



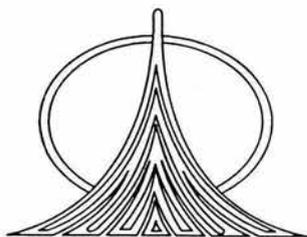
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

“EVALUACION TECNICO - ECONOMICA DE LA
TECNOLOGIA MAS ADECUADA PARA LA ELIMINACION DE
GASES ACIDOS DEL GAS AMARGO EN INSTALACIONES
COSTA AFUERA”

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
HECTOR EDUARDO RUIZ BANDA

DIRECTOR: ING. RENE DE LA MORA MEDINA
ASESOR: ING. SUSANA ESTELA OCHOA ISLAS



MEXICO, D. F.

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/037/04

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: RUIZ BANDA HÉCTOR EDUARDO

P r e s e n t e .

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. René de la Mora Medina
Vocal:	Ing. Susana Estela Ochoa Islas
Secretario:	I.Q. Raúl Ramón Mora Hernández
Suplente:	I.Q. Arturo E. Méndez Gutiérrez
Suplente:	I.Q.I. Concepción G. Noroña Venegas

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”

México, D. F., 22 de Junio de 2004

EL JEFE DE LA CARRERA

M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

♣

Proyecto Tesis:

“Evaluación Técnico - Económica de la Tecnología más Adecuada para la Eliminación de Gases Ácidos del Gas Amargo en Instalaciones Costa Afuera”

Participantes:

Héctor Eduardo Ruiz Banda

Sustentante

Ing. René de la Mora Medina

Director de Tesis en la FESZ – UNAM

Ing. Susana Estela Ochoa Islas

Asesor Interno del IMP

AGRADECIMIENTOS

A **Dios**, por darme la oportunidad de llegar hasta aquí, de culminar una etapa en la vida y comenzar otra.

A mi Familia, a mis **queridos padres** y a **mi querido hermano**, porque han estado conmigo en todo momento, por todo su cariño, comprensión, apoyo y alientos para que terminara con esta etapa de mi vida.

A mis Familiares, que creyeron en mí.

A mis compañeros de escuela, con quienes compartí muchos años de mi vida y que recordare.

A mis mejores amigos, Manuel, Abigail y Pablo, por su cariño, apoyo durante todos estos años y porque aprendimos muchas cosas juntos.

Al **Ing. René de la Mora Medina**, por su guía, apoyo y consejos para la realización de este trabajo.

A la **Ing. Susana Estela Ochoa Islas**, por sus comentarios y las facilidades otorgadas durante mi estancia en el IMP.

A los **Ingenieros profesores del Jurado**, que con sus comentarios contribuyeron en la realización de este trabajo.

A la **Universidad Nacional Autónoma de México**, por abrirme sus puertas para que realizara mi formación profesional, por darme los conocimientos y por permitirme formar parte de ella.

Al **Instituto Mexicano del Petróleo**, por haberme dado un espacio en sus instalaciones y por la oportunidad de crecer como profesionista y por lo valioso de su gente.

A todos gracias.

INDICE

Pág.

RESUMEN
INTRODUCCION
OBJETIVOS

CAPÍTULO 1

1.0 GENERALIDADES

2

- 1.1. Definición de gas natural.
 - 1.1.1 Definición de términos de gas natural
 - 1.1.2 Tipos de gas natural
 - 1.1.3 Características del gas natural
 - 1.1.4 Relaciones del gas natural
 - 1.1.5 Composición y características del gas natural.
- 1.2 Clasificación del gas natural
 - 1.2.1. Gas seco
 - 1.2.2. Gas húmedo.
 - 1.2.3. Gas rico.
 - 1.2.4. Gas pobre.
 - 1.2.5. Gas amargo.
 - 1.2.6. Gas dulce.
- 1.3 Procesos de separación y acondicionamiento del gas natural
 - 1.3.1 Proceso de separación y compresión.
 - 1.3.2 Tratamiento y acondicionamiento del gas natural.

CAPÍTULO 2

2.0 TIPOS DE PROCESO DE ENDULZAMIENTO

14

- 2.1 Clasificación de los procesos de endulzamiento del gas natural
- 2.2 Procesos de endulzamiento regenerativos
 - 2.2.1 Procesos de absorción con solventes químicos.
 - 2.2.2 Procesos de absorción con soluciones de sales alcalinas.
 - 2.2.3 Procesos de absorción con solventes físicos.
 - 2.2.4 Procesos de absorción – oxidación con líquidos.
 - 2.2.5 Procesos con absorción – conversión directa
 - 2.2.6 Procesos de Absorción con lechos sólidos.
 - 2.2.7 Otros Procesos.
- 2.3 Procesos no regenerativos
- 2.4 Nuevos procesos de endulzamiento de gas amargo
 - 2.4.1 Tecnología de membranas
- 2.5 Tecnologías monitoreadas y evaluadas

CAPÍTULO 3

3.0 EVALUACIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS

27

- 3.1 Metodología para la evaluación de tecnologías
- 3.2 Tecnologías con solventes químicos
 - 3.2.1 Procesos con soluciones de Aminas.
 - 3.2.1.1 Monoetanolamina (MEA)
 - 3.2.1.2 Dietanolamina (DEA)
 - 3.2.1.3 Trietanolamina (TEA)
 - 3.2.1.4 Metildietanolamina (MDEA)
 - 3.2.1.5 Absorción de CO₂.
 - 3.2.1.6 Degradación y Corrosión.
 - 3.2.1.7 Diglicolamina
 - 3.2.1.8 SNPA – DEA
 - 3.2.2 Procesos con solución de carbonato de potasio
 - 3.2.2.1 Proceso con carbonato de potasio caliente
 - 3.2.2.2 Proceso Benfield.
 - 3.2.2.3 Proceso Benfield Hi Pure.
 - 3.2.2.4 Soluciones activadas de Carbonato de Potasio
 - 3.2.2.5 Proceso Flexsorb HP
 - 3.2.2.6 Proceso Giammarco – Vetrocoke
- 3.3 Tecnologías con solventes físicos
 - 3.3.1 Proceso Selexol.
 - 3.3.2 Proceso Ifpexol.
 - 3.3.3 Proceso Sulfinol.
 - 3.3.4 Proceso Rectisol.
 - 3.3.5 Proceso Purisol.
 - 3.3.6 Proceso con Solvente Fluor.
 - 3.3.7 Proceso Estasolvan.
- 3.4 Otras tecnologías
 - 3.4.1 Proceso con Base Formaldehído.
 - 3.4.2 Proceso con Base Cáustica.
 - 3.4.3 Proceso con Sosa Cáustica.
 - 3.4.4 Proceso Amisol.
- 3.5 Tecnologías de lecho sólido
 - 3.5.1 Proceso Fierro Esponja.
 - 3.5.2 Proceso con Óxido de Fierro (Lodo Dulce).
 - 3.5.3 Proceso con Lodo de Óxido de Zinc.
 - 3.5.4 Proceso con Mallas Moleculares
- 3.6 Tecnologías de conversión directa
 - 3.6.1 Proceso Sulfa – Treat.
 - 3.6.2 Proceso Lo – Cat.
 - 3.6.3 Proceso Strettford.
 - 3.6.4 Proceso Carusorb 200.
- 3.7 Comparación de los procesos de endulzamiento
 - 3.7.1 Interpretación de resultados

CAPÍTULO 4		
4.0	SELECCIÓN DEL TRATAMIENTO MÁS ADECUADO.	76
4.1	Factores para determinar el proceso de endulzamiento de gas más adecuado.	
4.2	Comparación técnica.	
	4.2.1 Proceso con solución alcalina (K_2CO_3).	
	4.2.2 Proceso con aminas	
4.3	Resultados comparativos	
CAPÍTULO 5		
5.0	EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO MÁS ADECUADO	93
5.1	Estimado de inversión	
	5.1.1 Índices de Costos	
	5.1.2 Estimado del costo de equipos por factor de escalamiento	
	5.1.3 Métodos para calcular estimados de capital	
	5.1.3.1 El método de porcentajes para la aproximación de inversión de capital	
	5.1.3.2 El método de Lang	
	5.1.3.3 El método de Chilton	
	5.1.4 Premisas para la inversión del capital total	
5.2	Estimado total del costo de producción.	
	5.2.1 Premisas para el estimado del costo de producción	
	5.2.2 Presupuesto de Ingresos y Egresos	
5.3	Reporte de Costos	
5.4	Interpretación de resultados	
CONCLUSIONES		106
ANEXO "A"		108
ANEXO "B"		121
ANEXO "C"		137
BIBLIOGRAFÍA		142

RESUMEN



RESUMEN

La finalidad de éste trabajo es proponer a PEP una opción de proceso para sustituir plantas endulzadoras de gas amargo existentes, que proporcionan el gas combustible de autoconsumo en los complejos de compresión de gas natural en instalaciones costa afuera (plataformas marinas).

El proyecto se integra de la siguiente manera:

El Capítulo 1 correspondiente a Generalidades, describe los conceptos básicos que se refieren al gas natural, sus características, así como conceptos generales de las etapas de extracción, separación, compresión y tratamiento del gas natural.

El Capítulo 2 hace referencia al panorama general de los procesos de endulzamiento de gas natural, comenzando por los aspectos generales de su tratamiento, su clasificación a escala industrial de acuerdo a su principio de operación, ya sea químico ó físico, los factores que pueden auxiliarnos para determinar el proceso más adecuado.

En el Capítulo 3 correspondiente a la Evaluación Técnica de los Procesos, se enuncia y se sigue parte de una metodología para evaluación de tecnologías, se hace la descripción de las posibles opciones que se evaluarán y se hace una comparación entre las tecnologías.

En el Capítulo 4 correspondiente a la Selección del Tratamiento más Adecuado, se enuncian los factores y parámetros para determinar el proceso más adecuado, se hace la comparación técnica entre las tecnologías seleccionadas, se muestran cuadros comparativos de las opciones o escenarios resultado de las simulaciones en computadora con el Software "Tsweet" para el caso de las aminas, considerando aquellos escenarios donde se manejan incluso mezclas de aminas a diferentes condiciones de operación; se muestran comparaciones gráficas que justifican el porque de la selección del proceso más adecuado y se justifica el empleo de una solución absorbidora selectiva para el H₂S.

Por último en el Capítulo 5, se proporciona un Estudio Económico del sistema de endulzamiento de gas amargo del proceso elegido donde se realiza un estimado de inversión, como son el cálculo del costo del equipo y algunos cálculos relacionados con la inversión fija, lo cual nos permitirá hacer algunas recomendaciones y conclusiones finales, respecto a éste estudio.

En el anexo A se encuentran las tablas de estudio del Capítulo 4, en el anexo B se integran documentos importantes como bases de diseño, lista de equipo, diagrama de flujo de proceso, balance de materia y energía, descripción del proceso, hojas de datos, etc. es importante aclarar que estos documentos corresponden a un diseño y cálculo general de equipo como primera etapa de ingeniería básica, por último, en el anexo C se hace referencia a los modelos propuestos en el Capítulo 5 para determinar el capital total invertido.

INTRODUCCIÓN



INTRODUCCIÓN

A unos 100 Km. mar adentro de Ciudad del Carmen, Campeche, se cuenta con plataformas petroleras que hacen posible la explotación de los yacimientos petrolíferos de la Sonda de Campeche, desde los cuales por medio de la red de ductos submarinos, se transporta la producción de petróleo crudo a los diversos centros de almacenamiento, distribución y exportación (instalaciones marinas y terrestres). Debido al amplio desarrollo y la importancia de los campos marinos, ha sido necesario desarrollar obras de ingeniería que permitan también recolectar y transportar en forma óptima el gas asociado, obtenido de la explotación del crudo, desde las plataformas marinas hasta las instalaciones terrestres de Atasta y Ciudad PEMEX, en donde se lleva a cabo la separación de gas y condensado, para posteriormente ser alimentados a centros de procesamiento de gas y a plantas petroquímicas que generarán productos para satisfacer las necesidades del país.

De acuerdo a la Secretaría de Energía, en los últimos años el patrón de consumo mundial de energéticos se ha transformado por razones ambientales, de esta manera se ha disminuido el uso de combustibles como el carbón y el combustóleo y se ha favorecido el uso de combustibles limpios como el gas natural.

Las plataformas de compresión reciben y acondicionan el gas producido de la explotación del crudo para su envío a tierra. Con el propósito de lograr este objetivo cada una de las plataformas cuenta con plantas endulzadoras de gas amargo.

Endulzamiento de gas amargo.- a fin de disponer con el suministro de energía requerido por las instalaciones, se lleva a cabo el endulzamiento del gas de alta presión para su utilización como gas combustible. La operación se efectúa en tres plantas endulzadoras conectadas en paralelo, con una capacidad de 282 Mm³D (10 MMPCSD) cada una, de las cuales dos operan normalmente y la tercera se encuentra como relevo.

La función de estas plantas es la de reducir a un mínimo el contenido de los gases ácidos (ácido sulfhídrico – H₂S y Bióxido de Carbono – CO₂) para permitir el uso del gas como combustible. Se utiliza el proceso Girbotol con Dietanolamina (DEA), y la especificación del gas combustible es de 4 ppm de H₂S y 1000 ppm de CO₂.

Debido al largo tiempo que han estado en operación y a las condiciones de ambiente marino a la que están expuestas, estas plantas se encuentran a la fecha en un estado de deterioro tal, que su rehabilitación no es económicamente factible.

Dada la importancia de continuar suministrando el volumen de gas dulce necesario para cubrir los diferentes conceptos por consumo en los complejos de compresión, se requiere reemplazar las plantas endulzadoras existentes por unidades nuevas con tecnología de punta, que proporcionen una mayor eficiencia de proceso y una maximización de la capacidad de tratamiento, considerando que para la instalación de las nuevas plantas únicamente se dispondrá del área en planta que ocupan las endulzadoras existentes.



Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta un rango de partes por millón, pero no son económicos cuando la concentración del gas ácido es muy alta. Otros procesos no resultan económicos para tratar grandes volúmenes de gas.

Por consiguiente, la finalidad de este trabajo de tesis es seleccionar una tecnología que sea capaz de proporcionar una especificación adecuada para el gas tratado cuando el gas amargo (con alto contenido de gases ácidos) se obtiene de los yacimientos encontrados en el fondo del mar donde es necesario dar este tratamiento en espacios reducidos, en plataformas marinas (instalaciones costa afuera); la tecnología debe ser tanto técnica como económicamente viable.

OBJETIVOS



OBJETIVOS

Objetivo general:

El objetivo de este trabajo es seleccionar desde el punto de vista técnico una tecnología que sea óptima para el tratamiento del gas natural (eliminar gases ácidos) en instalaciones costa afuera, considerando la capacidad de gas a tratar en un área de instalación mínima, y que mediante una estimación de costos podamos apreciar si económicamente también lo es.

Se realizará un estudio de las tecnologías existentes para endulzamiento de gas amargo, a partir de sus aplicaciones, ventajas y desventajas, consultas con los proveedores y diseñadores de las tecnologías (esta información es producto de visitas de especialistas con los proveedores), etc.

Objetivos particulares:

Se obtendrán resultados de simulaciones de proceso de los diferentes casos a analizar, manteniendo algunas condiciones fijas, tales como: la capacidad de procesamiento, y las condiciones de operación de entrada, como son: composición del gas amargo, temperatura y presión, además de las condiciones de salida del gas dulce.

Se diseñará el proceso de la mejor alternativa que se pueda aplicar a plataformas marinas. Se tomarán en cuenta balances de materia y energía para determinar: tamaño de equipos, requerimientos de servicios auxiliares y eficiencia del proceso, que mediante un análisis económico adecuado nos permitirá dar una recomendación final, apoyada en los costos que se reflejarán por el consumo de servicios auxiliares.

Es importante señalar que para este caso – estudio se tomarán como base las corrientes de gas amargo producido en los Activos de Explotación de Cantarell, Pol y Abkatun, localizados en la Sonda de Campeche.

Se considerará una especificación de salida de 4 ppmv de H_2S , la cual es determinada por la Norma Oficial Mexicana NOM – 001 – SECRE – 2003, Calidad del Gas Natural emitida de manera conjunta por la Secretaría de Energía y la Comisión Reguladora de Energía y publicada en el Diario Oficial de la Federación el 29 de Marzo del 2004.

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

En éste capítulo se habla del gas natural y su obtención, de los procesos de separación y acondicionamiento para su adecuación como gas combustible, particularmente del proceso de endulzamiento. Se enuncia la definición de conceptos y términos, como la del gas natural: tipos, características y clasificación, con la finalidad de ver la importancia que tiene el proceso de endulzamiento de gas amargo para que este se efectúe dentro de las instalaciones marinas siendo mas precisos en los complejos de compresión de gas para su envío a tierra.



1.0 GENERALIDADES

El uso del gas natural como combustible industrial y doméstico tiene una aplicación relevante reciente, aunque fue descubierto a principios del siglo XIX. La eliminación de impurezas para esos gases incluye, como un mayor contaminante al Sulfuro de Hidrogeno (H_2S) en varias concentraciones. La eliminación del H_2S para tratar el gas usualmente se realizó usando absorbentes sólidos como los óxidos o soluciones de sales inorgánicas.

Desde ese tiempo, se han desarrollado muchos procesos para el tratamiento del gas natural que le han ayudado a alcanzar su comercialización.

