357.49	4357.59	4356.84	3846.44
C2H6	3428.29	1141.45	0.02	0.02	0.02	1141.43
C3H8	1480.34	492.15	0.00	0.00	0.00	492.15
C4H10-2	128.08	42.46	0.00	0.00	0.00	42.46
C4H10-1	306.84	101.53	0.00	0.00	0.00	101.53
C5H12-2	63.72	20.91	0.00	0.00	0.00	20.91
Corriente	9	10	11	12	13	14-15-16
Temperatura F	163.90	163.90	159.60	120.00	115.00	115.00
Presión PSI	339.70	339.70	329.70	334.70	337.70	337.70
Flujo Molar LBMOL/HR	25296.48	25297.27	13073.46	2220.34	49.64	19606.94
Flujo Másico LB/HR	546452.94	546466.38	215362.55	40000.00	1000.00	395000.00
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	9.99	9.99	10.13	0.00	0.00	0.00
H2S	5.24	5.24	276.68	0.00	0.00	0.00
H2O	18457.91	18457.93	179.12	2220.34	47.17	18632.72
MEA	50.49	50.48	0.00	0.00	2.45	965.74
HCO3-	132.97	132.98	0.00	0.00	0.00	0.00
MEACOO-	355.03	355.03	0.00	0.00	0.00	0.00
MEA+	564.43	564.44	0.00	0.00	0.01	4.24
CO3-2	0.82	0.82	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	74.78	74.78	0.00	0.00	0.00	0.00
S-2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	4.24
CH4	3846.34	3847.09	12607.48	0.00	0.00	0.00
C2H6	1141.43	1141.42	0.05	0.00	0.00	0.00
C3H8	492.15	492.15	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-2	42.46	42.46	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-1	101.53	101.53	0.00	0.00	0.00	0.00
C5H12-2	20.91	20.91	0.00	0.00	0.00	0.00

Simulación con ecuación KMEA						
Corriente	17	18	19	21	22	23
Temperatura F	100.00	102.80	105.00	110.00	256.60	256.60
Presión PSI	339.70	335.70	336.70	339.70	31.70	31.70
Flujo Molar LBMOL/HR	3959.27	3892.18	27.75	55.77	18363.23	18238.61
Flujo Másico LB/HR	78626.00	76496.73	500.00	1300.10	372640.13	370270.00
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	17.60	16.38	0.00	0.02	0.01	0.01
H2S	0.82	0.80	0.00	0.02	0.00	0.00
H2O	0.00	7.90	27.75	29.84	17416.90	17294.87
MEA	0.00	0.00	0.00	0.00	892.38	890.46
HCO3-	0.00	0.00	0.00	0.00	1.67	1.64
MEACOO-	0.00	0.00	0.00	0.00	24.61	24.30
MEA+	0.00	0.00	0.00	0.00	27.06	26.72
CO3-2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.17	0.17
HS-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S-2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.44	0.44
CH4	3231.77	3193.00	0.00	14.07	0.00	0.00
C2H6	449.91	438.75	0.00	3.95	0.00	0.00
C3H8	194.27	182.48	0.00	3.90	0.00	0.00
C4H10-2	16.81	14.64	0.00	0.71	0.00	0.00
C4H10-1	40.27	33.31	0.00	2.25	0.00	0.00
C5H12-2	7.82	4.92	0.00	1.01	0.00	0.00
Corriente	24	25	26	27-28	32.00	33
Temperatura F	256.60	96.80	115.00	115.00	256.60	256.60
Presión PSI	31.70	339.70	337.70	337.70	31.70	31.70
Flujo Molar LBMOL/HR	18239.51	89.78	2395.49	2468.48	551.69	551.69
Flujo Másico LB/HR	370283.44	2368.13	48259.38	49729.88	11200.00	11200.00
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	17295.77	40.01	2276.46	2345.83	523.15	523.14
MEA	890.59	0.13	117.99	121.59	26.94	26.94
HCO3-	1.64	0.12	0.00	0.00	0.05	0.05
MEACOO-	24.24	1.09	0.00	0.00	0.73	0.74
MEA+	26.66	1.23	0.52	0.53	0.81	0.81
CO3-2	0.17	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01
HS-	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00
S-2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	0.44	0.00	0.52	0.53	0.01	0.01
CH4	0.00	24.37	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	0.00	7.05	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	0.00	7.61	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-2	0.00	1.43	0.00	0.00	0.00	0.00
C4H10-1	0.00	4.66	0.00	0.00	0.00	0.00
C5H12-2	0.00	2.07	0.00	0.00	0.00	0.00

Simulación con ecuación KMEA				
Corriente	34	41	42	43
Temperatura F	256.60	145.10	145.20	141.00
Presión PSI	31.70	29.20	29.20	29.20
Flujo Molar LBMOL/HR	551.92	6968.08	6968.11	6934.03
Flujo Másico LB/HR	11200.00	165000.00	165000.00	165000.00
Flujo Molar LBMOL/HR				
CO2	0.00	471.99	471.91	472.78
H2S	0.00	80.03	80.03	80.05
H2O	523.48	770.51	771.37	689.11
MEA	26.82	0.00	0.00	0.00
HCO3-	0.05	0.00	0.00	0.00
MEACOO-	0.74	0.00	0.00	0.00
MEA+	0.81	0.00	0.00	0.00
CO3-2	0.01	0.00	0.00	0.00
HS-	0.00	0.00	0.00	0.00
S-2	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	0.01	0.00	0.00	0.00
CH4	0.00	3847.09	3846.34	3870.81
C2H6	0.00	1141.42	1141.43	1148.48
C3H8	0.00	492.15	492.15	499.75
C4H10-2	0.00	42.46	42.46	43.89
C4H10-1	0.00	101.53	101.53	106.19
C5H12-2	0.00	20.91	20.91	22.97

Simulación con ecuación ELECNRTL para MEA.

Corriente	1	2-3-4	5-6-7	8-9-10	11	12
Temperatura F	110.00	110.00	154.70	149.60	117.70	120.00
Presión PSI	349.70	339.70	337.70	339.70	329.70	334.70
Flujo Molar LBMOL/HR	32170.28	10705.39	5163.94	27410.00	15133.05	555.08
Flujo Másico LB/HR	679290.00	226008.94	85974.31	590034.63	251923.19	10000.00
Flujo Molar LBMOL/HR						
CO2	1506.61	502.20	23.46	10.27	70.35	0.00
H2S	517.63	172.54	126.23	7.42	378.14	0.00
H2O	112.90	27.75	58.98	21134.11	64.43	555.08
MEA	0.00	0.00	0.02	195.65	0.00	0.00
CH4	24625.86	8204.29	4949.54	3254.75	14603.62	0.00
C2H6	3428.29	1141.51	5.71	1135.79	16.50	0.00
C3H8	1480.34	492.18	0.00	492.18	0.00	0.00
C4H10-2	128.08	42.47	0.00	42.47	0.00	0.00
C4H10-1	306.84	101.55	0.00	101.55	0.00	0.00
C5H12-2	63.72	20.91	0.00	20.91	0.00	0.00
MEA+	0.00	0.00	0.00	507.55	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MEACOO-	0.00	0.00	0.00	401.83	0.00	0.00
HCO3-	0.00	0.00	0.00	66.44	0.00	0.00
HS-	0.00	0.00	0.00	38.88	0.00	0.00
OH-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3--	0.00	0.00	0.00	0.20	0.00	0.00
S--	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Corriente	13	14-15-16	17	18	19	21
Temperatura F	115.00	115.00	110.00	107.20	105.00	110.00
Presión PSI	337.70	337.70	339.70	314.70	323.00	339.70
Flujo Molar LBMOL/HR	49.64	22337.02	3941.67	3888.99	27.75	54.12
Flujo Másico LB/HR	1000.00	450000.00	77851.43	76174.83	500.00	1263.17
Mole Flow LBMOL/HR						
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02
H2S	0.00	0.00	0.82	0.81	0.00	0.02
H2O	47.17	21227.17	0.00	9.85	27.75	29.67
MEA	2.45	1100.23	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	0.00	0.00	3231.77	3198.25	0.00	12.99
C2H6	0.00	0.00	449.91	440.44	0.00	3.77
C3H8	0.00	0.00	194.27	184.53	0.00	3.79
C4H10-2	0.00	0.00	16.81	15.04	0.00	0.68
C4H10-1	0.00	0.00	40.27	34.60	0.00	2.19
C5H12-2	0.00	0.00	7.82	5.47	0.00	0.98
MEA+	0.01	4.81	0.00	0.00	0.00	0.00
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MEACOO-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HS-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
OH-	0.01	4.81	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3--	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S--	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Simulación con ecuación ELECNRTL					
Corriente	22	23-24	25	26	27-28
Temperatura F	256.70	256.70	106.30	115.00	115.00
Presión PSI	31.70	31.70	339.70	337.70	337.70
Flujo Molar LBMOL/HR	21246.14	21140.51	80.60	999.56	1050.60
Flujo Másico LB/HR	430862.88	428834.66	2028.25	20137.13	21165.34
Flujo Molar LBMOL/HR					
CO2	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	20163.72	20060.63	38.51	949.90	998.40
MEA	1007.78	1006.00	2.44	49.23	51.75
CH4	0.00	0.00	21.10	0.00	0.00
C2H6	0.00	0.00	5.95	0.00	0.00
C3H8	0.00	0.00	6.17	0.00	0.00
C4H10-2	0.00	0.00	1.13	0.00	0.00
C4H10-1	0.00	0.00	3.68	0.00	0.00
C5H12-2	0.00	0.00	1.60	0.00	0.00
MEA+	37.42	37.04	0.01	0.22	0.23
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MEACOO-	34.21	33.86	0.00	0.00	0.00
HCO3-	2.36	2.33	0.00	0.00	0.00
HS-	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
OH-	0.43	0.43	0.00	0.22	0.23
CO3--	0.21	0.21	0.00	0.00	0.00
S--	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Corriente	32-33	34	41-42	43	
Temperatura F	256.70	256.70	141.30	137.20	
Presión PSI	31.70	31.70	29.20	29.20	
Flujo Molar LBMOL/HR	552.13	552.28	6148.48	6122.90	
Flujo Másico LB/HR	11200.00	11200.00	150000.00	150000.00	
Flujo Molar LBMOL/HR					
CO2	0.00	0.00	441.37	440.99	
H2S	0.00	0.00	46.31	46.31	
H2O	523.93	524.14	613.14	548.32	
MEA	26.27	26.20	0.00	0.00	
CH4	0.00	0.00	3254.75	3275.85	
C2H6	0.00	0.00	1135.79	1141.75	
C3H8	0.00	0.00	492.18	498.35	
C4H10-2	0.00	0.00	42.47	43.60	
C4H10-1	0.00	0.00	101.55	105.23	
C5H12-2	0.00	0.00	20.91	22.52	
MEA+	0.97	0.97	0.00	0.00	
H3O+	0.00	0.00	0.00	0.00	
MEACOO-	0.88	0.89	0.00	0.00	
HCO3-	0.06	0.06	0.00	0.00	
HS-	0.00	0.00	0.00	0.00	
OH-	0.01	0.01	0.00	0.00	
CO3--	0.01	0.01	0.00	0.00	
S--	0.00	0.00	0.00	0.00	