México ha sido un importante productor de hidrocarburos desde los primeros años del siglo XX. Actualmente Petróleos Mexicanos (PEMEX) se encuentra organizado en cinco subsidiarias:

- PEMEX Exploración y Producción, (PEP)
- PEMEX Gas y Petroquímica Básica, (PGPB)
- PEMEX Refinación, (PR)
- PEMEX Petroquímica, (PPQ)
- PEMEX Corporativo

PEMEX Gas y Petroquímica Básica (PGPB), cuenta con 17 plantas endulzadoras de gas con una capacidad de 3,753 MMPCD y los cuales se distribuyen de la siguiente manera:

	Endulzamiento de gas	
	No. De Plantas	Capacidad Instalada (MMPCD)
Cactus	10	1980
Nuevo PEMEX	2	840
Ciudad PEMEX	2	1245
Matapionche	2	53
Poza Rica	1	300

Tabla 1.1 Instalaciones petroleras.



1.1. Definición de 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.

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. Como medida de seguridad, en la regulación se estipula que los distribuidores deberán adicionar odorizante al gas natural para que se pueda percibir su presencia en caso de posibles fugas durante su manejo y distribución al consumidor final.

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.

1.1.1 Definición de términos de gas natural

Mezcla de compuestos de hidrocarburos y pequeñas cantidades de distintos no hidrocarburos. En fase gaseosa o en solución con el petróleo. Se encuentra en depósitos naturales subterráneos a profundidades de 3000 a 6000 m.

Principales hidrocarburos: Metano, Etano, Propano, Butano y Pentano. Gases típicos no hidrocarburos: CO₂, Helio, Sulfuro de Hidrógeno y Nitrógeno.

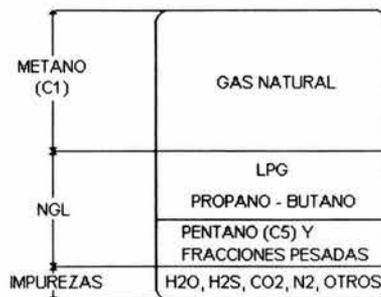


Fig. 1.1 Representación gráfica de la composición del gas natural.

En México, la calidad del gas está establecida formalmente en la Norma Oficial Mexicana NOM – 001 – SECRE – 2003, Calidad del Gas Natural (cancela y sustituye a la NOM – 001 – SECRE – 1997, Calidad del Gas Natural), emitida de manera conjunta por la Secretaría de Energía y la Comisión reguladora de Energía y publicada en el Diario Oficial de la Federación el 29 de Marzo del 2004.



Determinación de:	Método	Unidades	Especificaciones	
			Mínimo	Máximo
Poder calorífico bruto en base seca	ASTM D-1826	MJ/m ³	35.42	-
Ácido sulfhídrico (H ₂ S)	ASTM D-4468	Mg/m ³ ppm	-	6.1 4.4
Azufre total (S)	ASTM D-4468	Mg/m ³ ppm	-	258 200
Humedad (H ₂ O)	ASTM D-1142 Higrómetro	Mg/m ³ ppm	-	112
Nitrógeno (N ₂) + Bióxido de Carbono (CO ₂)	ASTM D-1945	%Vol.	-	3
Contenido de licuables a partir del propano	ASTM D-1945	L/m ³	-	0.059
Temperatura	-	K	-	323
Oxígeno	ASTM D-1945	%Vol.	-	0.5
Materia sólido	-	-	Libre de polvos, gomas y de cualquier sólido que pueda ocasionar problemas en la tubería	
Líquidos	-	-	Libre de agua y de hidrocarburos líquidos	
Microbiológicos	-	-	Libre	

Tabla 1.2 Normatividad del gas natural (NOM – 001 – SECRE – 1997)

El gas natural como su nombre lo indica, es uno de los productos naturales que se encuentra generalmente con el petróleo crudo asociado. Es importante entonces, analizar la manera en la que se obtiene el gas natural para su posterior tratamiento y adecuación al consumo y utilización.

1.1.2 Tipos de gas natural

Al gas de los yacimientos extraído del subsuelo junto con el aceite crudo se le denomina “gas de yacimientos asociado” este gas representa el 82% del gas natural producido en México. Es el volumen combinado del gas natural que se presenta en los depósitos de crudo, como gas libre, o gas de casquete gaseoso, encima y en contacto con el petróleo. Como gas disuelto en el petróleo crudo.

Al que se extrae de yacimientos de gas se le denomina “gas de yacimiento no asociado”. Es el gas natural libre. No está en contacto con el petróleo crudo del depósito, este gas puede encontrarse en estado gaseoso, del cual se obtiene gas natural seco (90% metano), gas ácido (ácido sulfhídrico y dióxido de carbono) o en estado líquido del cual se obtiene, etano, Gas LP (propano, butano, iso-butano) y gasolina natural (naftas) que están compuestas de pentano, iso-pentano y Hexano.



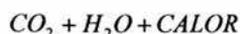
Propiedad	Unidades	Métodos de prueba	Especificación			
			Mínimo	Máximo	Máximo Dic./2005	Máximo Dic./2007
Oxígeno	% Vol.		---	0,2		
Inertes		ASTM D 1945 ISO 6975				
Nitrógeno (N ₂)	% Vol.		---	5,0		
Bióxido de carbono (CO ₂)	% Vol.		---	3,0		
Total de inertes	% Vol.		---	5,0		
Contenido de licuables a partir del propano	l/m ³	ASTM D 1945 ISO 6975	---	0,059	0,050	0,045
O temperatura de rocío de hidrocarburos de 1 a 8000 kPa	K (°C)	ASTM D 1142 ASTM D 1945 ISO 6975		271,15 (- 2)		
Humedad (H ₂ O)	mg/m ³	ASTM D 1142 ISO 6327	---	112		
Poder calorífico superior	MJ/m ³	ASTM D 1826 ASTM D 1945 ISO 6975 ISO 6976	35,42	41,55		
Indice Wobbe	MJ/m ³	ISO 6976	45,8	50,6		
Acido sulfhídrico (H ₂ S)	mg/m ³	ASTM D 4084	---	6,1		
Azufre total (S)	mg/m ³	ASTM D 4468 ISO 6326	---	150,0		

Tabla 1.3 Normatividad del gas natural (NOM – 001 – SECRE – 2003)



1.1.3 Características del gas natural

Su combustión genera:



Es un combustible limpio con trazas de Azufre, Agua, Nitrógeno y Argón. Se transporta en ductos llamados gasoductos probados hidráulicamente, haciendo limpieza de trampas y separadores a la entrada de las estaciones de control.

1.1.4 Relaciones del gas natural

Gas húmedo: más de 300 galones licuables / 1 MMP³ gas

Gas seco: 100 galones licuables / 1 MMP³ gas a 20° C, 1Kg/cm²

1.1.5 Composición y características del gas natural.

No existe una composición única para el gas natural, pero podemos considerar la siguiente:

Compuestos del gas natural	% MOL
Metano	90.30
Etano	7.90
Propano	1.00
Propileno	0.30
Iso-butano	0.10
N-butano	0.20
Bióxido de Carbono	0.07
Ácido Sulfhídrico	0.02
Características del gas natural	
Densidad, g/l a 20° C y 300 lb /in ²	132.100
Poder calorífico bruto, kcal / kg	11950.000
Poder calorífico neto, kcal / kg	11856.000
Relación carbono / hidrógeno	3.923

Tabla 1.4 Composición del gas natural.



1.2 Clasificación del gas natural

Al gas natural se le puede clasificar de acuerdo a las características físicas en las que se encuentre siendo, seco, húmedo, rico, pobre, dulce y amargo.

1.2.1. Gas seco

Dependiendo de la concentración de hidrocarburos menos volátiles propano, butano, pentanos y más pesados los cuales se encuentran fácilmente en productos líquidos (gasolina natural) técnicamente el gas se le denomina “seco” a aquel que tiene menos de 2.4 barriles de gasolina por cada millón de pies cúbicos estándar de gas.

El gas denominado seco se compone casi totalmente de metano, el primero de la serie dada, con pequeñas cantidades de etano y otros hidrocarburos parafínicos. Es un gas natural con un contenido mínimo de agua o ausencia de la misma.

1.2.2 Gas húmedo.

El gas natural denominado húmedo se compone en mayor proporción de hidrocarburos más densos o líquidos. El término húmedo no significa líquidos transportados, sino riqueza en hidrocarburos concentrables a presiones moderadas y a la temperatura ambiente y contiene mas de 7.2 barriles por millón de pies cúbicos de gas. Estos hidrocarburos más densos suelen separarse para obtener las gasolinas naturales, con excelentes propiedades como agentes de mezclas en la preparación de combustibles de motores. Es un gas natural con alto contenido de agua.

1.2.3 Gas rico.

Es un gas natural con un contenido tal de etano más pesados que económicamente es rentable su recuperación.

1.2.4 Gas pobre.

Es un gas natural con un contenido de etano mas pesados tan bajo que no es recomendable su recuperación. Contiene un equivalente de gasolina de 2.4 – 7.2 barriles por cada millón de pies cúbicos de gas.

1.2.5 Gas amargo.

Es un gas natural con alto contenido de ácido sulfhídrico, de tal manera que no puede ser usado directamente como combustible hasta que no se reduzca al mínimo su contenido de H₂S.



1.2.6 Gas dulce.

Es un gas natural con un contenido mínimo de ácido sulfhídrico y que no ofrece ningún problema en su uso directo como combustible. Cuyo contenido de ácido sulfhídrico no debe ser mayor a 4 ppmv.

El gas natural tratado (gas dulce) puede utilizarse como gas combustible, así como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de la industria petroquímica.

La separación de los vapores más fácilmente condensables del gas húmedo deja un gas residual compuesto principalmente de metano, por lo que tanto el gas natural seco como el húmedo después del tratamiento, están compuestos esencialmente de metano con pequeñas cantidades de etano, propano y quizá butano.

El metano y el etano tienen un punto de ebullición tan bajo que no se realiza la licuefacción del gas natural con fines de distribución y consumo, aunque esta posibilidad tiene cierto interés con relación a su almacenamiento y a la conservación de reservas.

Las características del gas natural pueden ser una combinación de las antes señaladas y dependen de la formación en que se explotan, así, por ejemplo en los campos del Noreste de la República (Tamaulipas y Norte de Veracruz), se tienen campos con gas pobre, seco y dulce; en cambio, el gas asociado de los campos marinos de la Sonda de Campeche y de la mayor parte de la Región Sur es rico, húmedo y amargo. Las características de este último gas implica la necesidad de deshidratarlo y endulzarlo para su uso, pero con la ventaja de que se obtienen productos licuables (etano más pesados) que constituyen lo que se denomina NGL (Liquefied Natural Gas) en el ámbito Petrolero Internacional o condensados en el ámbito Nacional.

1.3 Procesos de separación y acondicionamiento del gas natural

En forma general, dentro del manejo de las corrientes de hidrocarburos, se tiene una mezcla proveniente de pozos que se alimenta a las baterías de separación, de donde se obtienen las fases gas y aceite por separado. La corriente de gas natural se trata y acondiciona a las especificaciones requeridas para su transporte y entrega a los centros de procesamiento de gas, en estas plantas se eliminan los gases ácidos y se recupera azufre asociado a la extracción de hidrocarburos, mientras que la corriente de petróleo crudo se trata para su venta a los centros de refinación.

El gas natural proveniente de los pozos contiene normalmente como impurezas, Ácido Sulfhídrico (H_2S) y Dióxido de Carbono (CO_2), llamándose por esto "gas amargo". Existen varias razones para eliminar del gas natural el Ácido Sulfhídrico y el Dióxido de Carbono (comúnmente llamados gases ácidos). Algunos de los productos obtenidos del gas natural deben cumplir estrictas normas en cuanto al contenido de H_2S (de hasta menos de 1 ppmv) ya que éste constituye un veneno para los combustibles. El CO_2 es un gas inerte, pero su presencia hace que el poder calorífico de los combustibles disminuya cuando estos lo contienen.



Las principales operaciones de manejo de la producción desde la separación de la mezcla gas – aceite proveniente de los pozos (plataformas de perforación) hasta su entrega en las terminales marinas para su exportación y venta a la refinación son, de manera general: proceso de separación y de compresión (que incluyen la estabilización del crudo), tratamiento (que incluye el endulzamiento y la remoción de humedad) y por último el envío a las plantas petroquímicas.

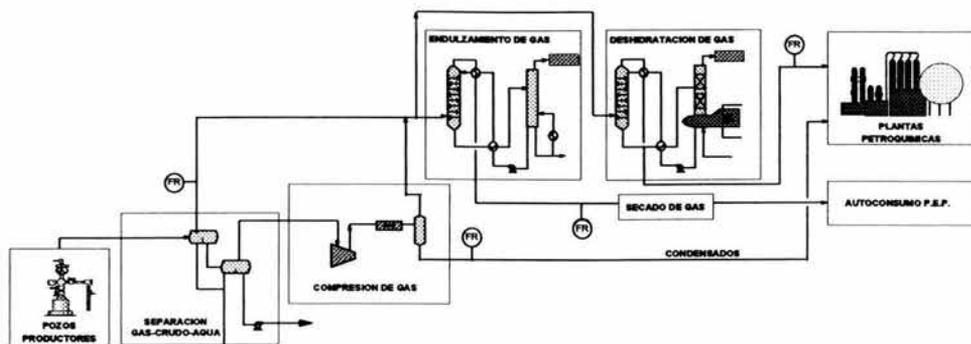


Fig. 1.2 Tratamiento básico del gas natural

1.3.1 Proceso de separación y compresión.

La mezcla gas – crudo, proveniente del pozo se envía a un tren de separación. Éste tren de separación reduce la presión de la mezcla para conseguir la estabilización del crudo (separar la mayor parte de fracciones ligeras contenidas en la mezcla), con esto se busca evitar la vaporización de hidrocarburos durante el almacenamiento y transporte del crudo evitando pérdidas de producto y daños al medio ambiente. Este proceso consiste de una separación multietapas, de forma general podemos referirnos a una etapa de alta, intermedia y de baja presión.

Es común el uso de separadores trifásicos con internos de separación de alta eficiencia.

De la primera etapa de separación sale un gas de alta presión, el cual se envía directamente a los centros procesadores de gas (por medio del cabezal de gases de alta presión). El aceite que sale parcialmente despresurizado, entra a la etapa de separación de presión intermedia (previa reducción de la presión), los gases separados en esta etapa van a succión de un compresor de presión intermedia a presión alta y se juntan con la corriente de gas que va en el cabezal de gases de alta presión. El aceite que sale de esta etapa de presión intermedia, sufre un último flasheo, entra a una última etapa de separación de presión baja donde se eliminan los gases que poseen una presión baja, al gas que se separa en esta etapa se eleva su presión en un compresor de presión baja a presión intermedia y se junta con la corriente del gas que sale del tanque separador de la etapa de presión intermedia para después ser enviado al cabezal de gas de alta presión. El aceite separado de la mezcla gaseosa sale por la parte inferior del último tanque separador y se envía a una unidad deshidratadora o a refinación.



La compresión es una operación básica que se requiere para impartir al gas natural la presión requerida para su transporte a los centros de procesamiento del gas. La temperatura del gas se eleva después de la etapa de compresión por lo que se requiere enfriarla después de cada etapa; a partir de este enfriamiento se obtiene los condensados del gas natural, los cuales se recolectan y se transportan para su procesamiento a los centros petroquímicos. Los líquidos obtenidos (condensados) están constituidos por lo que se le denomina Gas L. P. (Propano y Butanos), así como de naftas ligeras y pesadas (Pentanos y Hexanos +) que son los componentes principales de las gasolinas naturales.

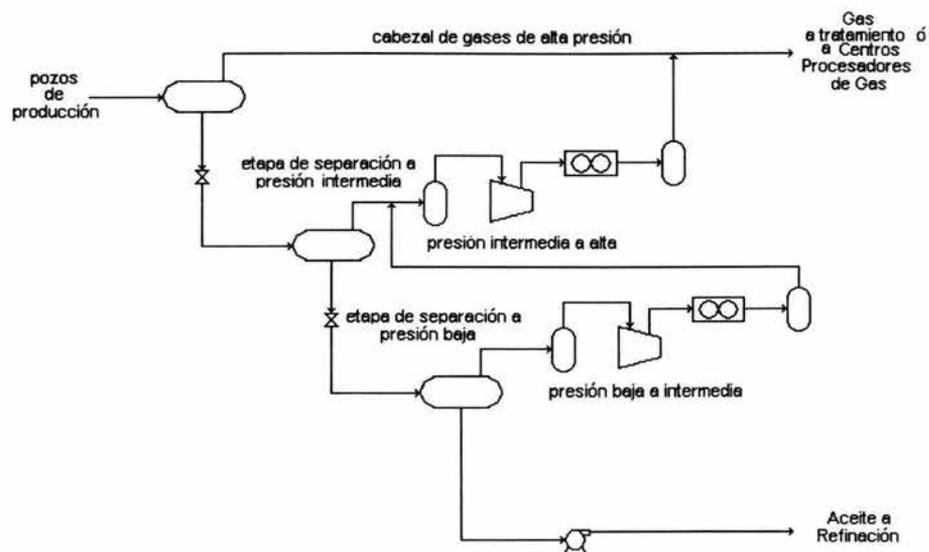


Fig. 1.3 Separación de la mezcla gas - crudo



1.3.2 Tratamiento y acondicionamiento del gas natural

Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos contienen materiales contaminantes no deseados para su posterior aplicación, el gas natural está compuesto principalmente de Metano (CH_4) y proporciones significativas de Etano (C_2H_6), Propano (C_3H_8) y Butano (C_4H_{10}), puede contener un número importante de compuestos indeseables, Nitrógeno (N_2), Dióxido de Carbono (CO_2), vapor de agua y Sulfuro de Hidrógeno (H_2S) en varias proporciones; también habrá siempre una cantidad de condensados y/o aceites asociados con el gas, los cuales tienen que ser removidos a niveles aceptables antes de ser procesados, distribuidos y puestos a la venta. El transporte de grandes volúmenes de este gas a altas presiones hace necesario su tratamiento para la eliminación de los contaminantes mencionados.

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

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

Los gases que se encuentran en ciertos lugares pueden contener elevadas concentraciones de Nitrógeno y Dióxido de Carbono, existiendo ejemplos en los que los gases están compuestos casi exclusivamente de uno u otro gas inerte.

El tratamiento que se le da al gas natural consiste básicamente en la eliminación de H_2S , CO_2 y COS (proceso de endulzamiento) y en la remoción de humedad (proceso de deshidratación), los cuales van a ser descritos a continuación.

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

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

El contaminante más común y problemático en la industria del gas es, el Sulfuro de Hidrógeno (H_2S). Debido a las propiedades toxicológicas y corrosivas del H_2S , se ha dispuesto un estricto control sobre su concentración en el gas natural, el cual debe contener un máximo de 4 ppmv para su concentración. El olor del H_2S es muy molesto y las recientes, y cada vez más restrictivas leyes en materia de contaminación del aire requieren la eliminación de los compuestos del azufre antes de alimentar gas al sistema de distribución.



Por esto, el eliminar los gases ácidos es el objetivo de las plantas endulzadoras de gas, en particular cuando se trata del gas que se utiliza para autoconsumo como combustible en los complejos de compresión dentro de las plataformas marinas.

En el gas amargo, la cantidad de H_2S presente puede variar desde un mínimo hasta un 35% mol o aún más. Estos compuestos del azufre eliminados se convierten, por lo general, en azufre elemental, a través de plantas recuperadoras de azufre, las cuales aprovechan el H_2S contenido en el gas ácido, producto de la plantas endulzadoras, para producir azufre elemental mediante modificaciones del proceso de Claus, siendo los procesos de endulzamiento de gas, el método por el cual se extrae aproximadamente la mitad de la producción mundial de azufre elemental.

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

El proceso de deshidratación de gas consiste en reducir su contenido de agua, para evitar la presencia de agua libre durante su transporte.

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

La intención específica de la remoción del agua, es evitar la formación de los hidratos que se pueden llegar a formar por la condensación del agua por debajo del punto de rocío y, la disminución del flujo del gas; la deposición de los hidratos va reduciendo el área de flujo de la tubería, provocando mayores caídas de presión que las esperadas por el diseño.

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

PEMEX genera el gas dulce a partir de la eliminación de los gases ácidos presentes en el gas natural proveniente de los pozos petroleros. Dentro de la industria petrolera se reconoce y designa al gas natural de acuerdo a sus hidrocarburos constituyentes (etano, propano, etc.) y a sus impurezas (agua y ácido sulfhídrico).

En México, país en vías de crecimiento y desarrollo industrial, la necesidad de disponer de gas natural purificado (gas dulce), se acentúa aún más debido a la necesidad de utilizarse como gas combustible, Gas LP y gasolinas naturales.

CAPÍTULO 2

TIPOS DE PROCESO DE ENDULZAMIENTO

En éste capítulo se hace una descripción general de la clasificación y los tipos de los procesos de endulzamiento existentes, para conocer los principios de operación de cada uno, como funcionan, que requieren, etc. Permitiendo con esto, tener un panorama general del tema de endulzamiento de gas natural dando una introducción propia a lo que será la evaluación técnica de los procesos.



2.0 TIPOS DE PROCESO DE ENDULZAMIENTO

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

2.1. Clasificación de los procesos de endulzamiento del gas natural

Existen muchos procesos de endulzamiento de gases y líquidos. Entre los factores que deben considerarse para su evaluación y selección de un proceso de endulzamiento de gas, se encuentran los siguientes:

- a) Tipo de impurezas en las corrientes de gas y líquido.
- b) Concentraciones de las impurezas y nivel al cual deben removerse.
- c) Selectividad requerida de gas ácido.
- d) Volumen del gas o líquido que va a procesarse y condiciones de temperatura y presión a las que se encuentran el gas o líquido.
- e) Posibilidad de recuperación de azufre.

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

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

Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta un rango de concentración entre 4 y 100 ppm, no son económicos cuando la concentración del gas ácido es muy alta. Otros procesos no resultan económicos para tratar grandes volúmenes de gas.

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

Los procesos pueden dividirse en primera instancia en: procesos regenerativos y en procesos no regenerativos.



2.2 Procesos de endulzamiento regenerativos

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

- Procesos con agentes líquidos.
- Procesos con agentes sólidos.

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

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

Los procesos de absorción líquida son los más empleados para el endulzamiento del gas amargo.

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

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

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

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

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

2.2.1 Procesos de absorción con solvente químico

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



El proceso se basa en la absorción regenerativa con solventes orgánicos en reacción de equilibrio con gases ácidos. El gas amargo en la alimentación se pone en contacto a contracorriente con el solvente proveniente de la columna de absorción, y sale como gas dulce producto del domo de la misma. El solvente regenerado se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente más alta que la de entrada de gas y sale por el fondo de la columna ya como solvente rico en gases ácidos. Este solvente intercambia calor con el solvente regenerado. En algunos casos es conveniente reducir bruscamente la presión del solvente rico para separar los hidrocarburos que se pudieron haber arrastrado. Después de intercambiar calor, el solvente rico se alimenta al regenerador; los gases ácidos se desorben en la columna regeneradora, la cual esta equipada con un rehervidor de vapor, saliendo de la misma gas concentrado y saturado con vapor de agua. Esta se pasa por un condensador en donde el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora, mientras que el gas ácido producto queda disponible para procesamiento posterior. El solvente regenerado, esencialmente libre de gases ácidos, pasa al fondo del regenerador a través del intercambiador de calor, una bomba de recirculación y un enfriador de solvente, antes de enviarse nuevamente al absorbedor.

Como una regla general, las alcanolaminas tienen ciertos problemas de corrosión causados por la degradación de la solución, reacciones laterales, temperaturas elevadas o fallas del solvente, lo que hace necesario construir ciertos equipos de acero inoxidable o algún material especial, razón por lo cual el costo del equipo en algunas ocasiones es un tanto alto.

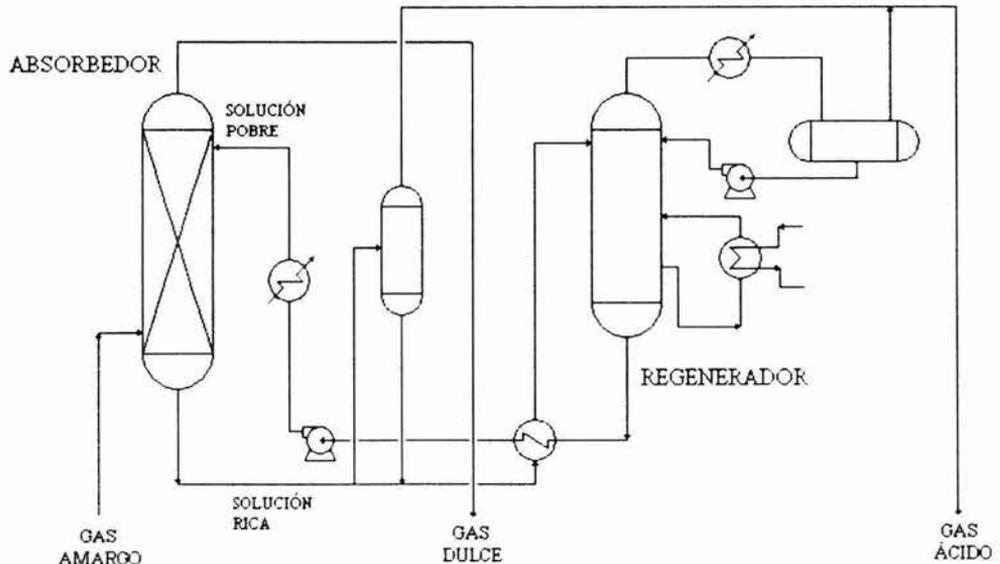


Fig. 2.1 Procesos de absorción con solventes químicos



2.2.2 Procesos de absorción con soluciones de sales alcalinas

El proceso se basa en una absorción química regenerativa de sales orgánicas alcalinas en relación de equilibrio con gases ácidos. El gas amargo alimentado se pone en contacto a contracorriente con la solución pobre regenerada, en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. La solución regenerada se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente más alta que la de entrada de gas, aproximadamente 110° C y sale por el domo de la columna como una solución rica de gases ácidos. Esta solución rica se envía a la columna de regeneración; los gases ácidos se desorben en ésta columna, la cual esta equipada con un rehervidor de vapor, y sale de la misma como gas saturado y concentrado con vapor de agua.

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

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

En este proceso es conveniente utilizar algunas veces aditivos especiales que activen la solución absorbente, con lo que aumenta la velocidad de absorción y por lo tanto la economía del proceso.

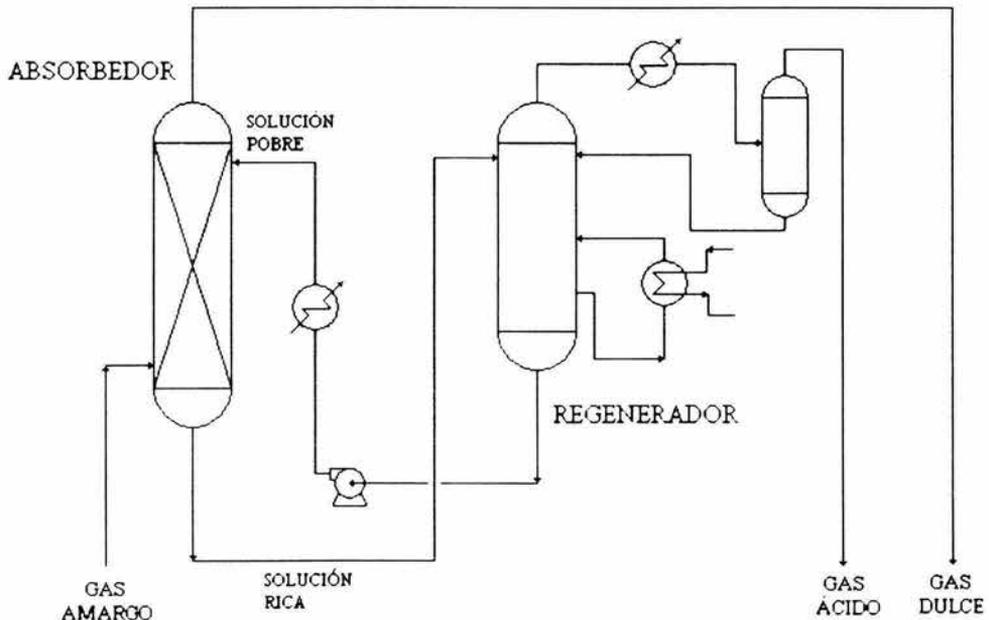


Fig. 2.2 Procesos de absorción con soluciones de sales alcalinas



2.2.3 Procesos de absorción con solvente físico

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

Los Procesos con solventes físicos disuelven los gases ácidos a presiones altas y se regeneran de estos gases mediante una disminución de la presión en una de las etapas siguientes del proceso. Muchos de estos solventes muestran un grado de solubilidad para el H_2S mayor que para el CO_2 y disuelven otros compuestos orgánicos sulfurados variando gradualmente su concentración. Se ha buscado una alternativa que económicamente permita eliminar los gases ácidos.

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

El gas amargo se pone en contacto a contracorriente con el solvente pobre o regenerado en una columna de reabsorción, y sale gas dulce producto por el domo de la misma. El solvente rico se pasa a una sección de regeneración por reducción de presión que generalmente consta de varias etapas (dos o más) de reducción a diferentes presiones, con el objeto de desorber los gases absorbidos. El solvente regenerado en esta etapa puede enviarse directamente al domo de la columna de absorción, aunque en ocasiones es preferible calentar y desorber el solvente semipobre para asegurar que el gas tratado alcance las especificaciones de la línea. También pueden usarse una combinación de ambos sistemas de regeneración alimentando parte del solvente semipobre con producto de la sección de regeneración por reducción a presión, a un punto intermedio del absorbedor, y el resto enviarse al domo del desorbedor, en donde el solvente se regenera mediante desorción física.

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

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

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

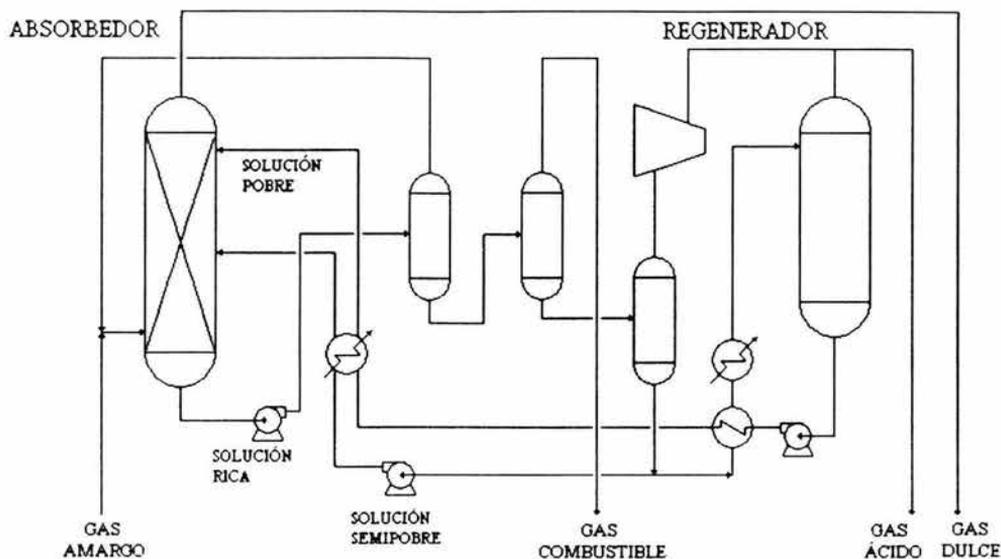


Fig. 2.3 Procesos de absorción con solventes físicos

2.2.4 Procesos de absorción – oxidación con líquidos

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

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

El solvente así regenerado se envía a un tanque de mezclado con el fin de homogenizar la solución pobre que se envía mediante una bomba de recirculación, al domo del absorbedor final.

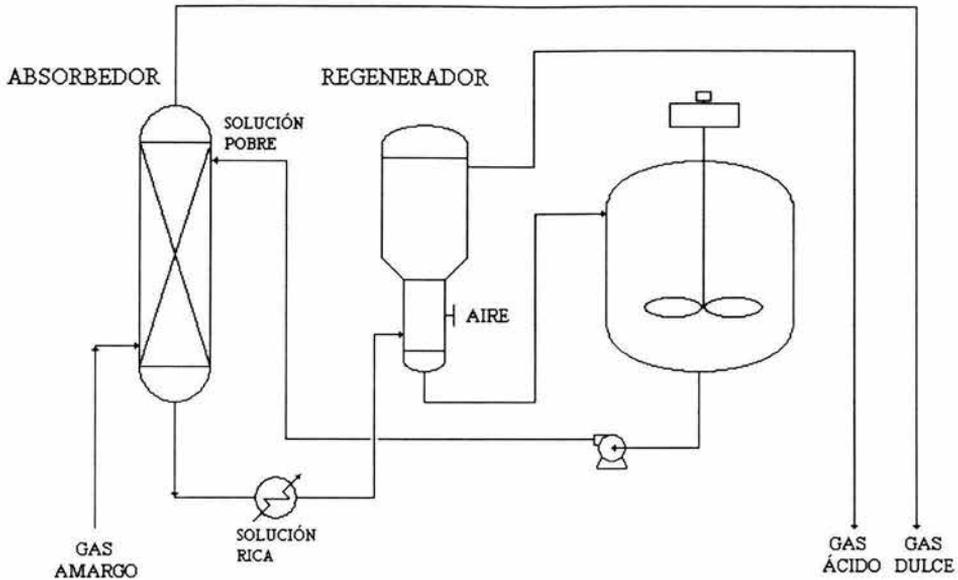


Fig. 2.4 Procesos de absorción – oxidación con líquidos

2.2.5 Procesos con absorción – conversión directa

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

2.2.6 Procesos de absorción con lechos sólidos.

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



2.2.7 Otros Procesos.

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

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

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

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

2.3 Procesos no regenerativos

Estos procesos no son aplicables en la eliminación de grandes cantidades de compuestos ácidos, pero encuentran uso en la separación de cantidades residuales de H_2S remanente después de la eliminación por otros métodos; estos procesos permiten la reducción en concentraciones de H_2S a niveles definitivamente inaccesibles por los sistemas regenerativos, pero sus características elevan mucho el costo de procesamiento.