Programa de entrada para la simulación

TITLE 'EDULZADORA'

IN-UNITS ENG

DEF-STREAMS CONVEN ALL

DATABANKS ASPENPCD / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / & PURECOMP

PROP-SOURCES ASPENPCD / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / & PURECOMP

COMPONENTS

CO2 CO2 CO2 / H2S H2S H2S / CH4 CH4 CH4 / C2H6 C2H6 C2H6 /
 C3H8 C3H8 C3H8 / C4H10-2 C4H10-2 C4H10-2 / C4H10-1 C4H10-1 C4H10-1 /
 C5H12-2 C5H12-2 C5H12-2 / H2O H2O H2O / MEA C2H7NO MEA /
 MEA+ C2H8NO+ MEA+ / H3O+ H3O+ H3O+ / MEACOO- C3H6NO3- MEACOO- /
 HCO3- HCO3- HCO3- / HS- HS- HS- / OH- OH- OH- / CO3-- CO3-2 CO3-- / S-- S-2 S--
 HENRY-COMPS GLOBAL CO2 H2S

CHEMISTRY GLOBAL

STOIC 1 H2O -2 / H3O+ 1 / OH- 1
 STOIC 2 H2S -1 / H2O -1 / H3O+ 1 / HS- 1
 STOIC 3 HS- -1 / H2O -1 / H3O+ 1 / S- 1
 STOIC 4 CO2 -1 / H2O -2 / H3O+ 1 / HCO3- 1
 STOIC 5 HCO3- -1 / H2O -1 / H3O+ 1 / CO3-- 1
 STOIC 6 MEA+ -1 / H2O -1 / MEA 1 / H3O+ 1
 STOIC 7 MEACOO- -1 / H2O -1 / MEA 1 / HCO3- 1
 K-STOIC 1 A=132.89888 B=-13445.9 C=-22.4773 D=0
 K-STOIC 2 A=214.582443 B=-12995.4 C=-33.5471 D=0
 K-STOIC 3 A=-9.741963 B=-8585.47 C=0 D=0
 K-STOIC 4 A=231.465439 B=-12092.1 C=-36.7816 D=0
 K-STOIC 5 A=216.05043 B=-12431.7 C=-35.4819 D=0
 K-STOIC 6 A=-3.038325 B=-7008.357 C=0 D=-.00313489
 K-STOIC 7 A=-.52135 B=-2545.53 C=0 D=0

FLOWSHEET

BLOCK FA-101 IN=1 OUT=2-3-4 21
 BLOCK B1 IN=2-3-4 OUT=3-4 2
 BLOCK B2 IN=3-4 OUT=4 3
 BLOCK DA-102 IN=3 15 OUT=6 9
 BLOCK EA-205AD IN=23 9 OUT=23-1 9S
 BLOCK DA-302 IN=9S OUT=42 F1
 BLOCK EA-202AD IN=23-2 OUT=23-3
 BLOCK GA-202 IN=23-1 OUT=23-2
 BLOCK B3 IN=F1 OUT=23 33
 BLOCK B4 IN=23-3 27 OUT=15A
 BLOCK DA-103 IN=16 4 OUT=7 10
 BLOCK DA-303 IN=10S OUT=41 F2
 BLOCK EA-206AD IN=24 10 OUT=24-1 10S
 BLOCK EA-203BD IN=24-2 OUT=24-3
 BLOCK GA-203 IN=24-1 OUT=24-2
 BLOCK B6 IN=24-3 28 OUT=16A
 BLOCK B5 IN=F2 OUT=32 24
 BLOCK DA-101 IN=14 2 OUT=5 8
 BLOCK B8 IN=5 6 OUT=5-6
 BLOCK B7 IN=5-6 7 OUT=5-6-7
 BLOCK DA-104 IN=12 5-6-7 OUT=11 B1

BLOCK B9 IN=25 8S OUT=8-25
 BLOCK DA-105 IN=13 17 OUT=A 25
 BLOCK DA-106 IN=19 A OUT=18 B
 BLOCK EA-204AD IN=22 8 OUT=22-1 8S
 BLOCK DA-301 IN=8-25 OUT=43 F3
 BLOCK EA-202 IN=22-2 OUT=22-3
 BLOCK GA-201 IN=22-1 OUT=22-2
 BLOCK B10 IN=F3 OUT=34 22
 BLOCK B11 IN=22-3 26 OUT=13-14
 BLOCK B12 IN=13-14 OUT=14A 13A

PROPERTIES ELECNRTL HENRY-COMPS=GLOBAL CHEMISTRY=GLOBAL &
 TRUE-COMPS=YES

PROP-DATA HENRY-1

IN-UNITS ENG

PROP-LIST HENRY

BPVAL CO2 H2O 174.7803669 -15259.87907 -21.95743000 &
 3.21152682E-3 31.73000407 440.3299932

BPVAL H2S H2O 381.6601344 -23826.23886 -55.05510000 &
 .0330916682 31.73000407 301.7299969

PROP-DATA NRTL-1

IN-UNITS ENG

PROP-LIST NRTL

BPVAL CO2 H2O 10.06400000 -5882.642719 .2000000000 0.0 0.0 &
 0.0 32.00000407 391.9999945

BPVAL H2O CO2 10.06400000 -5882.642719 .2000000000 0.0 0.0 &
 0.0 32.00000407 391.9999945

BPVAL H2S H2O -3.674000000 2080.619901 .2000000000 0.0 0.0 &
 0.0 32.00000407 301.9999969

BPVAL H2O H2S -3.674000000 2080.619901 .2000000000 0.0 0.0 &
 0.0 32.00000407 301.9999969

BPVAL H2O MEA 1.438498000 178.2378635 .2000000000 0.0 0.0 &
 0.0 77.00000287 301.9999969

BPVAL MEA H2O -1.046602000 -607.5820510 .2000000000 0.0 &
 0.0 0.0 77.00000287 301.9999969

PROP-DATA VLCLK-1

IN-UNITS ENG

PROP-LIST VLCLK

BPVAL MEA+ OH- -6.263145401 16.01846313

PROP-DATA GMELCC-1

IN-UNITS ENG

PROP-LIST GMELCC

PPVAL CO2 (MEA+ MEACOO-) 15.00000000

PPVAL (MEA+ MEACOO-) CO2 -8.000000000

PPVAL CO2 (MEA+ HCO3-) 15.00000000

PPVAL (MEA+ HCO3-) CO2 -8.000000000

PPVAL CO2 (MEA+ HS-) 15.00000000

PPVAL (MEA+ HS-) CO2 -8.000000000

PPVAL CO2 (MEA+ OH-) 15.00000000

PPVAL (MEA+ OH-) CO2 -8.000000000

PPVAL CO2 (MEA+ CO3-) 15.00000000

PPVAL (MEA+ CO3-) CO2 -8.000000000

PPVAL CO2 (MEA+ S-) 15.00000000

PPVAL (MEA+ S-) CO2 -8.000000000

PPVAL CO2 (H3O+ MEACOO-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ MEACOO-) CO2 -8.000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ HCO3-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ HCO3-) CO2 -8.000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ HS-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ HS-) CO2 -8.000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ OH-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ OH-) CO2 -8.000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ CO3--) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ CO3--) CO2 -8.000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ S--) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ S--) CO2 -8.000000000
 PPVAL H2S (MEA+ MEACOO-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ MEACOO-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (MEA+ HCO3-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ HCO3-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (MEA+ HS-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ HS-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (MEA+ OH-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ OH-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (MEA+ CO3--) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ CO3--) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (MEA+ S--) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ S--) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (H3O+ HCO3-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ HCO3-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (H3O+ HS-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ HS-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (H3O+ OH-) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ OH-) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (H3O+ CO3--) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ CO3--) H2S -8.000000000
 PPVAL H2S (H3O+ S--) 15.00000000
 PPVAL (H3O+ S--) H2S -8.000000000
 PPVAL H2O (MEA+ MEACOO-) 9.887700000
 PPVAL (MEA+ MEACOO-) H2O -4.951100000
 PPVAL H2O (MEA+ HCO3-) 5.354100000
 PPVAL (MEA+ HCO3-) H2O -4.070500000
 PPVAL H2O (MEA+ HS-) 4.849272000
 PPVAL (MEA+ HS-) H2O -2.740223000
 PPVAL H2O (H3O+ HCO3-) 8.045000000
 PPVAL (H3O+ HCO3-) H2O -4.072000000
 PPVAL H2O (H3O+ HS-) 8.045000000
 PPVAL (H3O+ HS-) H2O -4.072000000
 PPVAL H2O (H3O+ OH-) 8.045000000
 PPVAL (H3O+ OH-) H2O -4.072000000
 PPVAL H2O (H3O+ CO3--) 8.045000000
 PPVAL (H3O+ CO3--) H2O -4.072000000
 PPVAL H2O (H3O+ S--) 8.045000000
 PPVAL (H3O+ S--) H2O -4.072000000
 PPVAL MEA (MEA+ MEACOO-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ MEACOO-) MEA -8.000000000
 PPVAL MEA (MEA+ HCO3-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ HCO3-) MEA -8.000000000
 PPVAL MEA (MEA+ HS-) 15.00000000
 PPVAL (MEA+ HS-) MEA -8.000000000

```

PPVAL MEA ( MEA+ OH- ) 15.00000000
PPVAL ( MEA+ OH- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( MEA+ CO3-- ) 15.00000000
PPVAL ( MEA+ CO3-- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( MEA+ S-- ) 15.00000000
PPVAL ( MEA+ S-- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( H3O+ MEACOO- ) 15.00000000
PPVAL ( H3O+ MEACOO- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( H3O+ HCO3- ) 15.00000000
PPVAL ( H3O+ HCO3- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( H3O+ HS- ) 15.00000000
PPVAL ( H3O+ HS- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( H3O+ OH- ) 15.00000000
PPVAL ( H3O+ OH- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( H3O+ CO3-- ) 15.00000000
PPVAL ( H3O+ CO3-- ) MEA -8.000000000
PPVAL MEA ( H3O+ S-- ) 15.00000000
PPVAL ( H3O+ S-- ) MEA -8.000000000
PROP-DATA GMELCD-1
IN-UNITS ENG
PROP-LIST GMELCD
PPVAL CO2 ( MEA+ MEACOO- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ MEACOO- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( MEA+ HCO3- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ HCO3- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( MEA+ HS- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ HS- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( MEA+ OH- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ OH- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( MEA+ CO3-- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ CO3-- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( MEA+ S-- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ S-- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( H3O+ MEACOO- ) 0.0
PPVAL ( H3O+ MEACOO- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( H3O+ HCO3- ) 0.0
PPVAL ( H3O+ HCO3- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( H3O+ HS- ) 0.0
PPVAL ( H3O+ HS- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( H3O+ OH- ) 0.0
PPVAL ( H3O+ OH- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( H3O+ CO3-- ) 0.0
PPVAL ( H3O+ CO3-- ) CO2 0.0
PPVAL CO2 ( H3O+ S-- ) 0.0
PPVAL ( H3O+ S-- ) CO2 0.0
PPVAL H2S ( MEA+ MEACOO- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ MEACOO- ) H2S 0.0
PPVAL H2S ( MEA+ HCO3- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ HCO3- ) H2S 0.0
PPVAL H2S ( MEA+ HS- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ HS- ) H2S 0.0
PPVAL H2S ( MEA+ OH- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ OH- ) H2S 0.0
PPVAL H2S ( MEA+ CO3-- ) 0.0
PPVAL ( MEA+ CO3-- ) H2S 0.0
PPVAL H2S ( MEA+ S-- ) 0.0

```

PPVAL (MEA+ S--) H2S 0.0
 PPVAL H2S (H3O+ HCO3-) 0.0
 PPVAL (H3O+ HCO3-) H2S 0.0
 PPVAL H2S (H3O+ HS-) 0.0
 PPVAL (H3O+ HS-) H2S 0.0
 PPVAL H2S (H3O+ OH-) 0.0
 PPVAL (H3O+ OH-) H2S 0.0
 PPVAL H2S (H3O+ CO3--) 0.0
 PPVAL (H3O+ CO3--) H2S 0.0
 PPVAL H2S (H3O+ S--) 0.0
 PPVAL (H3O+ S--) H2S 0.0
 PPVAL H2O (MEA+ MEACOO-) 19.46339907
 PPVAL (MEA+ MEACOO-) H2O 0.0
 PPVAL H2O (MEA+ HCO3-) 1737.431917
 PPVAL (MEA+ HCO3-) H2O -19.92059905
 PPVAL H2O (MEA+ HS-) 2187.971896
 PPVAL (MEA+ HS-) H2O -870.6612185
 PPVAL MEA (MEA+ MEACOO-) 0.0
 PPVAL (MEA+ MEACOO-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (MEA+ HCO3-) 0.0
 PPVAL (MEA+ HCO3-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (MEA+ HS-) 0.0
 PPVAL (MEA+ HS-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (MEA+ OH-) 0.0
 PPVAL (MEA+ OH-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (MEA+ CO3--) 0.0
 PPVAL (MEA+ CO3--) MEA 0.0
 PPVAL MEA (MEA+ S--) 0.0
 PPVAL (MEA+ S--) MEA 0.0
 PPVAL MEA (H3O+ MEACOO-) 0.0
 PPVAL (H3O+ MEACOO-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (H3O+ HCO3-) 0.0
 PPVAL (H3O+ HCO3-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (H3O+ HS-) 0.0
 PPVAL (H3O+ HS-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (H3O+ OH-) 0.0
 PPVAL (H3O+ OH-) MEA 0.0
 PPVAL MEA (H3O+ CO3--) 0.0
 PPVAL (H3O+ CO3--) MEA 0.0
 PPVAL MEA (H3O+ S--) 0.0
 PPVAL (H3O+ S--) MEA 0.0
 PROP-DATA GMELCE-1
 IN-UNITS ENG
 PROP-LIST GMELCE
 PPVAL CO2 (MEA+ MEACOO-) 0.0
 PPVAL (MEA+ MEACOO-) CO2 0.0
 PPVAL CO2 (MEA+ HCO3-) 0.0
 PPVAL (MEA+ HCO3-) CO2 0.0
 PPVAL CO2 (MEA+ HS-) 0.0
 PPVAL (MEA+ HS-) CO2 0.0
 PPVAL CO2 (MEA+ OH-) 0.0
 PPVAL (MEA+ OH-) CO2 0.0
 PPVAL CO2 (MEA+ CO3--) 0.0
 PPVAL (MEA+ CO3--) CO2 0.0
 PPVAL CO2 (MEA+ S--) 0.0
 PPVAL (MEA+ S--) CO2 0.0