2.4 Nuevos procesos de endulzamiento de gas amargo

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

A continuación se menciona una alternativa para el tratamiento de gases con altos contenidos de H_2S y CO_2 .

2.4.1 Tecnología de membranas

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



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

Las membranas han logrado competir con los procesos mencionados por sus ventajas inherentes como son baja inversión, facilidad de operación, bajo consumo de energía, manejo de bajas capacidades, bajo peso y ahorro de espacio. Las membranas son barreras delgadas que dejan pasar ciertas sustancias preferentemente. Están fabricadas principalmente de materiales poliméricos, pero también existen de cerámica, vidrio y metálicas. Los polímeros comúnmente usados para la separación de gases por membranas son como hojas planas o como fibras huecas. Las membranas de hojas planas son típicamente empacadas dentro de cartuchos para incrementar su eficiencia.

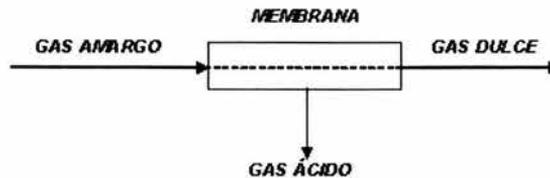


Fig. 2.5 Proceso con membrana

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

Existen básicamente dos tipos de membranas que deben usarse para el proceso de separación de gases. El primer tipo está basado en el uso de una membrana porosa en la cual los gases son separados basándose en su tamaño molecular por medio de pequeños poros en la membrana. Este mecanismo está muy restringido por procesos comerciales de separación de gas debido al bajo factor de separación que puede ser alcanzado. El uso de las membranas no porosas tiene un mayor y más eficiente uso para estos casos. Así la separación se basa en la solubilidad y difusividad a través del material de que está hecha la membrana. Dos leyes gobiernan el transporte de gases para estas membranas y son: la Ley de Fick y la Ley de Henry. Estas dos leyes predicen el comportamiento del flujo de un gas a través de una membrana no porosa de espesor de capa (z) basado en la difusividad (D) y la solubilidad (S) del gas en una membrana particular.

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



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

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

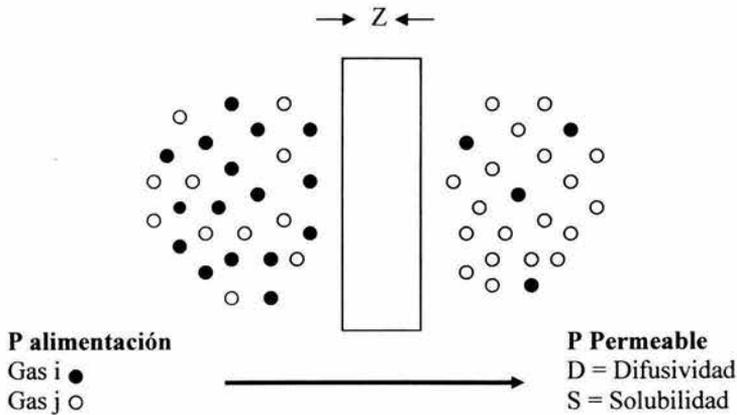


Fig. 2.6 Esquema de solubilidad y difusividad a través de una membrana simple

Ley de Fick:	$J_i = -D_i \left(\frac{dC_i}{dZ} \right)$
Ley de Henry:	$C_i = S_i * P_i$
Permeanza:	$Lg_i = S_i * D_i$
Permeabilidad:	$Lg_i = \frac{Lg_i}{Z}$
Factor de Separación:	$\alpha(i/j) = \frac{Lg_i}{Lg_j}$
Flujo:	$j = Lg * Area * (P_F - P_P)$

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

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



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

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

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

Las membranas pueden operar en un rango que oscila entre 50 a 2000 psig, dependiendo de la utilización que se les de; por ejemplo, para un sistema de separación de gases inertes se requiere de una diferencia de presiones de 50 psig, para el tratamiento de una corriente de gas natural es necesaria una diferencia de presión de 200 a 1200 psig.

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

- < 2% de CO₂
- < 4 ppm de H₂S

Cuando las concentraciones de CO₂ son muy altas, las membranas ofrecen una mayor eficiencia que los procesos de amina y MDEA. Son menos competitivas para aplicaciones donde la presión de alimentación y de producto son bajas (menores de 350 psig). Un beneficio de los sistemas de membrana es que pueden ser fácilmente modificados para una variación en condiciones de operación, tales como incremento en el flujo de alimentación o cambio de composición.

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



2.5 Tecnologías monitoreadas y evaluadas

Procesos de absorción con solvente químico

Alcanolaminas:

MEA
DEA
TEA
DGA
MDEA
SNPA – DEA
Dipa

Soluciones de Sales Alcalinas:

Carbonato de Potasio Caliente
Benfield
Benfield Hi Pure
Giammarco - Vetrocoke
Flexsorb HP

Procesos de absorción con solvente físico

Selexol
Rectisol
Purisol
Ifpexol
Solvente Fluor
Sulfinol
Estasolvan

Procesos de absorción con lecho sólido

Fierro Esponja
Óxido de Fierro
Óxido de Zinc
Tamices Moleculares

Proceso de conversión directa

Strettford
Sulfa – Treat
Lo – Cat

Otras tecnologías

Base formaldehído
Base cáustica
Sosa cáustica
Amisol

CAPÍTULO 3

EVALUACIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS

Para llevar a cabo la aplicación del endulzamiento de gas amargo durante el desarrollo de éste capítulo, se analiza la información de acuerdo a la bibliografía consultada, se hace una descripción de cada una de las tecnologías de endulzamiento de gas más utilizadas a nivel nacional e internacional, con el objeto de seleccionar la tecnología que cumpla con nuestro requerimiento tratando de llevar una metodología que considere los aspectos que a continuación se enuncian.



3.0 EVALUACIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS

En el caso que nos ocupa se considera que el gas disponible para acondicionamiento como combustible, será obtenido de las plataformas de procesamiento marino, el cual contiene componentes ácidos y una cantidad considerable de licuables (propano más pesados).

Para efectuar el acondicionamiento del gas amargo se utilizará el proceso más adecuado de acuerdo a la tecnología y literatura disponible.

3.1 Metodología para la evaluación de tecnologías.

Desde el punto de vista clásico de Gestión de Tecnología, en el proceso de Transferencia de Tecnología se presentan las siguientes etapas:

1. Detección de la necesidad tecnológica a partir de la estrategia tecnológica
2. Definición del proyecto
3. Obtención y análisis de información técnica
4. Contacto inicial con oferentes y visitas
5. Diseño del programa de asimilación
6. Evaluación, negociación y decisión (contrato)
7. Adquisición de acuerdo a programa
8. Adaptación (arranque) y operación
9. Asimilación

De estas nueve etapas, en este trabajo se establece que el proceso de evaluación esta conformado por las etapas 1, 2, 3 y 4, ya que el flujo de información se da principalmente en estas etapas.

El desarrollo de un modelo de evaluación de alternativas tecnológicas puede realizarse mediante la ejecución de cuatro etapas:

- Identificación de los criterios que afectan la selección de la alternativa tecnológica
- Clasificación de todos los criterios identificados
- Formulación de un modelo en términos de clasificación
- Cuantificación de los términos del modelo

Existen varias metodologías que tratan de integrar los diferentes aspectos requeridos en la evaluación de alternativas tecnológicas en proyectos de inversión de plantas de refinación, para nuestro caso en particular serán plantas de endulzamiento de gas amargo. Durante la ejecución y operación de un proyecto de transformación se pueden proponer los siguientes criterios de evaluación:

- Aspectos técnicos del proceso
- Aspectos técnicos complementarios
- Aspectos económicos – financieros



- Aspectos contractuales
- Aspectos plausibles
- Aspectos estratégico – tácticos
- Aspectos normativos

Es importante notar en los diferentes aspectos anteriores que tienen diferente temporalidad, es decir, en algunos sus efectos son inmediatos; mientras que otros son más a largo plazo

De estos aspectos nos enfocaremos al de “aspectos técnicos del proceso” donde se consideran las características de la tecnología desde el punto de vista de proceso a nivel de ingeniería básica, haciéndose una comparación entre las alternativas tecnológicas, como por ejemplo: estableciendo sus ventajas y desventajas. Los aspectos técnicos del proceso tienen repercusiones en el comportamiento económico del proyecto, así como posibles efectos en el medio ambiente.

El “aspecto económico - financiero”, permite tener flexibilidad en la profundidad de los cálculos, en ciertos proyectos no es posible determinar con un grado de confiabilidad adecuado los parámetros de rentabilidad, ni los criterios básicos de evaluación financiera. Desde el punto de vista de los inversionistas privados este aspecto es de vital importancia, ya que define el nivel de recuperación de la inversión y las utilidades esperadas cuando la planta esté en operación.

Nos basaremos en la identificación de criterios restrictivos que pueden ser utilizados como “filtros”, los cuales se detallan en el punto 3.7 de éste Capítulo, que nos ayudaran a discriminar las alternativas tecnológicas que se estén evaluando.

3.2 Tecnologías con solventes químicos

3.2.1 Procesos con soluciones de aminas

La absorción con soluciones acuosas de alcanolaminas es la tecnología comercial más utilizada para la eliminación de H_2S y CO_2 de corrientes gaseosas que lo contenga.

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

La fórmula estructural para algunas alcanolaminas se presenta en la Fig. 3.1, en la cual se muestra la estructura molecular para los cuatro grupos de alcanolaminas utilizados en la eliminación de H_2S y CO_2 ; generalmente la clasificación de estas alcanolaminas se hace basándose en el número



de hidrógenos sustituidos en el grupo amino, por lo que estas pueden ser primarias, secundarias, terciarias o catalogadas como estéricamente limitadas.

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

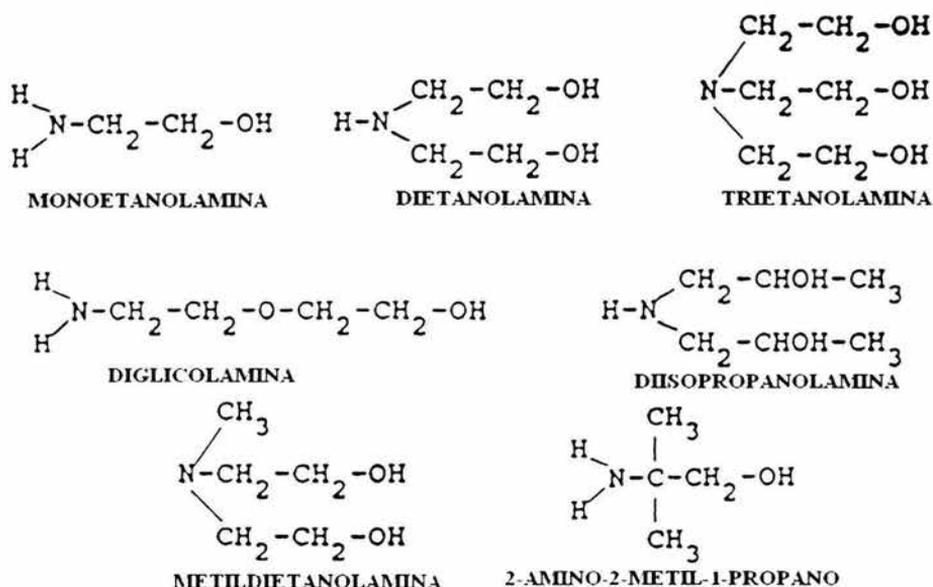


Fig. 3.1 Estructura Molecular de Aminas

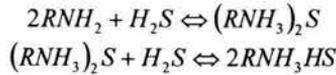
Los procesos de amina se aplican cuando las presiones parciales del gas ácido van de la atmosférica a 84.4 Kg/cm² man. y/o se desean concentraciones pequeñas de gas ácido en el gas dulce (300 ppm de CO₂ y 50 ppm H₂S) también se emplean para el tratamiento de líquidos amargos. El principio de los procesos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



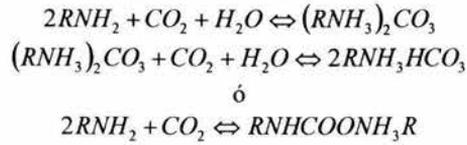
Las reacciones principales que se llevan a cabo en el endulzamiento de gas con soluciones acuosas de MEA, DEA y TEA son:

Monoetanolamina:

- H₂S:

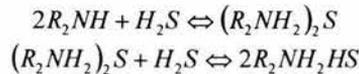


- CO₂:

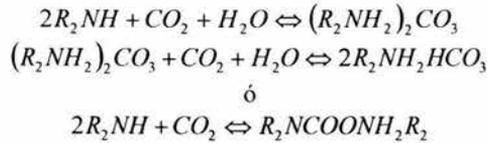


Dietanolamina:

- H₂S:

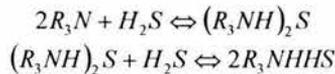


- CO₂:

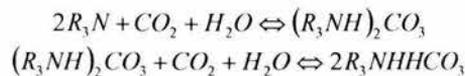


Trietanolamina:

- H₂S:



- CO₂:



Donde: R = C₂H₄OH



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

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

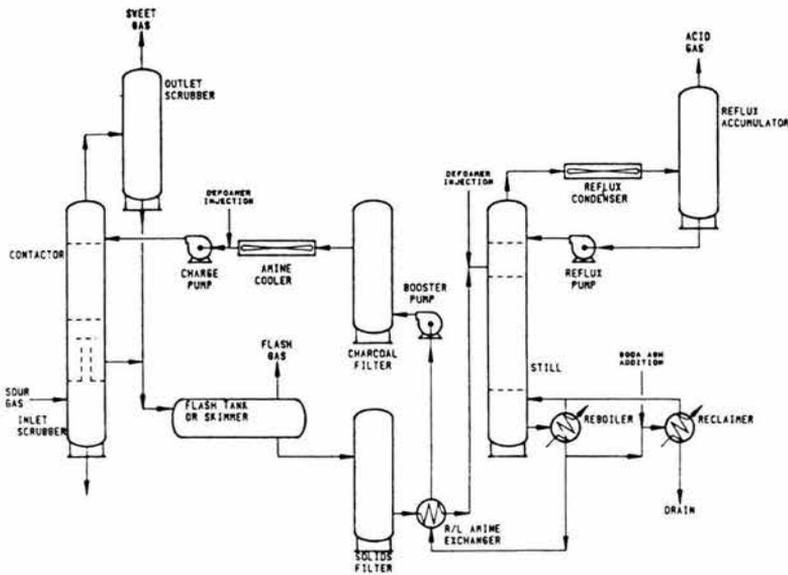


Fig.3.2 Proceso convencional con aminas



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

Tabla 3.1 Propiedades de las aminas

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

- El volumen de circulación de la alcanolamina es un factor muy importante para establecer el tamaño y costo de casi todos los equipos, entre mayor sea el volumen de gas ácido absorbido, mayor el volumen de recirculación de la alcanolamina, mayor el tamaño del equipo, mayores los costos de capital, de operación y de mantenimiento. El uso de una alcanolamina selectiva permite absorber preferentemente uno de los gases ácidos presentes en la corriente principal, de tal manera que para un volumen de gas a tratar, y a las mismas condiciones de operación, la circulación de la alcanolamina selectiva será menor comparada con una no selectiva. Lo anterior se debe a que cierta cantidad de CO₂ se deja pasar junto con la corriente principal, lo cual trae como consecuencia un menor volumen de CO₂ absorbido y por lo tanto, una disminución en la circulación de la alcanolamina.



- Los requerimientos de energía para regenerar la alcanolamina están en función de los moles de gas ácido absorbido y del calor de reacción del H_2S y CO_2 con la alcanolamina. Entre mayor sea el volumen de gas ácido absorbido, mayor es el flujo de disolvente y más energía se necesitará. El calor de reacción para las alcanolaminas selectivas generalmente es menor que el de las no selectivas, por lo que con la disminución en la circulación que se alcanza al usar las alcanolaminas selectivas, se obtiene que, el consumo de energía en el paso de regeneración de la alcanolamina, también disminuya. Estos factores impactan en el tamaño del sistema de regeneración, reduciéndose tanto los costos de capital, como los de operación y mantenimiento.

3.2.1.1 Monoetanolamina (MEA)

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

Sus principales desventajas consisten en que reacciona irreversiblemente con el Sulfuro de Carbonilo y Disulfuro de Carbonilo con los que forma compuestos no regenerativos que ocasionan pérdidas de solución y formación de sólidos que aumentan más su presión de vapor. La presión de vapor de la MEA es mayor que la de las otras aminas, por lo que se tienen mayores pérdidas por vaporización sin embargo, éstas se pueden minimizar por medio de un lavado con agua de la corriente de gas dulce. Se requiere una gran cantidad de energía para elevar la temperatura durante el proceso de recuperación.

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

Se prefiere la MEA para presiones bajas de operación y especificaciones estrictas del gas ácido (menos de 4 ppmv de H_2S y de CO_2 100 ppmv). Su concentración habitual es de 15- 25 % en peso.