PPVAL CO2 (H3O+ MEACOO-) 0.0
PPVAL (H3O+ MEACOO-) CO2 0.0
PPVAL CO2 (H3O+ HCO3-) 0.0
PPVAL (H3O+ HCO3-) CO2 0.0
PPVAL CO2 (H3O+ HS-) 0.0
PPVAL (H3O+ HS-) CO2 0.0
PPVAL CO2 (H3O+ OH-) 0.0
PPVAL (H3O+ OH-) CO2 0.0
PPVAL CO2 (H3O+ CO3--) 0.0
PPVAL (H3O+ CO3--) CO2 0.0
PPVAL CO2 (H3O+ S--) 0.0
PPVAL (H3O+ S--) CO2 0.0
PPVAL H2S (MEA+ MEACOO-) 0.0
PPVAL (MEA+ MEACOO-) H2S 0.0
PPVAL H2S (MEA+ HCO3-) 0.0
PPVAL (MEA+ HCO3-) H2S 0.0
PPVAL H2S (MEA+ HS-) 0.0
PPVAL (MEA+ HS-) H2S 0.0
PPVAL H2S (MEA+ OH-) 0.0
PPVAL (MEA+ OH-) H2S 0.0
PPVAL H2S (MEA+ CO3--) 0.0
PPVAL (MEA+ CO3--) H2S 0.0
PPVAL H2S (MEA+ S--) 0.0
PPVAL (MEA+ S--) H2S 0.0
PPVAL H2S (H3O+ HCO3-) 0.0
PPVAL (H3O+ HCO3-) H2S 0.0
PPVAL H2S (H3O+ HS-) 0.0
PPVAL (H3O+ HS-) H2S 0.0
PPVAL H2S (H3O+ OH-) 0.0
PPVAL (H3O+ OH-) H2S 0.0
PPVAL H2S (H3O+ CO3--) 0.0
PPVAL (H3O+ CO3--) H2S 0.0
PPVAL H2S (H3O+ S--) 0.0
PPVAL (H3O+ S--) H2S 0.0
PPVAL MEA (MEA+ MEACOO-) 0.0
PPVAL (MEA+ MEACOO-) MEA 0.0
PPVAL MEA (MEA+ HCO3-) 0.0
PPVAL (MEA+ HCO3-) MEA 0.0
PPVAL MEA (MEA+ HS-) 0.0
PPVAL (MEA+ HS-) MEA 0.0
PPVAL MEA (MEA+ OH-) 0.0
PPVAL (MEA+ OH-) MEA 0.0
PPVAL MEA (MEA+ CO3--) 0.0
PPVAL (MEA+ CO3--) MEA 0.0
PPVAL MEA (MEA+ S--) 0.0
PPVAL (MEA+ S--) MEA 0.0
PPVAL MEA (H3O+ MEACOO-) 0.0
PPVAL (H3O+ MEACOO-) MEA 0.0
PPVAL MEA (H3O+ HCO3-) 0.0
PPVAL (H3O+ HCO3-) MEA 0.0
PPVAL MEA (H3O+ HS-) 0.0
PPVAL (H3O+ HS-) MEA 0.0
PPVAL MEA (H3O+ OH-) 0.0
PPVAL (H3O+ OH-) MEA 0.0
PPVAL MEA (H3O+ CO3--) 0.0
PPVAL (H3O+ CO3--) MEA 0.0

PPVAL MEA (H3O+ S--) 0.0
 PPVAL (H3O+ S--) MEA 0.0
 PROP-DATA GMELCN-1
 IN-UNITS ENG
 PROP-LIST GMELCN
 PPVAL CO2 (MEA+ MEACOO-) .1000000000
 PPVAL CO2 (MEA+ HCO3-) .1000000000
 PPVAL CO2 (MEA+ HS-) .1000000000
 PPVAL CO2 (MEA+ OH-) .1000000000
 PPVAL CO2 (MEA+ CO3--) .1000000000
 PPVAL CO2 (MEA+ S--) .1000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ MEACOO-) .1000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ HCO3-) .1000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ HS-) .1000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ OH-) .1000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ CO3--) .1000000000
 PPVAL CO2 (H3O+ S--) .1000000000
 PPVAL H2S (MEA+ MEACOO-) .1000000000
 PPVAL H2S (MEA+ HCO3-) .1000000000
 PPVAL H2S (MEA+ HS-) .1000000000
 PPVAL H2S (MEA+ OH-) .1000000000
 PPVAL H2S (MEA+ CO3--) .1000000000
 PPVAL H2S (MEA+ S--) .1000000000
 PPVAL H2S (H3O+ HCO3-) .1000000000
 PPVAL H2S (H3O+ HS-) .1000000000
 PPVAL H2S (H3O+ OH-) .1000000000
 PPVAL H2S (H3O+ CO3--) .1000000000
 PPVAL H2S (H3O+ S--) .1000000000
 PPVAL MEA (MEA+ MEACOO-) .1000000000
 PPVAL MEA (MEA+ HCO3-) .1000000000
 PPVAL MEA (MEA+ HS-) .1000000000
 PPVAL MEA (MEA+ OH-) .1000000000
 PPVAL MEA (MEA+ CO3--) .1000000000
 PPVAL MEA (MEA+ S--) .1000000000
 PPVAL MEA (H3O+ MEACOO-) .1000000000
 PPVAL MEA (H3O+ HCO3-) .1000000000
 PPVAL MEA (H3O+ HS-) .1000000000
 PPVAL MEA (H3O+ OH-) .1000000000
 PPVAL MEA (H3O+ CO3--) .1000000000
 PPVAL MEA (H3O+ S--) .1000000000

STREAM 1

SUBSTREAM MIXED TEMP=110 PRES=335 <PSIG>
 MASS-FLOW CO2 66305.391 / H2S 17641.746 / CH4 395066.813 &
 / C2H6 103087.445 / C3H8 65277.977 / C4H10-2 &
 7444.341 / C4H10-1 17834.713 / C5H12-2 4597.583 / &
 H2O 2034

STREAM 12

SUBSTREAM MIXED TEMP=120 PRES=334.7 NPHASE=1 PHASE=L
 MASS-FLOW H2O 10000

STREAM 13

SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
 MASS-FLOW H2O 850 / MEA 150

STREAM 14

SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
 MASS-FLOW H2O 382500 / MEA 67500

STREAM 15
SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW H2O 382500 / MEA 67500

STREAM 16
SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW H2O 382500 / MEA 67500

STREAM 17
SUBSTREAM MIXED TEMP=110 PRES=325 <PSIG> NPHASE=1
MASS-FLOW H2S 27.946 / CH4 51846.566 / C2H6 13528.674 / &
C3H8 8566.751 / C4H10-2 976.958 / C4H10-1 2340.538 / &
C5H12-2 563.993

STREAM 19
SUBSTREAM MIXED TEMP=105 PRES=323 NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW H2O 500

STREAM 26
SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW H2O 17116.5565 / MEA 3020.56875

STREAM 27
SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW H2O 17990.5415 / MEA 3174.80145

STREAM 28
SUBSTREAM MIXED TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW H2O 17990.5415 / MEA 3174.80145

BLOCK B4 MIXER
BLOCK B6 MIXER
BLOCK B7 MIXER
BLOCK B8 MIXER
BLOCK B9 MIXER
BLOCK B11 MIXER

BLOCK B1 FSPLIT
FRAC 2 .333333333
BLOCK B2 FSPLIT
FRAC 4 .5
BLOCK B3 FSPLIT
PARAM NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW 33 11200
BLOCK B5 FSPLIT
PARAM NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW 32 11200
BLOCK B10 FSPLIT
PARAM NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW 34 11200
BLOCK B12 FSPLIT
MASS-FLOW 14A 450000

BLOCK EA-202 HEATER
PARAM TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
BLOCK EA-202AD HEATER
PARAM TEMP=115 PRES=323 <PSIG> NPHASE=1 PHASE=L
BLOCK EA-203BD HEATER
PARAM TEMP=115 PRES=323 <PSIG>

BLOCK FA-101 FLASH2
PARAM TEMP=110 PRES=325 <PSIG>

BLOCK EA-204AD HEATX
PARAM T-HOT=190
FEEDS HOT=22 COLD=8
PRODUCTS HOT=22-1 COLD=8S

BLOCK EA-205AD HEATX
PARAM T-HOT=190
FEEDS HOT=23 COLD=9
PRODUCTS HOT=23-1 COLD=9S

BLOCK EA-206AD HEATX
PARAM T-HOT=190
FEEDS HOT=24 COLD=10
PRODUCTS HOT=24-1 COLD=10S

BLOCK DA-101 RADFRAC
PARAM NSTAGE=28 P-FIX=TOP
FEEDS 14 1 ON-STAGE / 2 28 ON-STAGE
PRODUCTS 5 1 V / 8 28 L
P-SPEC 1 323 <PSIG> / 28 325 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MASS-RDV=1

BLOCK DA-102 RADFRAC
PARAM NSTAGE=28
FEEDS 3 28 ON-STAGE / 15 1 ON-STAGE
PRODUCTS 6 1 V / 9 28 L
P-SPEC 1 323 <PSIG> / 28 325 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MASS-RDV=1

BLOCK DA-103 RADFRAC
PARAM NSTAGE=28
FEEDS 16 1 ON-STAGE / 4 28 ON-STAGE
PRODUCTS 10 28 L / 7 1 V
P-SPEC 1 323 <PSIG> / 28 325 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MASS-RDV=1

BLOCK DA-104 RADFRAC
PARAM NSTAGE=4
FEEDS 12 1 ON-STAGE / 5-6-7 4 ON-STAGE
PRODUCTS 11 1 V / B1 4 L
P-SPEC 1 315 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MASS-RDV=1

BLOCK DA-105 RADFRAC
PARAM NSTAGE=25
FEEDS 13 1 ON-STAGE / 17 25 ON-STAGE
PRODUCTS A 1 V / 25 25 L
P-SPEC 1 323 <PSIG> / 25 325 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MASS-RDV=1

BLOCK DA-106 RADFRAC
PARAM NSTAGE=4
FEEDS 19 1 ON-STAGE / A 4 ON-STAGE
PRODUCTS 18 1 V / B 4 L
P-SPEC 1 300 <PSIG> / 4 301 <PSIG>
COL-SPECS Q1=0 QN=0 MASS-RDV=1

BLOCK DA-301 RADFRAC
PARAM NSTAGE=27
FEEDS 8-25 4
PRODUCTS 43 1 V / F3 27 L
P-SPEC 1 14.5 <PSIG> / 27 17 <PSIG>
COL-SPECS MASS-RDV=1 MASS-D=150000 MASS-RR=.90878909

BLOCK DA-302 RADFRAC
PARAM NSTAGE=27
FEEDS 9S 4 ON-STAGE
PRODUCTS 42 1 V / F1 27 L
P-SPEC 1 14.5 <PSIG> / 27 17 <PSIG>
COL-SPECS MASS-RDV=1 MASS-D=150000 MASS-RR=.90878909

BLOCK DA-303 RADFRAC
PARAM NSTAGE=27
FEEDS 10S 4 ON-STAGE
PRODUCTS F2 27 L / 41 1 V
P-SPEC 1 14.5 <PSIG> / 27 17 <PSIG>
COL-SPECS MASS-RDV=1 MASS-D=150000 MASS-RR=.90878909

BLOCK GA-201 PUMP
PARAM DELP=405
BLOCK GA-202 PUMP
PARAM DELP=405
BLOCK GA-203 PUMP
PARAM DELP=405

STREAM-REPOR NOMOLEFLOW MASSFLOW

;

SEGUNDA SECCION
SECRETARÍA DE MEDIO AMBIENTE
Y RECURSOS NATURALES

NORMA Oficial Mexicana NOM-137-SEMARNAT-2003, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre.

Al margen un sello con el Escudo Nacional, que dice: Estados Unidos Mexicanos.- Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-137-SEMARNAT-2003, CONTAMINACION ATMOSFERICA.- PLANTAS DESULFURADORAS DE GAS Y CONDENSADOS AMARGOS.- CONTROL DE EMISIONES DE COMPUESTOS DE AZUFRE.

CASSIO LUISELLI FERNANDEZ, Subsecretario de Fomento y Normatividad Ambiental de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, y Presidente del Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales, con fundamento en los artículos 32 bis fracciones I, II, III, IV y V de la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal; 1o., 4o. y 8o. fracción V del Reglamento Interior de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales; 5o. fracciones I, II, V y XII, 6o., 15, 36 fracciones I, II y IV, 37, 37 bis, 110 fracciones I y II, 111 fracción III, 111 bis segundo párrafo, 113, 160 y 171 de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente; 1o., 3o. fracciones I y VII y 13, 16 y 17 del Reglamento de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente en materia de Prevención y Control de la Contaminación de la Atmósfera; 38 fracción II, 40 fracciones X y XIII, 47 fracción IV y 51 de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización; 34 y 40 del Reglamento de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, y

CONSIDERANDO

Que para la protección del aire ambiente es necesario controlar la emisión de contaminantes a la atmósfera, con la finalidad de asegurar la calidad del aire en beneficio de la salud y bienestar de la población y de preservar el equilibrio ecológico en las regiones donde se ubican instalaciones industriales;

Que dado que en el proceso de desulfuración de gas amargo y condensados amargos se genera gas ácido, cuyos componentes principales son bióxido de carbono y ácido sulfhídrico, siendo éste un gas de muy elevada toxicidad, es necesario evitar su liberación a la atmósfera.

Que existen diversos sistemas para el control de estas emisiones, de los cuales el más utilizado es el que se basa en la recuperación de los compuestos de azufre, como azufre elemental en plantas recuperadoras de azufre, las cuales emiten a la atmósfera sólo una fracción de azufre remanente, en forma de bióxido de azufre y trazas de ácido sulfhídrico.

Que la emisión masiva de estos agentes contaminantes a la atmósfera deterioraría la calidad del aire, lo que hace necesario cumplir con una eficiencia mínima de recuperación de azufre, de tal manera que se asegure la calidad del aire, la conservación del equilibrio ecológico y la protección al ambiente.

Que con la aplicación de esta Norma, se logrará reducir las emisiones de dióxido de azufre, considerando las características del proceso productivo.

Que reconociendo que la NOM-085-ECOL-1994, exceptúa a las plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos de su campo de aplicación, es necesaria esta Norma para dichas plantas.

Que en cumplimiento a lo dispuesto por el artículo 47 fracción I de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización con fecha 26 de noviembre de 2002 se publicó en el **Diario Oficial de la Federación**, con carácter de proyecto la presente Norma Oficial Mexicana bajo la denominación Norma Oficial Mexicana NOM-137-ECOL-2002, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y

condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre, con el fin de que los interesados en un plazo de 60 días naturales posteriores a la fecha de su publicación presentaran sus comentarios al Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales, sito en bulevar Adolfo Ruiz Cortines número 4209, 5o. piso, colonia Jardines en la Montaña, código postal 14210, Delegación Tlalpan, en México, Distrito Federal o al correo electrónico cgarciamoreno@semarnat.gob.mx;

Que de acuerdo a lo establecido en el artículo 47 fracciones II y III de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, los interesados presentaron sus comentarios al Proyecto de Norma en cuestión, los cuales fueron analizados por el actual Comité realizándose las modificaciones procedentes al proyecto; las respuestas a los comentarios y modificaciones efectuadas fueron publicadas en el **Diario Oficial de la Federación** el 17 de abril de 2003, en términos de la ley de la materia;

Que habiéndose cumplido el procedimiento establecido en la Ley Federal sobre Metrología y Normalización para la elaboración de normas oficiales mexicanas, el Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales en sesión de fecha 31 de enero de 2003, aprobó la presente Norma Oficial Mexicana bajo la siguiente denominación: **NOM-137-SEMARNAT-2003, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre.**

Por lo expuesto y fundado, expido la siguiente:

**NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-137-SEMARNAT-2003.- CONTAMINACION
ATMOSFERICA.- PLANTAS DESULFURADORAS DE GAS Y CONDENSADOS
AMARGOS.- CONTROL
DE EMISIONES DE COMPUESTOS DE AZUFRE
CONTENIDO**

1. Objetivo
2. Campo de aplicación
3. Referencias
4. Definiciones
5. Especificaciones
6. Requisitos
7. Métodos de prueba
8. Evaluación de la conformidad
9. Grado de concordancia con normas y lineamientos internacionales y con las normas tomadas como base para su elaboración
10. Bibliografía
11. Observancia de esta Norma

1. Objetivo

Esta Norma Oficial Mexicana tiene por objeto establecer las especificaciones y los requisitos del control de emisiones de las plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos, así como los métodos de prueba para verificar el cumplimiento de la misma.

2. Campo de aplicación

La presente Norma es de observancia obligatoria para todos los responsables de plantas desulfuradoras de gas amargo y condensados amargos en todo el territorio nacional, con excepción de aquellas cuya capacidad nominal sea menor a 2 toneladas al día, de las ubicadas en plataformas marítimas, así como de las plantas utilizadas en las refinerías de petróleo.

3. Referencias

- NMX-AA-009-SCFI-1993 Contaminación atmosférica.- Fuentes Fijas.- Determinación de flujo de gases en un conducto por medio de tubo Pitot. Publicada en el **Diario Oficial de la Federación** el 13 de diciembre de 1993.
- NMX-AA-023-1986 Protección al ambiente.- Contaminación atmosférica.- Terminología. Publicada en el **Diario Oficial de la Federación** el 15 de julio de 1986.
- NMX-AA-054-1978 Determinación del contenido de humedad en los gases que fluyen por un conducto.- Método gravimétrico. Publicada en el **Diario Oficial de la Federación** el 2 de agosto de 1978.
- NMX-AA-055-1979 Determinación de bióxido de azufre en gases que fluyen por un conducto. Publicada en el **Diario Oficial de la Federación** el 4 de septiembre de 1979.
- NOM-085-ECOL-1994 Contaminación atmosférica.- Fuentes Fijas.- Para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, que establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, bióxido de azufre y óxidos de nitrógeno y los requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como los niveles máximos permisibles de emisión de bióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión, publicada en el **Diario Oficial de la Federación** el 2 de diciembre de 1994.