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

3.2.1.2 Dietanolamina (DEA)

El proceso de DEA se aplica comúnmente en el endulzamiento de gases de refinería y líquidos amargos. Estas corrientes además de H_2S y CO_2 , cantidades apreciables de sulfuro de carbonilo y sulfuro de carbono, contaminantes con los que la DEA no reacciona. Actualmente este proceso se está aplicando también para el endulzamiento de gas natural. Otra ventaja que tiene sobre la



MEA consiste en que su presión de vapor es menor, con lo que se tienen menores pérdidas por vaporización de la solución. La DEA es muy resistente a las degradaciones que pueden contaminar la amina como los Mercaptanos y el sulfuro de carbonilo. Solo que el mas grande problema o desventaja es que al usar la DEA se requiere una gran cantidad de energía como en el proceso con MEA durante la regeneración.

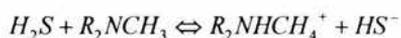
El proceso de DEA no es selectivo y remueve tanto el H₂S como el CO₂. Se prefiere la DEA cuando se opera el absorbedor a presiones mayores de 500 psig (35.2 Kg/cm² man) y es utilizada para corrientes de refinería. Su concentración habitual es de 25 - 35 % en peso. Es la amina mas ampliamente usada en concentraciones del 30 %. Se obtiene un gas dulce con 4 ppmv de H₂S.

3.2.1.3 Trietanolamina (TEA)

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

3.2.1.4 Metildietanolamina (MDEA)

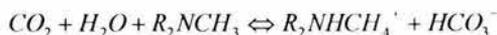
El proceso con MDEA usado para el tratamiento de gas natural, se basa principalmente en la selectividad de esta por el H₂S en preferencia al CO₂ en una situación de desequilibrio químico. Existen numerosas reacciones que se llevan a cabo en este proceso, pero la observación más importante en la perspectiva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



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



La formación del bicarbonato es la reacción que se considera lenta, la cual limita la reacción del CO₂ a valores menores que los del equilibrio en periodos de contacto muy cortos. El bicarbonato entonces emprende una reacción ácido – base con la amina para producir CO₂ y completar la reacción total:





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

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

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

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

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

3.2.1.5 Absorción de CO_2 .

Dadas las diferentes estructuras moleculares y los diversos mecanismos de reacción, las diferentes aminas reaccionan más o menos aprisa para absorber el CO_2 . Las primarias y secundarias reaccionan directa y rápidamente en el CO_2 , y forman el indeseado ión de carbamato. Las aminas terciarias, tales como la MDEA, en cambio, no pueden reaccionar directamente con el CO_2 porque carecen de radical de H_2 libre asociado con el átomo de hidrógeno, ésta característica impide la rápida formación de carbamato, como ocurre con las aminas primarias y secundarias.

3.2.1.6 Degradación y Corrosión.

Una ventaja que presentan los disolventes formulados a base de MDEA es su resistencia a la degradación, ya que no puede reaccionar directamente con el CO_2 para formar carbamato el cual es propulsor de un producto altamente degradante y corrosivo cuando su concentración en la solución pasa del 0.4%. La degradación de la MEA produce también compuestos nocivos.



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

Los disolventes formulados a base de MDEA son bastantes flexibles en lo que toca a condiciones de operación; proporcionan buena estabilidad y permiten controlar estrictamente el proceso. La carga de vapor al rehervidor, así como las tasas de recirculación de disolvente se pueden ajustar fácilmente sin que ocurran cambios abruptos del contenido de CO_2 en el gas tratado, en contraposición con el efecto de los sistemas de MEA y DEA.

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

3.2.1.7 Diglicolamina

Este proceso elimina las impurezas ácidas, H_2S y el CO_2 , con eliminación parcial del COS de la corriente del gas. Se puede obtener un gas tratado con concentraciones menores a los 0.25 gr. / 100 scf de H_2S y menos de 50 ppmv de CO_2 .

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

La solución de Diglicolamina, en muchos aspectos, es similar a la Monoetanolamina, con la excepción de que su baja presión de vapor permite que se emplee en concentraciones altas. La concentración típica de la solución es del 65% de DGA en agua. Lo que favorece a una menor recirculación de la solución y a un consumo menor de vapor comparado con la solución de MEA.

La degradación y la pérdida de la DGA por las impurezas tales como el COS y el CS_2 que propician la formación de productos no regenerables es irreversible, siendo en mayor proporción que si se usara MEA, esto, por las altas temperaturas que se manejan durante el proceso ocasionando además una corrosión excesiva en el acero al carbón.



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

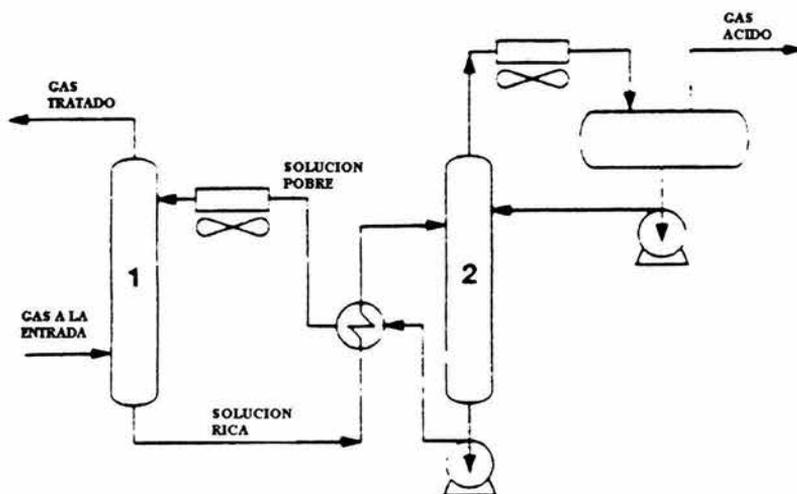


Fig. 3.3. Proceso simplificado con diglicolamina

3.2.1.8 SNPA – DEA

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

Este proceso es similar al proceso convencional de DEA, emplea una solución de DEA con concentraciones que van del 25 al 30% en peso, para tratar corrientes de gas natural a altas presiones (arriba de 35.2 Kg/cm^2 man.) y con una concentración en gas ácido (H_2S y CO_2) mayores del 10%. La relación $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$ que se encuentra en las plantas que utilizan este proceso varía desde 34.0 a 0.65. las diferencias notables son: uso de concentraciones más altas de DEA, optimización de las condiciones de operación logrando mayores cargas de solución rica y acondicionamiento de una corriente extra de solución pobre que mantiene un bajo nivel de sólidos, productos corrosivos e hidrocarburos.

Se emplea para endulzamiento de gases con un contenido mínimo de 10% de gases a eliminar; para que el proceso sea comercial. Opera a presiones de 33 Kg/m^2 man. y mayores. El gas dulce obtenido tiene las especificaciones de línea de 2% ó menos de CO_2 y 0.25 grs de $\text{H}_2\text{S} / 100\text{ ft}^3$. Las unidades comerciales operan desde 40 a 75 Kg/m^2 man., tratando gases que contienen de 11 a 35% de gases ácidos. Las pérdidas de solvente son de 2 lb/MMPCD de gas tratado. El proceso presenta los mismos problemas de corrosión que el convencional de DEA



La selección de la concentración de la amina que se va a emplear es completamente arbitraria y generalmente se escoge sobre la base de corrosión y experiencia en operación, más bien que sobre el mínimo costo inicial. En las plantas con MEA las concentraciones varían entre 15 y 20% en peso, sin embargo en ocasiones llegan a ser tan bajas como al 10% ó tan altas como al 30%. Se recomienda que la concentración de la solución de MEA sea al 15% en peso.

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

3.2.2 Procesos con soluciones de carbonato de potasio

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

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

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

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

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

3.2.2.1 Proceso con carbonato de potasio caliente

El proceso de carbonato de potasio caliente requiere relativamente altas presiones parciales de CO₂, y el absorbedor opera a altas temperaturas.

El proceso de carbonato de potasio caliente ha sido utilizado exitosamente para eliminar el CO₂ de mezclas de gas. Este ha sido utilizado para endulzamiento de gases naturales que contienen CO₂ y H₂S.

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



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

De los gases ácidos y vapor de agua que salen por la parte superior del agotador, el agua es condensada y regresada al agotador, mientras que los gases ácidos se envían a quemador.

La solución regenerada del fondo del agotador se bombea al absorbedor para el reúso con una temperatura de 240 a 250° F.

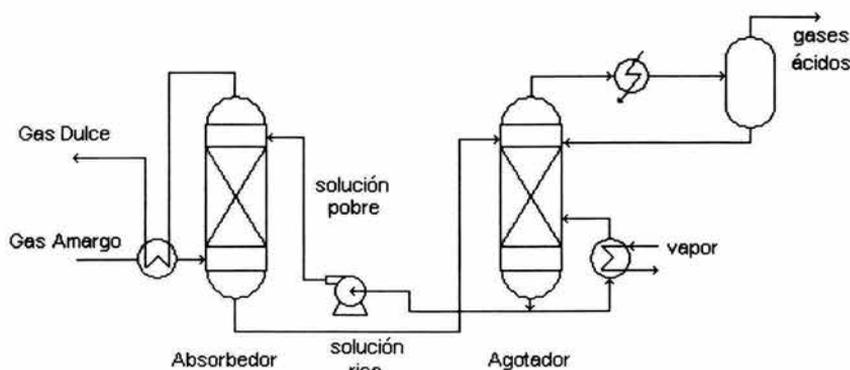


Fig.3.4 Proceso convencional de Carbonato de Potasio.

3.2.2.2 Proceso Benfield.

Este proceso, elimina del gas natural el CO_2 , H_2S , COS y RSH. El gas purificado se envía por gasoductos a condiciones petroquímicas permitidas.

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



3.2.2.3 Proceso Benfiel Hi Pure

El proceso Hi Pure puede ser aplicado para purificar gases donde el H_2S puede ser removido hasta 6 ppm ó menos y CO_2 a bajos niveles de ppm. El proceso Hi Pure usa 2 soluciones independientes pero compatibles que circulan en serie para lograr altas purezas combinadas con alta eficiencia. El proceso primero contacta con una solución normal Benfield de Carbonato de Potasio Caliente y después contacta con una solución separada de diferente composición (solución de amina).

Las dos soluciones se regeneran en serie con la corriente de agotamiento que abandona la sección baja del regenerador, siendo rehusada en la sección superior. El calor de regeneración combinada por las dos soluciones es generalmente menor que para un diseño normal del sistema de carbonato caliente. La remoción de gas ácido ocurre en el fondo del absorbedor empleando soluciones de carbonato activado Benfield. Finalmente la limpieza del gas ocurre en el tope de la sección del absorbedor empleando una solución separada y optimizada para completar la purificación deseada a temperaturas reducidas. La regeneración de la segunda solución ocurre en el fondo del regenerador, donde la solución Benfield activada es regenerada en el tope del regenerador.

Los costos de inversión se incrementan de un 5 a un 10% más que para un proceso Benfield normal, pero este costo es mínimo comparado con el ahorro de servicio de calentamiento que se requiere. El proceso Hi Pure ha sustituido al proceso convencional Benfield norma, se requiere menos calor en la regeneración. Para una pureza final de CO_2 del orden de 50 ppm o menos, el Hi Pure ofrece ventajas en capital y costos de operación. De la misma forma para reducir el contenido de H_2S muy bajos niveles, tanto como de 1 a 20 ppm

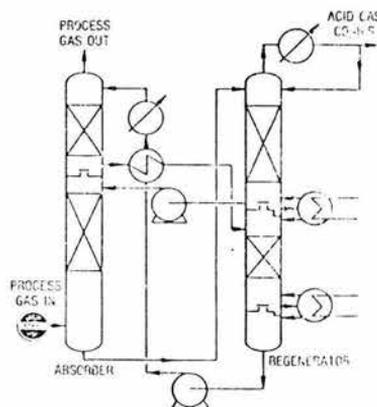


Fig.3.5 Proceso Benfield Hi Pure



3.2.2.4 Soluciones Activadas de Carbonato de Potasio.

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

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

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

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

Tabla 3.2. Comparación de Procesos Activados.

3.2.2.5 Proceso Flexsorb HP

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



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

Este proceso elimina selectivamente al H_2S ó grupos de impurezas ácidas (H_2S , CO_2 , COS , CS_2 y mercaptanos) de diferentes tipos de corrientes, dependiendo del solvente que se use. La tecnología Flexsorb SE, se puede usar en refinerías, complejos de producción de gas natural, plantas de operaciones petroquímicas y en plantas de generación de energía.

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

Los solventes Flexsorb SE o SE Plus son usados en plantas de hidrogenación Claus abastecidas de H_2S , resultando en los gases de cola concentraciones por debajo de las 10 ppmv, para los gasoductos concentraciones menores a 0.25 grs. / 100 scf; resultando gases ácidos en corrientes de subproductos ricos en H_2S .

El solvente híbrido Flexsorb SE se usa para eliminar selectivamente al H_2S , también como las impurezas orgánicas del azufre comúnmente encontradas en el gas natural. Es una solución acuosa de una mezcla con aminas, es una solución acuosa que tiene presenta una mejora en la regeneración por H_2S .

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

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

Las corrientes de gas pueden ser purificadas a menos de 300 ppmv de CO_2 .

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



3.2.2.6 Proceso Giammarco – Vetrocoke

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

Se presentan dos variantes de este proceso:

Selectivamente para el H_2S

El proceso consiste en la eliminación selectiva de H_2S . Éste se basa en la absorción del Ácido Sulfhídrico en soluciones que contienen una mezcla de arsenatos y arsenitos alcalinos (sodio).

El gas amargo se contacta a contracorriente con la solución pobre en un absorbedor, saliendo por el domo ya purificado. La solución rica del fondo de la columna pasa a un tanque de agitación o “digestor”, de donde va al acidificador después de enfriamiento y se contacta con una corriente de CO_2 ; el licor con azufre elemental se separa y se filtra, la solución se alimenta con una corriente de aire, se elimina así el resto de azufre, y se recircula la solución al absorbedor. La columna de oxidación trabaja a presión atmosférica (abierta a la atmósfera en el domo). El azufre elemental obtenido se separa por flotación de espuma, se filtra a vacío y se lava.

El proceso opera con gases de bajas concentraciones de gas ácido, no elimina el Dióxido de Carbono y el gas dulce se obtiene con 4 ppm de H_2S .

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

Selectivamente para el CO_2

El proceso consiste en la eliminación de CO_2 de corrientes gaseosas libres de H_2S . El solvente es una solución de Carbonato de Sodio o de Potasio, el proceso mejora la velocidad de absorción y desorción de CO_2 en soluciones de carbonato. El Carbonato de Potasio es activado con un aditivo (Óxido de Arsenito, Glicina, Ácido Selenioso o Telurioso).

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

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

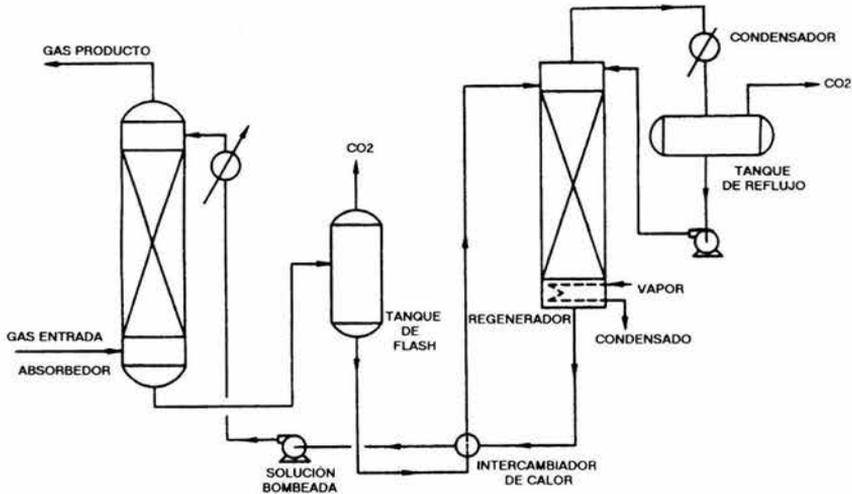


Fig. 3.6 Proceso Giammarco – Vetrocoke con regeneración de vapor

3.3 Tecnologías con solventes físicos

3.3.1 Proceso Selexol

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



Originalmente el proceso fue diseñado para remover CO_2 del gas de síntesis, pero ahora es usado para remover de manera fuerte y selectiva el H_2S del gas natural. El solvente Selexol posee un importante grado de cada una de las siguientes calidades deseables:

- Selectividad por el H_2S sobre el CO_2 .
- Estabilidad química y térmica.
- Presión de vapor baja.
- Alta capacidad de absorción.
- No es corrosivo.
- No es tóxico y es biodegradable.
- Hay gran disponibilidad de este solvente.
- Bajo punto de escurrimiento.

La selectividad es de importancia particular si el CO_2 esta presente en gran cantidad asociado con el H_2S . La coabsorción con el CO_2 que se presenta no es deseable en la purificación del gas. Si el solvente reacciona químicamente con sustancias del gas de alimentación, se descompone o polimeriza bajo calentamiento en la regeneración, por lo tanto la operación de la planta será más difícil y más cara.

El proceso básico es relativamente simple. El gas alimentado se pone en contacto con el solvente Selexol a presiones altas donde el gas ácido se absorbe para obtener el gas natural dentro de las especificaciones requeridas para ser transportado. La solubilidad del gas ácido en el solvente es aproximadamente directamente proporcional a la presión parcial del gas ácido en el gas alimentado. El solvente tiene aproximadamente siete veces mayor la solubilidad para el H_2S que para el CO_2 , permitiendo la absorción preferencial de H_2S .