4. Definiciones

4.1 Azufre convertido o recuperado: Es la cantidad de azufre elemental en estado líquido que se obtiene en las plantas de recuperación de azufre cada 24 horas; esta cantidad de azufre es equivalente a la que dejará de ser emitida a la atmósfera.

4.2 Calibración: Procedimiento de ajuste de la lectura del analizador del equipo para el monitoreo continuo de emisiones a la atmósfera, para llevarlo al valor cero y para que coincida con el valor del gas de calibración.

4.3 Capacidad nominal de la planta recuperadora de azufre o del sistema de control de emisiones: Capacidad instalada expresada en toneladas por día de azufre recuperado; se selecciona para su diseño en función de la carga de azufre que deberá ser tratada en ella.

4.4 Carga de azufre a la planta recuperadora (ST): Cantidad de azufre en toneladas por día que se extrae al gas amargo o a los condensados amargos y se alimenta al sistema de control de emisiones y, en su caso, a la planta recuperadora de azufre. Se calcula a

partir de la concentración de ácido sulfhídrico en el gas ácido que se envía a cada planta recuperadora de azufre y del volumen del mismo.

4.5 Condensados amargos: Hidrocarburos asociados al gas amargo que se condensan por efecto de la variación de la presión y temperatura del fluido; contienen ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2).

4.6 Chimenea del oxidador térmico de gases de cola: Conducto por el que se emite a la atmósfera el remanente de compuestos de azufre de las plantas recuperadoras de azufre en forma de bióxido de azufre y trazas de ácido sulfhídrico.

4.7 Emisión másica de bióxido de azufre (E (SO_2)): Cantidad de bióxido de azufre que se emite por la chimenea del oxidador térmico de las plantas recuperadoras de azufre o del sistema de control de emisiones utilizado. Se determina mediante un equipo de monitoreo continuo de emisiones a la atmósfera y se expresa en ton/día.

4.8 Equipo para el monitoreo continuo de emisiones a la atmósfera (EMCE): El equipo completo requerido para la toma de muestra en la chimenea del sistema de oxidación térmica o equivalente, su acondicionamiento, análisis y conexión a sistemas de adquisición de datos que proporcionen un registro permanente de las emisiones a la atmósfera de bióxido de azufre en unidades de masa por unidad de tiempo.

4.9 Gas ácido: Mezcla de ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) extraídos al gas amargo y condensados amargos en las plantas desulfuradoras.

4.10 Gas amargo: Mezcla gaseosa de hidrocarburos proveniente de los yacimientos de petróleo y gas, que contiene ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) como impurezas.

4.11 Gas de calibración: Gas de concentración conocida y trazable, con un grado de pureza certificado, utilizado como patrón primario en la calibración de instrumentos de medición.

4.12 Gas de cola: Mezcla de gases que contiene el remanente de compuestos de azufre en forma de ácido sulfhídrico (H_2S), dióxido de azufre (SO_2), disulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS_2) y vapores de azufre que no fue posible retener en el sistema de control de emisiones o en las plantas recuperadoras de azufre y que debe someterse a un proceso de oxidación térmica o equivalente para reducir su toxicidad.

4.13 Oxidador térmico de gases de cola: Equipo de combustión a fuego directo cuya función es la oxidación del ácido sulfhídrico contenido en los gases de cola a bióxido de azufre.

4.14 Planta desulfuradora de gas amargo y condensados amargos; Endulzadora de gas y condensados amargos: Instalación para el tratamiento de gas y condensados amargos en la que se les extraen las impurezas de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono.

4.15 Plantas existentes: Plantas desulfuradoras de gas amargo y condensados amargos y plantas recuperadoras de azufre que ya se encuentran instaladas o en construcción en la fecha de publicación de la presente Norma.

4.16 Planta recuperadora de azufre: Es una instalación para extraer el azufre del gas ácido en forma de azufre líquido, basada en procesos de conversión térmica y/o catalítica, que se utiliza comúnmente para el control de emisiones de los procesos de desulfuración de hidrocarburos.

4.17 Plantas modificadas: Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos y plantas recuperadoras de azufre rediseñadas para incrementar la eficiencia de recuperación, cuya modificación inicie en fecha posterior a la publicación de la presente Norma.

4.18 Plantas nuevas: Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos y plantas recuperadoras de azufre cuya construcción inicie en fecha posterior a la publicación de la presente Norma.

4.19 Resto del país: Es toda la extensión territorial nacional excluyendo las zonas críticas.

4.20 Sistema de control de emisiones a la atmósfera asociado al proceso de desulfuración de gas amargo y condensados amargos; sistema de control de emisiones: Etapa del tratamiento del gas amargo, cuyo objetivo es reducir las emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera; típicamente consta de una planta recuperadora de azufre, un oxidador térmico del gas de cola y un Equipo para el Monitoreo Continuo de Emisiones a la atmósfera (EMCE).

4.21 Zonas críticas: Se consideran zonas críticas (ZC), al igual que en la NOM-085-ECOL-1994, las zonas metropolitanas de las ciudades de México, Guadalajara y Monterrey; los centros de población de: Coatzacoalcos-Minatitlán (municipios de Coatzacoalcos, Minatitlán, Ixhuatlán del Sureste, Cosoleacaque y Nanchital) en el Estado de Veracruz; Irapuato-Celaya-Salamanca (municipios de Celaya, Irapuato, Salamanca y Villagrán) en el Estado de Guanajuato; Tula-Vito-Asasco (municipios de Tula de Allende, Tepeji de Ocampo, Tlahuelilpan, Atitalaquia, Atotonilco de Tula, Tlaxoapan y Apaxco) en los estados de Hidalgo y de México; corredor industrial de Tampico-Madero-Altamira (municipios de Tampico, Altamira y Cd. Madero) en el Estado de Tamaulipas; el Municipio de Tijuana en el Estado de Baja California y el Municipio de Cd. Juárez en el Estado de Chihuahua.

5. Especificaciones

5.1 Las plantas desulfuradoras de gas amargo y condensados amargos existentes, nuevas y modificadas deben controlar sus emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera y medirlas en forma continua.

5.2 La eficiencia mínima de control de emisiones a la atmósfera de compuestos de azufre de las plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos en condiciones normales de operación es la que se establece en la tabla 1, a excepción de lo indicado en el 5.3 de esta Norma.

Dicha eficiencia se expresa en por ciento de recuperación de azufre y es función de la capacidad nominal del sistema de control de emisiones (X) y de la concentración promedio de H₂S en el gas ácido de entrada al sistema o a las plantas recuperadoras (Y), la cual se determina según el método establecido en el numeral 7.2 de esta Norma.

TABLA 1.- EFICIENCIA MINIMA DE CONTROL DE EMISIONES (O DE RECUPERACION DE AZUFRE)

Concentración (% de H ₂ S en el gas ácido), Y	Capacidad Nominal del Sistema o de la Planta Recuperadora de azufre (toneladas de azufre recuperado por día), X		
	2 a 5 ton/día	5 a 300 ton/día	>300 ton/día
> 20	Em = 74%	$Em = 85.35 X^{0.0144} Y^{0.0128}$	Em = 97.5%
10-20	Em = 74%	Em = 90.8%	Em = 90.8%
< 10	Em = 74%	Em = 74%	Em = 74%

5.3 Cualquier planta desulfuradora de gas y condensados amargos nueva que se instale en una zona crítica deberá contar con un sistema de control de emisiones (o de recuperación de azufre) cuya eficiencia mínima sea mayor o igual al 98%, cualquiera que sea su capacidad.

6. Requisitos

6.1 El diseño de los sistemas de control de emisiones de las plantas desulfuradoras de gas ácido y condensados amargos deberá ser tal, que la concentración de ácido sulfhídrico en los gases de salida de la chimenea sea menor o igual a 10 ppm, en volumen.

6.2 Los responsables de la operación de las plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos deben llevar una bitácora de operación y mantenimiento, de cada una de estas plantas, la cual debe permanecer en el centro de trabajo por un periodo mínimo de cinco años y puede ser almacenada y desplegada en forma electrónica y como parte de los controles computarizados con que cuente cada planta. En la bitácora debe registrarse como mínimo la siguiente información:

6.2.1 Control de operación: Fecha, consumo diario de combustible en el oxidador térmico, promedio diario de la temperatura de operación del oxidador térmico, determinación cada 24 horas del volumen en base húmeda de gas ácido alimentado (millones de pies cúbicos por día MMPCD) a condiciones de 1.0 kgf/cm² y 20°C, resultados de la concentración diaria en % mol de H₂S base seca, concentración diaria de compuestos de azufre en el gas de cola, y memoria de cálculo de eficiencia y promedios trimestrales.

6.2.2 Control de emisiones contaminantes: Promedio diario de los siguientes parámetros: concentración de bióxido de azufre y flujo volumétrico de los gases de salida del oxidador térmico, emisión másica en toneladas por día de bióxido de azufre (E (SO₂)) y memoria de cálculo de promedios trimestrales.

6.2.3 Control de Mantenimiento: Intervenciones a los equipos críticos: soplador, reactor térmico, condensadores, oxidador térmico y sistemas de control, cambios de catalizador.

6.3. Para cumplir con el requisito establecido en el numeral 6.2.2 de esta Norma, los responsables deben instalar y mantener en buenas condiciones de operación, equipos de monitoreo continuo de las emisiones de bióxido de azufre.

6.3.1 Estos equipos deben operar cuando menos el 90% del tiempo de operación del sistema de control de emisiones utilizado y deben contar con un sistema de procesamiento de datos automático que registre un mínimo de 12 lecturas por hora, calcule el promedio diario de los parámetros indicados y genere un reporte impreso diario con la fecha y la identificación del equipo, que se anexará a la bitácora.

6.3.2. El método de medición de la concentración de bióxido de azufre en la emisión a la atmósfera por la chimenea del oxidador térmico debe ser el de espectroscopia de absorción en el ultravioleta no dispersivo o un método equivalente y el del flujo volumétrico de gases debe ser el de presión diferencial en un tubo Pitot, sugiriendo llevar a cabo el procedimiento establecido en la NMX-AA-009-SCFI-1993 y siguiendo los procedimientos y cálculos especificados por el fabricante.

6.3.3 Los responsables de la operación de estas plantas deberán instalar y mantener en buenas condiciones Plataformas y Puertos de Muestreo de acuerdo a lo señalado en la Norma Mexicana NMX-AA-009-SCFI-1993, en cada una de las chimeneas de los oxidadores térmicos para la colocación permanente del Sistema de Monitoreo Continuo de Emisiones de SO₂.

Para verificar el funcionamiento del equipo en la chimenea de cada oxidador térmico, deben instalarse por lo menos 2 puertos de muestreo adicionales, colocados 30 centímetros debajo de los requeridos en la NMX-AA-009-SCFI-1993 y formando un ángulo de 45°, a los cuales se tendrá acceso desde la plataforma de muestreo.

7. Métodos de prueba

7.1 La eficiencia del sistema de control de emisiones de bióxido de azufre (E) o la eficiencia de cada planta recuperadora se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$E = 100\% (ST - SGC) / ST$$

En donde:

E es la eficiencia del control de emisiones de bióxido de azufre (E); para el caso de utilizar un sistema de recuperación de azufre, ésta es equivalente a la eficiencia de cada planta recuperadora;

ST es la carga de azufre total en el gas ácido que se alimenta al sistema de control de emisiones o, en su caso a cada planta recuperadora; se determina según la metodología del 7.2, en toneladas por día;

SGC es la cantidad de azufre en el gas de cola, en forma de H₂S, SO₂, COS, CS₂ y vapores de azufre; se determina de acuerdo a lo establecido en el 7.3 y se expresa en toneladas por día.

7.2 Determinación de la carga de azufre ST: La carga total de azufre en el gas ácido ST que se alimenta al sistema de control de emisiones o, en su caso, a cada planta recuperadora en toneladas por día se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$S_r(\text{ton/día}) = \frac{36.51 \cdot (Fga) \cdot (\% \text{ mol H}_2\text{S bh})}{100}$$

En donde:

Fga es el flujo de alimentación de gas ácido en base húmeda (Fga) en millones de pies cúbicos (MMPCD) por día. Se determina con un medidor de gas ácido de carga colocado en la línea principal de alimentación a cada uno de los sistemas de control de emisiones (plantas recuperadoras de azufre) la medición deberá ser compensada por presión, temperatura y por el peso molecular a condiciones de 1.0 kgf/cm² y 20°C. Como elemento primario de medición se puede utilizar un tubo Vénturi, placas de orificio o un sistema equivalente.

% mol de H₂S bh es la concentración promedio de 24 horas de ácido sulfhídrico (%H₂S) en el gas ácido a la entrada del sistema de control de emisiones; se determina mediante análisis de cromatografía de gases con columna empacada y detector de conductividad térmica en base seca, efectuando las correcciones por el contenido de agua.

7.3 Determinación de la cantidad de azufre en el gas de cola SGC: La cantidad de azufre en el gas de cola se obtiene como resultado de la suma de la cantidad de azufre en forma de compuestos de azufre, S_c , y la cantidad de azufre contenido en forma de vapores, S_v :

$$S_{GC}(\text{ton/día}) = S_c(\text{ton/día}) + S_v(\text{ton/día})$$

7.3.1 Determinación de S_c : La cantidad de azufre en toneladas por día contenida en el gas de cola en forma de H_2S , SO_2 , COS , CS_2 , se determina por la ecuación:

$$S_c(\text{ton/día}) = 0.032064 \cdot \left(\frac{N_{z\text{aire}}(\text{Kg-mol/día})}{\% \text{mol} N_2} \right) \cdot (\% \text{mol} H_2S + \% \text{mol} SO_2 + \% \text{mol} COS + 2(\% \text{mol} CS_2))$$

En donde:

$\% \text{mol} H_2S$, SO_2 , COS , CS_2 , N_2 es la composición del gas de cola; se determina mediante análisis cromatográfico en base seca y se calcula su composición en base húmeda;

N_2 aire (Kg-mol/día) es el flujo molar de nitrógeno que entra a la planta recuperadora; es igual al flujo molar de nitrógeno en el gas de cola, se determina conforme a la ecuación siguiente:

$$N_{z\text{aire}} (\text{Kg mol/día}) = F_{\text{aire}} (\text{MMPCD}) \cdot \% \text{mol} N_2 (\text{bh})_{\text{aire}} \cdot 11.3877$$

. En donde:

$\% \text{mol} N_2$ (bh) aires el contenido de nitrógeno del aire en base húmeda;

F_{aire} (MMPCD) es el flujo total de aire en millones de pies cúbicos por día (MMPCD) que entra a la planta recuperadora.

7.3.2 Determinación de S_v : la cantidad de vapor de azufre en el gas de cola se determina con las ecuaciones siguientes:

$$S_v(\text{ton/día}) = \% \text{mol} S_v \cdot 7.65 \left(\frac{N_{z\text{aire}}(\text{Kg mol/día})}{\% \text{mol} N_2 (\text{bh})} \right) \cdot 0.032064$$

$$\% \text{mol} S_v = \text{antilog} \left(6.0849 - \frac{4087.8}{T + 273} \right) \cdot \frac{100}{P_{\text{abs}}}$$

En donde:

T es la temperatura de salida del gas de cola en $^{\circ}C$;

P_{abs} es la presión de vapor del azufre; en Kg/cm^2

$\% \text{mol} N_2$ (bh) es el contenido de nitrógeno en $\% \text{mol}$ del gas de cola determinada mediante análisis cromatográfico en base seca y efectuando las correcciones para su determinación en base húmeda.

Esta fórmula es válida para temperaturas del vapor de azufre comprendidas entre 100 y $200^{\circ}C$.

7.4 La eficiencia E así calculada diariamente se compara con la eficiencia mínima requerida señalada en la tabla 1, E_m . Los promedios trimestrales de ambos valores (E^T , E_m) deben cumplir la siguiente ecuación:

$$E^T \geq E_m$$

Para la obtención de los promedios trimestrales anteriores, no se consideran los valores de las lecturas obtenidas durante las siguientes condiciones:

- a. Operaciones de paro, liberación y enfriamiento de la planta recuperadora para mantenimiento preventivo y correctivo, siempre que no excedan de 96 horas.
- b. Operaciones de estabilización durante el arranque de la planta, siempre que no excedan de 48 horas.
- c. Contingencias que impliquen la salida de operación del sistema de reducción de emisiones o partes del mismo, siempre que no excedan de 24 horas.

7.5 Con fines de comprobación, se compara el valor de la emisión másica de bióxido de azufre medido en la chimenea del oxidador térmico de cada planta recuperadora de azufre mediante el equipo de monitoreo continuo de emisiones ($E(\text{SO}_2)$, ton/día), con el valor obtenido de SGC, la cantidad de azufre en el gas de cola y se debe cumplir la relación siguiente:

$$E(\text{SO}_2) = (2 \pm 0.4) \text{ SGC}$$

7.6 Los responsables deben informar en la tabla 2.3.1 de la Cédula de Operación Anual lo siguiente:

7.6.1 La emisión total anual de bióxido de azufre.

7.6.2 La eficiencia promedio anual del sistema de control de cada instalación utilizando los promedios trimestrales. Asimismo, deben anexar a la Cédula de Operación Anual copia de la memoria de cálculo de dichos promedios.