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

El solvente es regenerado por una serie de expansiones, no se requiere calentamiento, para la regeneración del solvente, minimizando los servicios de la planta. Los gases liberados en la primera expansión, son usualmente y suficientemente ricos en hidrocarburos para justificar la recompresión y recirculación al absorbedor. Este procedimiento minimiza las pérdidas del metano. Las expansiones sucesivas del solvente rico proveerá gas combustible si la cantidad y calidad del gas es adecuada, o puede ser usado para recuperación de potencia en otra parte de la planta. Una serie de expansiones en equilibrio es suficiente para desprender el CO_2 . Una planta tratadora de H_2S requiere de un agotamiento adicional del solvente.

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



temperatura se requiere una planta de refrigeración de amoníaco. El bajo nivel de calentamiento para esta planta hace que el requerimiento de vapor sea de baja presión.

Una variedad de esquemas de flujo del proceso permiten la optimización y la disminución de los servicios. Para los materiales de construcción de los equipos y del sistema de tuberías se puede usar el acero al carbón debido a las características químicas de los inertes dentro del proceso. Existen cerca de 55 plantas a nivel Mundial. Actualmente esta patentado por la UOP LLC.

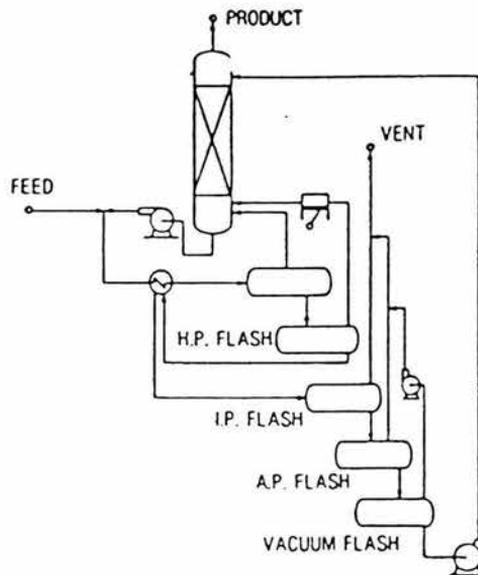


Fig.3.7 Proceso original Selexol

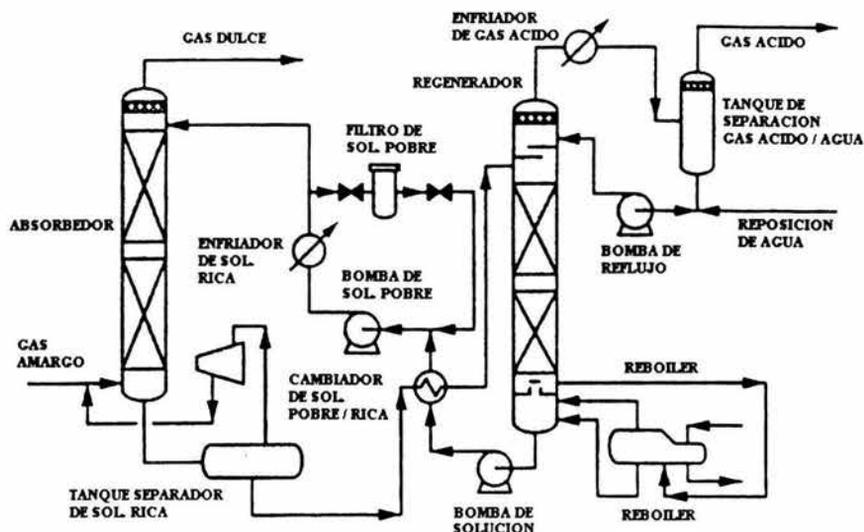


Fig.3.8 Proceso simplificado Selexol

3.3.2 Proceso Ifpexol

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

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

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

- Ifpexol – 1

Una parte de la corriente de alimentación del gas es saturada con metanol mediante burbujeo en una columna de absorción (1). La mezcla de metanol con agua se recircula desde la etapa del proceso que maneja temperaturas criogénicas (2). Se obtiene agua pura en el fondo de la columna



de absorción donde se puede enviar a recuperación (1). El gas que sale por la parte superior de la columna se mezcla con la corriente principal de gas y que contiene suficiente metanol para prevenir el congelamiento durante el proceso criogénico (2).

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

- Ifpexol – 2

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

El solvente saturado con los gases ácidos es regenerado mediante un simple flasheo, y en algunos casos, mediante una regeneración térmica. La coabsorción de hidrocarburos es controlada variando la composición del solvente y la recuperación de los hidrocarburos coabsorbidos se realiza mediante una separación multi flash en una corriente de gas por separado. Los gases ácidos son recuperados deshidratados y a baja presión (alrededor de 10 kg.) por lo tanto este proceso es particularmente útil para la reinyección de los gases ácidos. Desde 1992 se han instalado 15 unidades, esta patentado por el Instituto Frances del Petróleo.

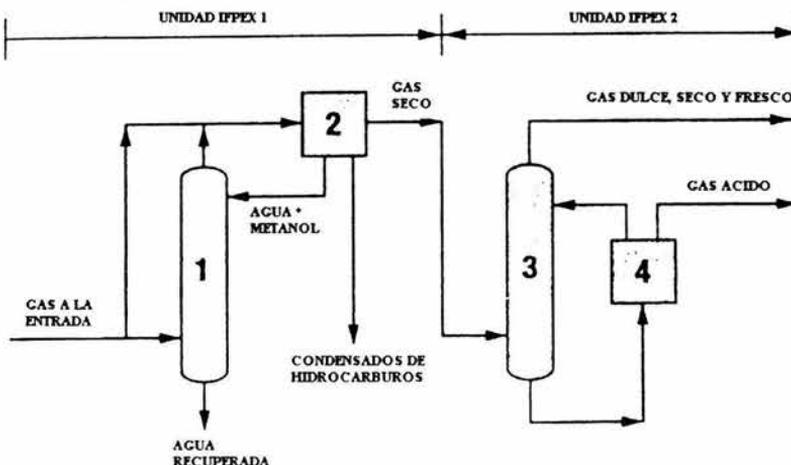


Fig.3.9 Proceso simplificado Ifpexol



3.3.3 Proceso Sulfinol

Este proceso elimina el H₂S, COS, RSH, otros compuestos orgánicos del azufre y todo o la mayor parte del CO₂ del gas natural, gases de síntesis o gases de refinación. El total de los compuestos de azufre en el tratamiento pueden ser reducidos a ultra – bajos niveles de ppm (partes muy pequeñas), como se requiera para la calidad del gas en refinerías, combustibles y gasoductos. Elimina grandes cantidades de CO₂ y H₂S con bajas presiones parciales.

Una mejora en su aplicación es la selectividad para eliminar el H₂S, COS, RSH y otros compuestos orgánicos del azufre para su especificación en gasoductos, mientras que solo una co – absorción de una parte del CO₂.

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

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

La línea de proceso es similar a otros procesos con aminas.

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

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

3.3.4 Proceso Rectisol

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



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

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

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

3.3.5 Proceso Purisol

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

En general, la mayoría de los solventes físicos, tienen un grado de solubilidad mayor para el H₂S que para el CO₂ lo que lo hace un agente potencialmente selectivo para la eliminación del H₂S. El proceso depende de la presión parcial del gas ácido, que debe ser alta para el momento de entrar en contacto con el absorbedor. Y para que se pueda separar en las etapas sucesivas del proceso para llevar a cabo su regeneración.

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

3.3.6 Proceso con Solvente Fluor

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

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

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



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

Descripción del proceso

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

El carbonato de propileno rico en gases ácidos sale del fondo del absorbedor y por medio de una bomba se alimenta al recipiente flash, el gas existente de alta presión contiene hidrocarburos disueltos y algo de CO₂. Por esta razón es normalmente comprimido y recirculado al absorbedor. La solución rica del solvente fluye a través del cambiador de calor, donde es enfriado por refrigeración, posteriormente es bombeado a un tanque flash intermedio. Los vapores de éste tanque son principalmente CO₂ y puede ser venteado a la atmósfera.

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

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

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

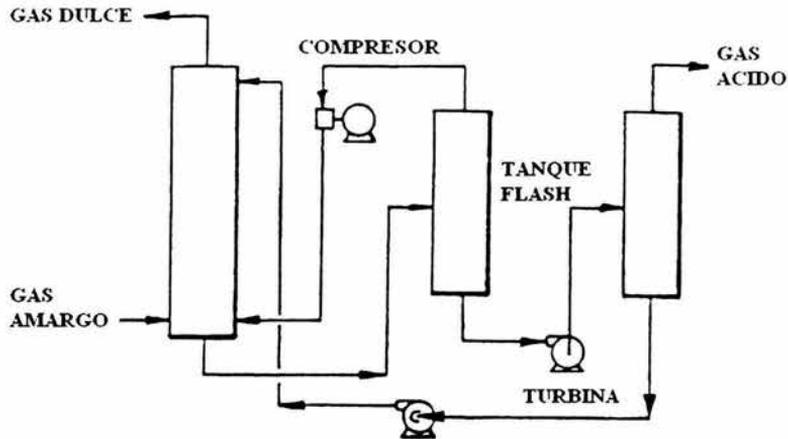


Fig. 3.10 Proceso simplificado con Solvente Fluor

3.3.7 Proceso Estasolvan

Este es un proceso de absorción física que usa Tri - n - butil - fosfato (TBP) como solvente.

Dos características del TBP, la afinidad entre TPB y compuestos de azufre y la selectividad para el H₂S en la presencia de CO₂ son de principal importancia.

El proceso esta basado sobre condiciones específicas las cuales son:

- Gas natural de diferentes pozos unificado para formar la alimentación, la cual tiene considerables variaciones en la composición.
- No se requiere una completa extracción del CO₂.
- Para cumplir con las regulaciones para el abatimiento de la contaminación del aire las plantas de recuperación de azufre deben de poseer una eficiencia del 98%. Consecuentemente, la alimentación de gas ácido a las unidades Claus tienen que tener el más bajo contenido posible de CO₂ e hidrocarburos.

El coeficiente de absorción es mucho mas bajo para metano que para el H₂S. La presión parcial de metano en el fondo del absorbedor es mucho más alta. Por eso la solución rica es falseada en dos etapas. La presión final en la segunda etapa es cerca de 110 psig. por éste método la concentración del metano en el TBP puede ser reducida a 2% del total de los gases disueltos por flasheo del solvente a presión atmosférica y una apreciable porción de regeneración de solvente es obtenida. Los compuestos ácidos son desechados durante la operación de flasheo.

Para la regeneración final, la regeneración en el agotador es con vapor, por calentamiento del solvente a una temperatura por encima de la del vapor la condensación del vapor en la columna de regeneración es evitada. El condensado obtenido desde el enfriamiento es agotado con aire, el



cual es requerido para recuperar azufre con facilidad, entonces el H₂S contenido en el condensado es removido.

Las características del solvente son:

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

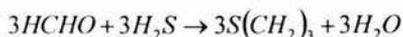
Las propiedades del TBP son:

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

3.4 Otras tecnologías

3.4.1 Proceso con Base Formaldehído

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



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

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

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

Ventajas



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

Desventajas

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

Criterios de diseño

- Los siguientes pasos aplican para el diseño de sistemas que manejan como absorbedor de H₂S, metanol – formaldehído, óxidos metálicos y bases cáusticas
- El gas se debe alimentar al contactor a temperatura arriba de la temperatura de rocío de los hidrocarburos. Se deben analizar los requerimientos de aislamiento o de precalentamiento del gas (5° F arriba de la temperatura de rocío de HC), sobre la línea de gas entre el separador de entrada y el contactor.
- Se requiere de un distribuidor en el contactor para facilitar la distribución del gas. Debe de instalarse un filtro antes del distribuidor de gas para evitar el taponamiento por impurezas tales como arena o incrustaciones. Se recomienda la instalación de un filtro después del contactor.
- La eficiencia para remover H₂S no se afecta por la presión de operación o por la concentración de gas del CO₂.
- Verificar en el gas la posible presencia de parafinas y / o asfaltenos, ya que estos podrían taponar o ensuciar el sistema.
- Se recomienda el relevado de esfuerzos del absorbedor.

Criterios específicos del proceso

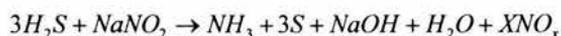
- Este solvente en su forma pura o de deshecho no es corrosivo y el equipo involucrado puede ser de acero al carbón sin recubrimiento.
- El gas amargo debe estar saturado de agua.
- El contactor debe ser llenado con la solución tratada desde la mitad hasta dos terceras partes.



- Se recomienda que durante el reemplazo de la solución desgastada con otra fresca se limpie con una descarga de solución cáustica acuosa (5%), para remover los polímeros. Si el solvente degradado prevalece en el contactor durante los periodos de interrupción extensos, es prácticamente imposible drenar el recipiente.
- La velocidad máxima recomendada para mantener un patrón de flujo burbuja uniforme es: 9ft / min.

3.4.2 Proceso con Base Cáustica

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



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

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

El periodo de cambio de solución es de 60 a 90 días.

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

Ventajas.

En la alimentación el gas puede contener 1220 ppm de H₂S.

Desventajas.

Este proceso no es recomendable:

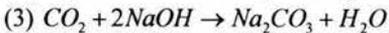
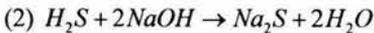
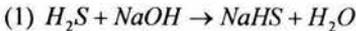
- Cuando se inyecta aire con el gas tratado.
- Cuando el gas contiene menos de 0.1% de CO₂.
- Se producen NO_x en más de 300 ppm, siendo que la concentración máxima de NO_x es de 28 ppm conteniendo no más de 3 ppm de NO₂ de acuerdo a la OSHA (Occupational Safety and Health Administration).



3.4.3 Proceso con Sosa Cáustica

La tecnología de éste método se basa en la factibilidad de la absorción de los gases ácidos en soluciones alcalinas (sosa cáustica). Dentro de una operación normal de lavado de H_2S y CO_2 , ambos pueden ser absorbidos. Sin embargo, la absorción y reacción de H_2S en una solución fuertemente alcalina es instantánea, mientras la absorción de CO_2 es una reacción muy lenta.

Las reacciones involucradas son:



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

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

La reacción (3) es la menos deseada. En la mayoría de las corrientes de gas, el CO_2 esta presente en mayor cantidad que el H_2S . Si la reacción (3) ocurre, el consumo de sosa cáustica puede llegar a ocasionar costos muy altos y causar problemas, debido a la baja solubilidad del carbonato de sodio que se produce.

Equipo de proceso

El contactor es normalmente un mezclador estático de dimensiones apropiadas el cuál esta en línea con la corriente de gas. La sosa cáustica es alimentada antes de la entrada al contactor, de donde se pasa la mezcla directamente a un separador gas – líquido. El tiempo de contacto esta basado en el tiempo de residencia del gas en el contactor. El gas dulce, sale por la parte superior del separador, mientras que el líquido efluente se obtiene por el fondo del separador apropiadamente controlado por medio de un controlador de nivel.

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

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



Parámetros de diseño

Tiempo de contacto. Cuando el tiempo de contacto se mantiene entre 0.01 – 0.03 segundos, el H₂S se absorbe selectivamente a partir de corrientes que contienen CO₂.

Si el tiempo de contacto decrece del mínimo recomendado de 0.01 segundos, la caída de presión en el contactor es muy alta. Cuando el tiempo de contacto en el contactor excede al máximo recomendado de 0.03 segundos, la absorción de CO₂ es pronunciada y se refleja en el consumo drástico de sosa cáustica.

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

Eficiencia de remoción de H₂S

La remoción de H₂S del gas amargo puede ser alcanzada de corrientes muy diferentes en cuando a niveles de concentración de H₂S.

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

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

Parámetros de operación.

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

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

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



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

3.4.4 Proceso Amisol

El proceso Amisol es particularmente adecuado para purificación de gases con contenidos medios a bajos de CO_2 y H_2S . También puede ser aplicado para eliminar el CO a un nivel de 5 ppm o menor. Los gases lavados tienen niveles de H_2S residual de 0.1 ppm o menos.

Descripción del proceso

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

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

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

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

Estas ventajas a menudo pesan más que las desventajas resultantes del uso de un solvente de bajo punto de ebullición. La recuperación de vapores de metanol contenidos en la purificación, se regeneran fuera del gas, esto se logra lavando estos gases con agua. Únicamente un calor pequeño extra es requerido para obtener el metanol desde el agua de lavado. El metanol que proviene desde la destilación a baja presión sirve para indirectamente calentar el regenerador.

3.5 Tecnologías de lecho sólido

3.5.1 Proceso Fierro Esponja

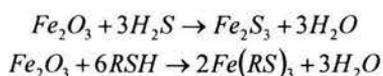
Este proceso es muy similar al proceso de formaldehído la diferencia es la utilización de fierro esponja. Tiene aplicaciones para eliminar el Sulfuro de Hidrógeno (H_2S) y mercaptanos de una corriente de gas natural en condiciones de baja o alta presión.



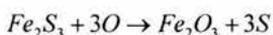
El proceso fierro esponja (óxido de fierro sobre madera o aserrín) usa un simple empaque en la torre (3) que va desde (2) hasta (4) y la corriente del gas atraviesa este empaque, de donde sale el gas dulce tratado.