8. Evaluación de la conformidad

La evaluación de la conformidad será realizada por la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, por conducto de la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente o los organismos de verificación acreditados y aprobados en términos de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización.

A partir del año 2005, la Secretaría únicamente reconocerá los informes basados en resultados expedidos por laboratorios acreditados y aprobados de conformidad con las disposiciones de la ley en la materia.

9. Grado de concordancia con normas y lineamientos internacionales y con las normas mexicanas tomadas como base para su elaboración

Esta Norma no coincide con ninguna norma o lineamiento internacional, por no existir al momento de la emisión de la misma; tampoco existen normas mexicanas que hayan servido de base para su elaboración.

10. Bibliografía

10.0 Industrial and Engineering Chemistry Vol. 42, No. 4, April 1950, páginas 713 a 718.

10.1 Aviso por el que se da a conocer al público en general el Instructivo para obtener la Licencia Ambiental Unica y el Formato de Solicitud de Licencia Ambiental Unica para Establecimientos Industriales de Jurisdicción Federal y el Formato de Cédula de Operación Anual. **Diario Oficial de la Federación**, 18 de enero de 1999.

10.2 Code of Federal Regulation.- Title 40 CFR Part 60 Subpart LLL Standards of Performance for Onshore Natural Gas Processing: SO₂ Emissions (Código de Regulación Federal.- Título 40 CFR Parte 60 Subparte LLL Estándares de Desempeño para el procesamiento de gas natural en tierra.- Emisiones de SO₂, Regulación de Estados Unidos de Norteamérica).

10.3 Code of Federal Regulations, Title 40 CFR Part 60 Appendix A Method 1 Sample and Velocity Traverses for Stationary Sources. (Código de Regulación Federal.- Título 40 CFR Parte 60 Apéndice A Muestreo y pruebas de Velocidad en Fuentes Estacionarias.- Regulación de Estados Unidos de Norteamérica).

10.4 Code of Federal Regulations, Title 40 CFR Part 60 Appendix A Method 6c Determination of Sulfur Dioxide from Stationary Sources (Instrumental Analyzer Procedure). (Código de Regulación Federal.- Título 40 CFR Parte 60 Apéndice A Método 6c Determinación de Bióxido de Azufre de Fuentes Estacionarias, procedimiento de análisis instrumental.- Regulación de Estados Unidos de Norteamérica).

10.5 Code of Federal Regulations, Title 40 CFR Part 60 Appendix B Performance Specification

2.- Specifications and test procedures for SO₂ and NO_x continuous Emission Monitoring Systems in stationary sources. (Código de Regulación Federal.- Título 40 CFR Parte 60, Apéndice B, Especificaciones de desempeño 2. Especificaciones y métodos de prueba de SO₂ y NO_x del Sistema de Monitoreo Continuo de Emisiones en Fuentes Estacionarias.- Regulación de Estados Unidos de Norteamérica).

10.6 Code of Federal Regulations, Title 40 CFR Part 60 Appendix B Performance Specification

6.- Specifications and test procedures for continuous emission rate Monitoring Systems in stationary sources. (Código de Regulación Federal.- Título 40 CFR Parte 60 Apéndice B, Especificaciones de Desempeño 6.- Especificaciones y métodos de prueba para la tasa de emisión continua del Sistema de Monitoreo en Fuentes estacionarias.- Regulación de Estados Unidos de Norteamérica).

10.7 Code of Federal Regulations, Title 40 CFR Part 60 Appendix F.- Quality Assurance Procedures. Procedure 1 Quality Assurance Requirements for Gas Continuous Emission Monitoring Systems used for Compliance Determination. (Código de Regulación Federal.- Título 40 CFR Parte 60 Apéndice F, Procedimientos de calidad para los Sistemas de Monitoreo Continuo de Emisiones de Gas usadas para la. determinación del Cumplimiento.- Regulación de Estados Unidos de Norteamérica).

11. Observancia de esta Norma

La Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, por conducto de la Procuraduría Federal de Protección al Ambiente vigilará el cumplimiento de la presente Norma Oficial Mexicana.

El incumplimiento de la presente Norma Oficial Mexicana será sancionado conforme a lo establecido en la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente y los demás ordenamientos jurídicos aplicables.

TRANSITORIOS

PRIMERO.- La presente Norma Oficial Mexicana entrará en vigor a los 60 días naturales posteriores a su publicación en el **Diario Oficial de la Federación**.

SEGUNDO.- Las plantas desulfuradoras de gas amargo y condensados amargos existentes y nuevas con capacidad nominal de 2 a 100 toneladas por día, contarán con un plazo de tres años, contados a partir de la entrada en vigor de esta Norma, para cumplir con las especificaciones de la misma.

TERCERO.- Provéase la publicación de esta de Norma Oficial Mexicana en el **Diario Oficial de la Federación**.

México, Distrito Federal, a los treinta días del mes de abril de dos mil tres.- El Subsecretario de Fomento y Normatividad Ambiental de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, y Presidente del Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales, **Cassio Luiselli Fernández**.- Rúbrica.

Bibliografía.

- Optimización de Unidades de Endulzamiento con Aminas.

KEVIN M. LUNSFORD, Bryan Research & Engineering, Inc. Bryan, Texas

JERRY A. BULLIN, Texas A&M University, College Station, Texas

- Usar las soluciones mezcladas de la amina para la dulcificación del gas

JUAN C. POLASEK, GUSTAVO A. Iglesias-silva, Bryan Research & Engineering, Inc., Bryan, Tejas

JERRY A. BULLIN, Tejas A&M University y Bryan Research & Engineering, Inc., Estación De Bryan/College, Tejas

- Estudio de corrosión en la Planta Purificadora de etano del complejo el Tablazo, Pequivén.

Artículo Visión Tecnológica Vol. 9 No. 2, 2002

Ramón Briceño, María F. Rendón, Narayanan Sankaran, Mercedes Pérez, José L. González, Militza Lobatón, Pedro Linche, Juan J. Gonzalez, José Cork, Fatima Da Silva, Ramón Colmenares, Víctor De Gouveia, Lola De Lima y Jenny Bruzual.

- Optimization of Amine Sweetening Units.

KEVIN M. LUNSFORD, Bryan Research & Engineering, Inc. Bryan, Texas

JERRY A. BULLIN, Texas A&M University, College Station, Texas

- Optimization of New and Existing Amine Gas Sweetening Plants Using Computer Simulation

JERRY A BULLIN, Chemical Engineering Dept., Texas A&M University, College Station, Texas

JOHN C POLASEK, JOSEPH W HOLMES, Bryan Research & Engineering, Inc. Bryan, Texas.

- Procesos de tratamiento del Gas.
- The Conversion and Treating Processes

- **Model of Vapor-Liquid Equilibria for Aqueous Acid Gas-Alkanolamine Systems Using the Electrolyte-NRTL Equation.**

David M. Austgen and Gaary T. Rochelle Department of Chemical Engineering, The University of Texas, Austin, Texas 78712

Xiao Peng SINOPEC Beijing Design Institute, P.O. Box 949, Beijing, People's Republic of China.

Chau-Chyun Chen Aspen Technology, Inc., 251 Vassar Street, Cambridge, Massachusetts 02139

- Usar las soluciones mezcladas de la amina para la dulcificación del gas

JUAN C. POLASEK, GUSTAVO A. Iglesias-silva, Bryan Research & Engineering, Inc., Bryan, Tejas

JERRY A. BULLIN, Tejas A&M University y Bryan Research & Engineering, Inc., Estación De Bryan/College, Tejas

- Simulator Provides Guidance for Increasing CO₂ Slip in Gas Treating Applications

By Ralph H. Weiland and John C. Dingman

- Optimized Gas Treating, Inc.
- Selecting Amines for Sweetening Units

JOHN POLASEK, Bryan Research & Engineering, Inc., Bryan, Texas

JERRY A. BULLIN, Department of Chemical Engineering, Texas A&M University, College Station, Texas

- ASPEN PLUS. Process Modeling. Structor Toolkit. Volume I.

- ✓ <http://www.alfinal.com/petroleo/produccion2.shtml>
- ✓ <http://www.inegi.gob.mx>
- ✓ <http://www.sener.gob.mx>
- ✓ <http://www.energia.gob.mx>
- ✓ <http://www.pemex.gob.mx>

- ✓ <http://www.imp.gob.mx>
- ✓ <http://www.semarnat>
- ✓ <http://www.semip>
- ✓ <http://www.dgcnesyp.inegi.gob.mx>
- ✓ <http://www.gas.pemex.com>
- ✓ ["http://dev.www.uregina.ca/engg/co2/pilot.htm"](http://dev.www.uregina.ca/engg/co2/pilot.htm)
- ✓ <http://www.co2-research.ca/co2-reaction-kinetics.htm>