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

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



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



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

El proceso de fierro esponja es un método muy conocido de endulzamiento de gas para la remoción de H_2S , a partir del gas natural. El gas que contiene H_2S se pasa a través de un lecho empacado de fierro esponja hidratado.

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

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

Ventajas

- Absorción eficiente de H_2S en concentraciones bajas a medias.
- Requiere baja inversión para volúmenes bajos a medios de gas, en comparación con otros procesos.
- Efectivo a cualquier presión de operación,
- Efectúa la remoción de mercaptanos – etílicos que se han adicionado por odorización.



Desventajas

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

Criterios específicos

- La operación de una unidad de hierro esponja debe ser entre los 65 y 115° F para educir parafinas depositadas en los chips y para lograr una remoción óptima del H₂S.
- En el mercado existe una gran variedad en grados de hierro esponja, cuya diferencia consiste en el contenido de óxido de hierro activo por bushel. Los grados son: 6.5, 9, 15 y 20 lb / bushel, siendo los más comunes los de 9 y 15 lb / bushel.
- Apropiadamente empaquetado en un recipiente, un bushel de hierro esponja ocupa un pie cúbico.
- La altura óptima del lecho es de 10 pies.
- La deposición máxima de azufre en el lecho es de 15 granos / min / ft de lecho de sección transversal.
- El lecho tendrá un contenido de humedad del 40% en peso o por lo menos 15%.
- El pH tendrá que conservarse entre 8 y 10 con la adición de soda ash.
- Una unidad de hierro esponja puede operar de 2 maneras: regenerativo y no regenerativo.
- La regeneración del lecho puede ser acompañado con aire, intermitentemente o continuo, con límites para el modo continuo de regeneración. Ya que la vida del lecho después de cada regeneración es el 60% de vida previa del lecho; únicamente 2 regeneraciones son factibles.
- Teóricamente, la capacidad específica de hierro esponja permite 0.56 lb S / lb de óxido de hierro. Para objetivo de diseño se deberá asumir capacidad teórica de 25%.
- Recomendable para contenidos máximos (de 7 a 9 Ton / día de azufre y concentraciones máximas de 1000 granos H₂S / 100 scf) de gas.

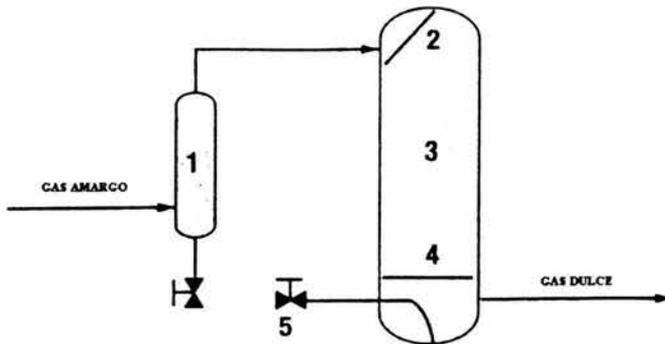
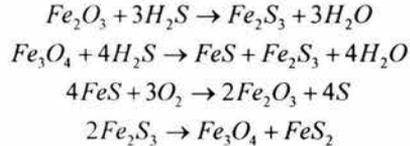


Fig. 3.11 Proceso simplificado con Esponja de Hierro.

3.5.2 Proceso con Óxido de Hierro (Lodo Dulce)

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

Las reacciones principales son las siguientes:



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

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

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

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

Espumamiento: inyección de agente antiespumante con un aditivo especial.

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



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

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

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

Un tanque de mezclado se requiere para preparar el lodo.

Ventajas

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

Desventajas

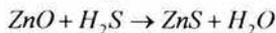
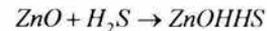
El agente químico debe manejarse, usando máscara, guantes y lentes de seguridad.

Criterios de diseño

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

3.5.3 Proceso con Lodo de Óxido de Zinc

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



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

El gas de alimentación se deberá precalentar de 5 a 10° F, para evitar la desactivación del óxido de zinc por recubrimiento de hidrocarburos condensados.



El sulfuro de zinc de desecho deberá contener menos de 20 ppm de zinc y compuestos de zinc y de ésta manera puede ser aprobado como desecho industrial sin afectar al medio.

Ventajas

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

Desventajas

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

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

3.5.4 Proceso con Mallas Moleculares

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

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



Equipo de proceso

El equipo consiste principalmente de 3 ó 4 torres empacadas con la malla molecular que operan en paralelo, en las que el gas a endulzar fluye hacia abajo. Cada torre opera durante 36 hrs, con 12 MMPCSD de gas de regeneración caliente (400° - 600° F), el cual fluye hacia arriba y requiriéndose otras 4 hrs. De enfriamiento, se requiere además de un separador de líquidos contenidos en el gas amargo antes de que éste entre a la torre empacada.

Una vez que el gas se ha endulzado, una parte de éste es ramificado, pasándolo por un calentador (400° - 600° F), para la regeneración de las torres adsorbedoras.

Parámetros de operación

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

Efecto de la presión: la capacidad de adsorción se incrementa al aumentar la presión parcial de los gases ácidos. Un aumento de la presión total ocasiona un aumento en la capacidad de adsorción entre el H₂S, CO₂ y otras moléculas de hidrocarburos. Por otro lado si se incrementa la concentración de CO₂, se tendrá una disminución de la capacidad de adsorción para el H₂S debido a que las moléculas ocuparán los sitios activos para la adsorción del azufre. En la práctica, las operaciones a altas presiones es la más conveniente para incrementar la capacidad de la unidad.

Efecto del flujo: cuando la velocidad del gas se incrementa, las moléculas del H₂S viajarán más rápidamente, de este modo es necesaria una mayor área de contacto, para poder proporcionar el tiempo de residencia adecuado para la adsorción, lo que obliga a aumentar la zona de transferencia de masa, provocando un aumento del tamaño de la torre. Por otro lado, ni el flujo ni la altura de la torre tiene un efecto significativo en la dinámica de saturación del H₂S.

Efecto de la concentración de CO₂: la presencia del CO₂, tiene un efecto negativo en los procesos de endulzamiento debido a la competencia entre las moléculas de H₂S y CO₂ por los sitios disponibles para la adsorción, retardando la adsorción del H₂S, lo que hace necesario una mayor área de adsorción, haciendo necesaria una mayor altura de la torre.

Efecto de la concentración de H₂O: las moléculas de agua tienen una fuerte afinidad por las mallas moleculares, llegando a desplazar las moléculas de H₂S y CO₂ ya adsorbidas. En las torres, el agua ocupara aproximadamente el 10% de la longitud real de ésta, preferentemente la zona cercana a la succión de alimentación.

Se pueden tratar gases que contengan 6% de CO₂ y de 15 a 20 granos / 100 scf de H₂S o mercaptanos, obteniéndose un producto de hasta 0.2 ppm de azufre total.



Parámetros de diseño

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

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

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

Ventajas

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

3.6 Tecnologías de conversión directa

3.6.1 Proceso Sulfa - Treat

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

Este proceso presenta las siguientes ventajas:

- proceso simple. no requiere de ningún equipo mecánico, sólo de un recipiente empacado con el material.
- servicios auxiliares mínimos.
- Sulfa - treat y los productos de su reacción no son tóxicos y pueden manejarse sin mascarar, guantes ó lentes de seguridad.
- el material no es regenerable, debe cambiarse una vez agotado. el desecho no es tóxico y ha probado ser benéfico en la agricultura.
- no existen limitaciones en cuanto a la presión de operación, pero en cuanto a la temperatura se recomienda no operar por debajo de $40^\circ F$.
- se pueden tratar volúmenes desde 1 a más de 100 MMPCSD de gas, contenido de 10 a 10000 ppm de H_2S .
- la reacción es exotérmica, sin embargo no se llega a requerir aislamiento en el recipiente Absorbedor.



Pero también se presentan las siguientes desventajas:

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

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

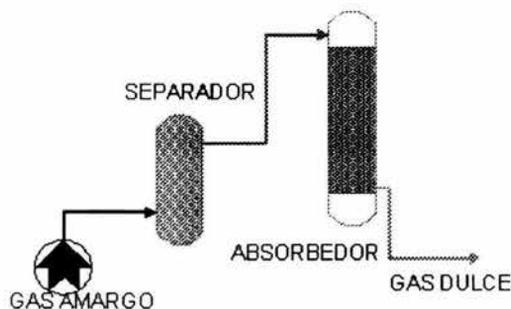


Fig. 3.12 Proceso simplificado Sulfatreat

3.6.2 Proceso Lo-Cat

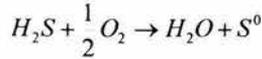
Es un proceso de oxidación del ácido sulfhídrico que lo convierte directamente en azufre con una eficiencia del 99.99%, se puede aplicar para cabezas de gas de yacimiento, gas combustible, gas ácido, gas natural, dióxido de carbono, gas de cola en unidad Claus y gas de síntesis donde se ventila mediante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

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

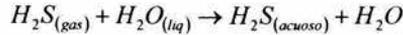


Se presentan las siguientes reacciones durante el proceso:

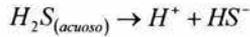
Reacción total:



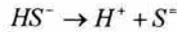
Absorción



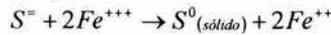
1ª. Ionización:



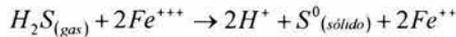
2ª. Ionización:



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

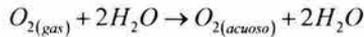


Reacción General:

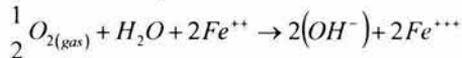


Regeneración

Absorción:



Regeneración de ión metal (reacción total)



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

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

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

En el tercer tipo de sistema de proceso de endulzamiento de una corriente contaminada, la absorción y oxidación del H_2S a azufre elemental, también como la regeneración de la solución catalítica ocurren en un solo recipiente. El aire de la corriente del gas se usa para regenerar el catalizador, eliminando el ventilador de aire de la columna de oxidación.



La concentración de H₂S se puede dar de pocas ppm del 100% que entra en la corriente de alimentación. Se producen muchas toneladas de azufre. No existen restricciones para el tipo de gas que va a ser tratado; sin embargo algunos contaminantes semejantes al SO₂ hacen incrementar los costos de operación.

Este proceso presenta las siguientes ventajas:

- Actividad catalítica extremadamente alta.
- Sol. catalítica completamente no tóxica.
- Gran flexibilidad de aplicación.
- Ahorro de energía. el proceso trabaja a temperatura ambiente (40 a 120° F). no se requiere calentamiento o enfriamiento de la solución.
- Pueden manejar diferentes presiones y composiciones en el gas. se puede tratar corrientes de gas a alta presión.
- Diseño de auto - circulación. minimiza equipos.
- Las aplicaciones comerciales son variadas, se pueden procesar corrientes de gas a presión atmosférica o a presiones cercanas de 1000 psig para gas natural. la concentración de ácido sulfhídrico puede ser tan alta como el 100% y manejo de gas de unos cuantos MMPCSD a miles de MMPCSD.
- El reactivo utilizado en este proceso, no es afectado por contaminantes tales como: amoníaco, dióxido de carbono, cianuro y una variedad de hidrocarburos.
- Puede ser selectivo al ácido sulfhídrico. remover el H₂S sin eliminar el CO₂.

Pero también se presentan las siguientes desventajas:

- El proceso requiere de varios equipos mecánicos en operación normal, lo que implica problemas de mantenimiento y disponibilidad de partes de repuesto.

El proceso requiere de diferentes servicios auxiliares como energía eléctrica y un medio de enfriamiento para la solución que va a regeneración. En operación hay 119 unidades, patentado por la Compañía U. S. Filter / Lo - Cat.

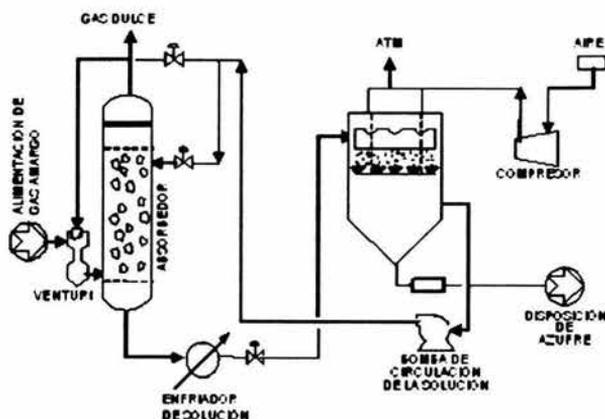


Fig. 3.13 Proceso Simplificado Lo – Cat.

3.6.3 Proceso Stretford

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

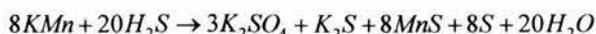
El gas amargo se alimenta a contracorriente con la solución Stretford en un absorbedor. El H_2S se disuelve en la solución alcalina y reacciona con el vanadato, oxidándose a azufre elemental y se separa en un tanque, se bombea a un oxidador y se contacta con una corriente de aire para su regeneración. El azufre que se forma se divide finamente y flota; se forma una nata de donde se recupera el solvente y se recircula al absorbedor y el azufre se envía a procesamiento.

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

Las reacciones del proceso son independientes de la presión. El gas dulce obtenido tiene 1 ppm de H_2S . Las pérdidas disolvente son bajas (0.5 lb/MMPCD).

3.6.4 Proceso Carusorb 200

El Carusorb 200 es un medio filtrante de aire, compuesto de permanganato de potasio y alúmina activada específicamente diseñada para control de H_2S , mercaptanos, dióxido de azufre y otros contaminantes corrosivos gaseosos. La reacción involucrada es la siguiente:





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

Contenido químico:

Alrededor de 4% en peso de permanganato de potasio.
Humedad de 12 a 16% en peso.

Tamaño de la partícula:

Tamaño de esfera de 1 / 4 in.
Están disponibles otros tamaños bajo solicitud.

Densidad:

45 a 50 lb / ft³

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

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

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

Ventajas

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

Requerimientos para remoción de H₂S:

Eficiencia de remoción: alta (99%)
Capacidad de absorción: 14.5 lb de H₂S / 100 lb Carusorb 200



Desventajas

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

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

3.7 Comparación de los Procesos de Endulzamiento

A continuación se hace una comparación cualitativa entre las tecnologías monitoreadas basadas en la información obtenida para seleccionar la tecnología más adecuada. Considerando los siguientes aspectos y características de la Tabla 3.3, se consideran las calificaciones de 0, 1, 3 y 5 que se describen en la Tabla 3. 4, y las que mayor puntaje tengan serán las seleccionadas. Entre mayor sea la calificación, quiere decir, que es cuando no hay mayor problema en cuanto a su estudio, no existe algún inconveniente al implementarla, hay suficiente información sobre dicha tecnología y cumple con los requerimientos.

Factor	Sub. aspecto	Línea base
A. Concordancia del diseño con las bases de diseño	Capacidad y factor de servicio Especificaciones de materias primas Especificaciones de productos Condiciones en límite de batería	30 MMPCSD los 365 días del año Concentraciones bajas de GA 4 ppmv H ₂ S Ver bases de diseño
B. Características relevantes del proceso	Equipo Condiciones de operación Características especiales de los productos	Se dispone de un área máxima 1010 psia y 100° F
C. Flexibilidad del proceso	Materia prima Capacidad de operación Numero de equipos de relevo Automatización	Siempre disponible 30 MMPCSD como mínimo I Semi - automático
D. Consumo de materias primas	Absorbedor	Regeneración del solvente
E. Consumo de servicios auxiliares	Vapor Electricidad Agua de enfriamiento	disponibles
F. Mano de obra requerida	Operación mantenimiento	El sistema es semi - automático, requiere supervisión
G. Tratamiento de efluentes	Normas Sistemas de tratamiento	Se manda a tierra el GA para recuperación de azufre
H. Impacto ecológico de la tecnología	Agua Aire	No debe contaminar el ambiente
I. Riesgos implícitos en la tecnología	Seguridad	De acuerdo a la Normatividad

Tabla 3.3 Aspectos para seleccionar las de tecnologías a evaluar.



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

Tabla 3.4 Escala de calificación de atributos

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

Se uso la máxima calificación en la mejor alternativa tecnológica

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

Factor	Mínima calificación	Máxima calificación
A.	Cuando no sea un proceso continuo, cuando maneje concentraciones mínimas de GA, no este dentro de las especificaciones	Se puedan obtener 30 MMPCSD los 365 días del año Maneje concentraciones bajas de GA Se obtenga un gas con 4 ppmv H ₂ S
B.	Se requieran demasiados equipos, no este dentro de las condiciones de operación adecuadas	Sean los adecuados para el área disponible, se pueda operar el sistema a 1010 psia y 100° F
C.	Cuando no se pueda tener una capacidad de 30 MMPCSD para producir gas dulce	Siempre se disponga del gas natural Haya una flexibilidad de obtener 30 MMPCSD como mínimo y que el sistema sea semi - automático
D.	Proceso no regenerativo	Proceso regenerativo
E.	Requiera demasiados servicios auxiliares	Solo los elementales o que se aprovechen de otros procesos
F.	Demasiada supervisión	El sistema es semi – automático, requiere poca supervisión
G.	Almacenamiento de sustancias no regenerativas	Se pueda dar tratamiento a las sustancias
H.	Cuando se necesite demasiado cuidado al manipular las sustancias, no se pueda dar tratamiento y genere desechos	Sea limpio, y no genere desechos
I.	Cuando se requieran medidas de precaución	La seguridad sea la indispensable

Tabla 3.5 Criterios para definir la calificación en cada aspecto



Factor	Selexol	Ifpexol	Sulfinol	Rectisol	Purisol	Solvente Fluor	Etasolvan	Formaldehído	Base caustica	Sosa caustica	Fierro esponja	Lodo dulce	Oxido zinc	Malla molecular
A.	3	5	5	5	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
B.	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
C.	5	5	3	3	3	3	3	5	3	3	5	3	3	1
D.	5	5	5	5	5	5	3	0	0	0	0	0	0	3
E.	3	3	3	3	3	3	3	1	3	3	5	3	1	3
F.	5	5	5	5	5	5	5	3	3	3	3	3	3	3
G.	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
H.	5	5	5	5	5	5	5	3	1	1	1	3	1	3
I.	5	5	5	5	5	5	5	5	1	1	1	3	1	5
Calificación	4.3	4.5	4.3	4.3	4.1	4.1	3.8	3.2	3	3	3.4	3	2.7	3.2
Decisión Si/No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No	No

Tabla 3.6 Comparación de los procesos de endulzamiento

Factor	Sulfia Treat	Lo Cat	Streniford	Amisol	Canusorb	Aminas	Carbonato de potasio
A.	5	5	3	3	3	5	5
B.	3	3	3	3	3	5	5
C.	5	5	3	5	3	5	3
D.	0	3	3	3	0	5	5
E.	3	3	3	3	3	5	5
F.	3	3	3	3	3	5	5
G.	3	3	3	3	3	3	3
H.	3	3	3	3	3	5	5
I.	5	5	5	5	3	5	5
Calificación	3.6	3.6	3.2	3.4	3	4.7	4.7
Decisión Si/No	No	No	No	No	No	Si	Si

Tabla 3.6 Comparación de los procesos de endulzamiento (continuación)



3.7.1 Interpretación de resultados

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

En la mayoría de los procesos que aplican una solución con agente físico como el proceso Rectisol que utiliza metanol requiere temperaturas bajas en el absorbedor que van desde los -70° hasta los 0° F por lo cual se limita su aplicación en nuestras instalaciones marinas, el proceso Ifpexol es otro ejemplo, en Canada y en el Norte de Europa ha dado excelentes resultados obteniéndose un gas dulce que puede contener 3 ppmv de H_2S , con una optimización adecuada, además de que simultáneamente se obtiene la deshidratación y de que maneja un sistema de proceso similar al de las aminas con regeneración pero el inconveniente es que el sistema en el absorbedor opera de 40° a 70° F como máximo. Es importante recalcar que este tipo de procesos cumple con las especificaciones para obtener el gas dulce para uso como combustible, pero a las condiciones a las que opera el sistema dificultaría su implementación más cuando se llegara a requerir un sistema de refrigeración cuando el proceso así lo amerite.

Por lo que respecta a los procesos que aplican soluciones con solvente químico, son los que mejor se adaptan a nuestra necesidad y son los que se seleccionarán para seguir con el estudio técnico y poder hacer la selección de la alternativa más adecuada.

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

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

CAPÍTULO 4

SELECCIÓN DEL TRATAMIENTO MÁS ADECUADO

Para cumplir el objetivo de la selección de la tecnología mas adecuada, se hace una serie de cálculos y simulaciones de proceso, se realizaron los balances de materia y energía correspondientes a cada una de las alternativas para posteriormente hacer una comparación entre cada una de ellas considerando parámetros que nos ayudarán a hacer una selección mas adecuada y poder hacer una recomendación final.



4.0 SELECCIÓN DEL TRATAMIENTO MÁS ADECUADO

En el Capítulo anterior se realizó una descripción de las tecnologías de endulzamiento que en la actualidad se emplean o que siguen siendo vigentes y que dan como resultado las especificaciones de un gas dulce o con bajos contenidos de gases ácidos (H_2S y CO_2) de acuerdo a las especificaciones de normatividad que apliquen en cada región y se seleccionó las posibles alternativas. Para nuestro caso en particular, se tomará como Base de Estudio la composición del Gas Marino de los Complejos de Compresión de Gas, localizados en la Región Marina Noreste y Región Marina Suroeste de la Sonda de Campeche de PEP

Composición	% mol	% mol	% mol
Nitrógeno	3.96	1.927	0.44
Bióxido de Carbono	3.05	4.647	4.91
Ácido Sulhídrico	2.39	2.557	2.33
Metano	65.04	56.402	54.77
Etano	14.80	14.516	17.29
Propano	6.91	9.300	11.94
i-Butano	0.72	1.113	1.69
n-Butano	1.97	3.198	4.44
i-Pentano	0.40	0.637	0.84
n-Pentano	0.52	0.601	0.93
n-Hexano (+)	0.24	1.409	0.40

Tabla 4.1 Composición de Cantarell, Pol y Abkatun

Como se puede observar en la Tablas 4.1, la suma de los gases ácidos está por encima de 5% mol y se requiere que el gas dulce tenga 4 ppmv de H_2S .



4.1 Factores para determinar el Proceso de Endulzamiento de Gas más Adecuado.

La aplicación de cada uno de los procesos anteriores está sujeta a las características de la corriente que se va a tratar.

En función del contenido de H_2S en la alimentación podemos determinar el proceso de endulzamiento que se requiere.

1. Si el contenido es Alto, se recomienda usar un proceso a base de solventes físicos.
2. Si el contenido es Bajo, se recomienda usar un proceso a base de solventes químicos (Aminas)
3. Si el contenido es muy bajo, se recomienda usar un proceso no regenerativo

Los solventes químicos en este tipo de procesos son soluciones acuosas que reaccionan con los gases ácidos, en una torre, después son regenerados con calor para ser reutilizados. Ejemplo de estos son las Aminas y el carbonato de potasio. La solución usada puede tener una gran capacidad de absorción de los gases ácidos, otra característica es que la reacción es reversible a altas temperaturas para la regeneración de la solución.

Los solventes físicos proporcionan mayores ventajas económicas que las anteriores en el tratamiento de corriente de alto contenido de gases ácidos a alta presión. Los procesos con lecho sólido absorben los gases ácidos en el medio absorbente. (mallas moleculares o fierro esponja por ejemplo) el cual puede ser regenerado por el paso de aire o gas dulce.

La unidad de remoción de gases ácidos puede ser selectiva o no selectiva. El H_2S y el CO_2 se separan en una corriente, mientras que en una unidad selectiva se producen dos corrientes de gases ácidos, una de las cuales contienen esencialmente todo el H_2S , y la otra contiene CO_2 . Así, la unidad de remoción selectiva reduce el volumen de gas a tratarse en la unidad recuperadora pero aumentando el de la unidad de remoción de gases ácidos.

Finalmente, se puede decir que en el caso de las plataformas marinas, a diferencia de las instalaciones en tierra, deben incluirse criterios de dimensión, peso, confiabilidad del proceso, disponibilidad de reactivos y partes de repuesto principalmente.

Una vez seleccionadas las alternativas se considerarán los siguientes parámetros que serán los que proporcionarán los datos necesarios para efectuar la Evaluación Económica haciéndose una comparación técnica del diseño de los procesos entre cada una de las alternativas.



No. De unidades considerando solamente las columnas de absorción y de regeneración

- Diámetro, mm
- Longitud, mm
- Tipo de internos, platos

Cambiadores de Calor y Enfriadores de Calor

- Carga térmica, MMBTU/h

Bombas

- Potencia, Hp

Pérdidas del solvente, Lb/h

Especificaciones del gas alcanzadas a la salida del tratamiento

- Balance de Materia y Energía

Al hacer este análisis se pretende hacer una comparación y demostración gráfica de cada una de los parámetros para determinar el proceso más adecuado técnicamente y que se le pueda hacer el estudio económico.

4.2 Comparación Técnica

Originalmente, el sistema actual opera a 140° F a una presión de 1010 psia., con una capacidad de 10 MMPCSD y una solución de DEA al 35%, para poder hacer una comparación y hacer una recomendación final se toma como referencia un sistema a las mismas condiciones de operación considerando el flujo a 30 MMPCSD (para el caso en particular con aminas ver resultados de las simulaciones).

Se ha decidido fijar 30 MMPCSD de capacidad para cada planta contemplando un plan estratégico de crecimiento de infraestructura y de producción y que además satisfaga la necesidad de contar con el gas combustible necesario dentro de la plataforma.

Se hace un estudio preliminar del proceso con soluciones alcalinas en donde se analiza su posibilidad como alternativa, se diseña el proceso considerando solo las unidades que se requieren para la etapa de absorción.

Se analiza la otra alternativa con solución absorbente química considerando como bases las soluciones con MEA, DEA, MDEA y una mezcla de estas, se ve la posibilidad de optimización de estas alternativas mediante varios escenarios haciendo variaciones en las condiciones de operación. Los balances de materia y energía se realizarán para el caso de las aminas con el simulador de proceso T - Sweet versión 98.3, de la Compañía Bryan Research & Engineering, Bryan, TX, que además de proporcionar los balances, reporta los datos técnicos de las columnas de absorción y regeneración, bombas, recipientes e intercambiadores de calor. Se realizará una comparación entre las alternativas y se decidirá a cual de todas hacerle el Estudio Económico.



4.2.1 Proceso con Solución Alcalina (K_2CO_3)

Para la carga de gases ácidos en la corriente de gas amargo y los porcentajes de remoción de H_2S y CO_2 definidos en las Bases de Estudio, se puede calcular el número de etapas de absorción que se requieren para cumplir con la especificación de H_2S en el gas dulce (4 ppmv) con el empleo de una solución absorbidora de Carbonato de Potasio al 30% en peso, además de conocer también los contenidos de H_2S y CO_2 en el gas dulce que sale de cada etapa. Los resultados de estos cálculos aparecen en la tabla 4.2.

	Gas amargo (carga)	Gas dulce 1ª. Etapa	Gas dulce 2ª. Etapa	Gas dulce 3ª. Etapa
ppm CO_2	30500.0	1830.0	109.8	6.6
ppm H_2S	23900.0	848.5	30.1	1.1

Tabla 4.2 Número de etapas.

Como se ve en la tabla anterior, se requiere de 3 etapas de absorción con Carbonato de Potasio para lograr una concentración del H_2S menor a la especificación de 4 ppmv. Por lo tanto, el esquema de absorción para remover H_2S y CO_2 con una solución de Carbonato de Potasio requiere tres Torres de Absorción como se muestra en la figura 4.1

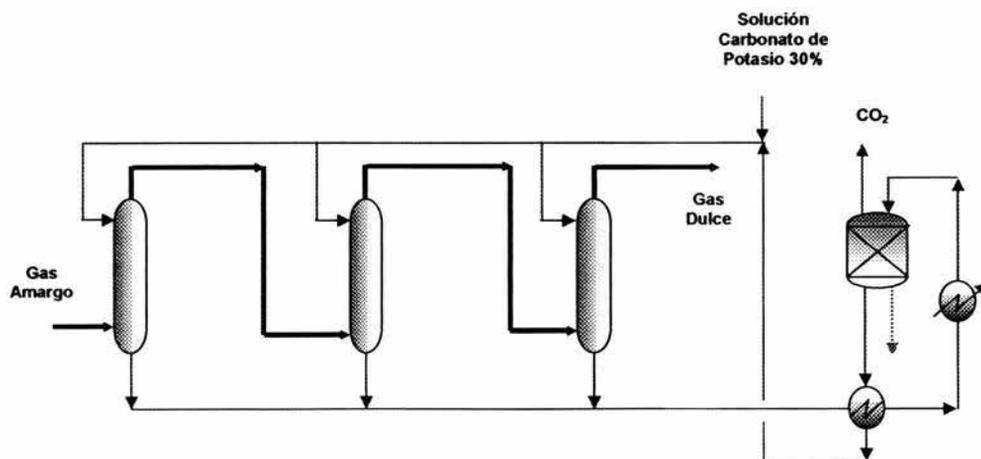


Fig. 4.1 Etapas de absorción

Por otro lado, con el pick-up considerado para este sistema de 3 scf_{gas amargo}/gal_{solución} y con la composición de la solución de Carbonato de Potasio proveniente del reactor de biomasa (que posee 0% H_2S y 0% CO_2), se puede calcular por balance la composición de la solución de



Carbonato de Potasio rica en gases ácidos que se obtiene de cada etapa; los resultados se muestran en la tabla siguiente:

Etapa	1ª. Etapa	2ª. Etapa	3ª. Etapa
% mol CO ₂ solución rica	0.97	1.18	1.36
% mol H ₂ S solución rica	0.78	0.56	0.38
% mol K ₂ CO ₃ solución rica	5.19	5.19	5.19
% mol H ₂ O solución rica	93.06	93.06	93.06

Tabla 4.3 Composiciones por etapa.

Posteriormente, por balance y en base al volumen de gases ácidos que se absorbe por la solución, se puede determinar cuantos galones por minuto de solución de Carbonato de Potasio al 30% peso se requieren para llevar a cabo dicha remoción. El volumen de solución requerido para cada etapa se muestra en la siguiente tabla 4.4

Etapa	1	2	3
GPM de solución	373.35	17.33	0.90

Tabla 4.4 Volumen de solución para cada etapa.

Una vez conocidas las composiciones del gas dulce, gas amargo, solución pobre y solución rica de cada Torre, es posible calcular el número de platos teóricos que se requieren en cada etapa o Torre para obtener las composiciones antes citadas a través del método de McCabe-Thiele. Para ello, se requiere también del empleo de datos de equilibrio a la temperatura de operación de cada Torre (70 °C para las tres), los cuales se obtuvieron de la siguiente gráfica.

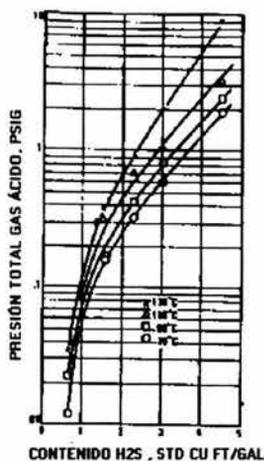


Fig. 4.2 Presión de vapor de equilibrio de H_2S y CO_2 sobre una solución al 30% peso de Carbonato de Potasio.

De esta manera se obtienen tres gráficas que contienen los datos de equilibrio de cada torre (fracción mol $Y_{gas\ amargo}$ & fracción mol X_{H_2S}) y sus respectivas curvas de operación. Dichas curvas se muestran a continuación.

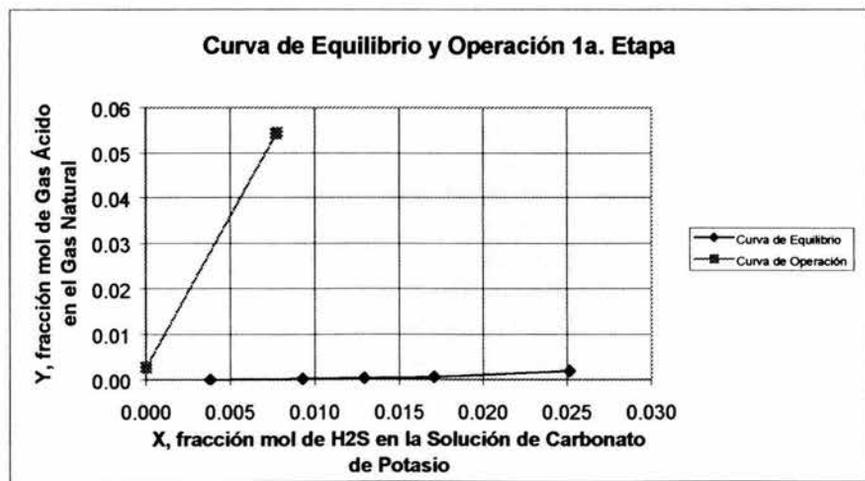


Fig.4.3 Curva de equilibrio y operación 1era. etapa.

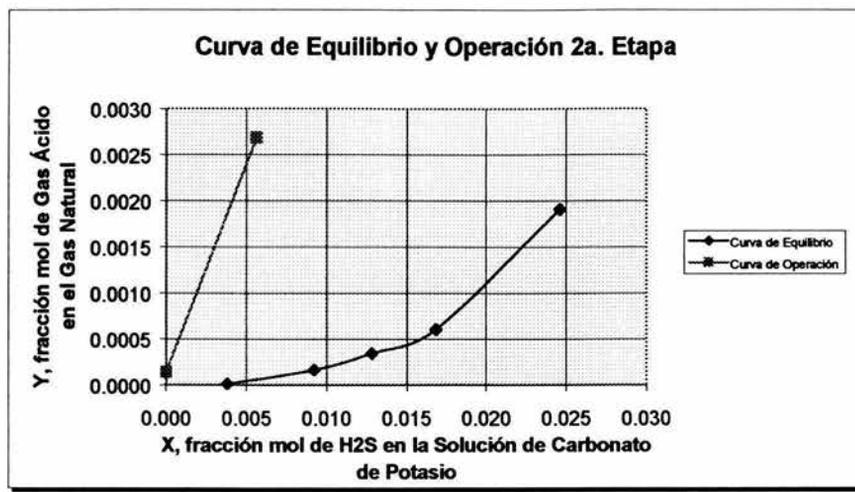


Fig.4.4 Curva de equilibrio y operación 2ª. etapa

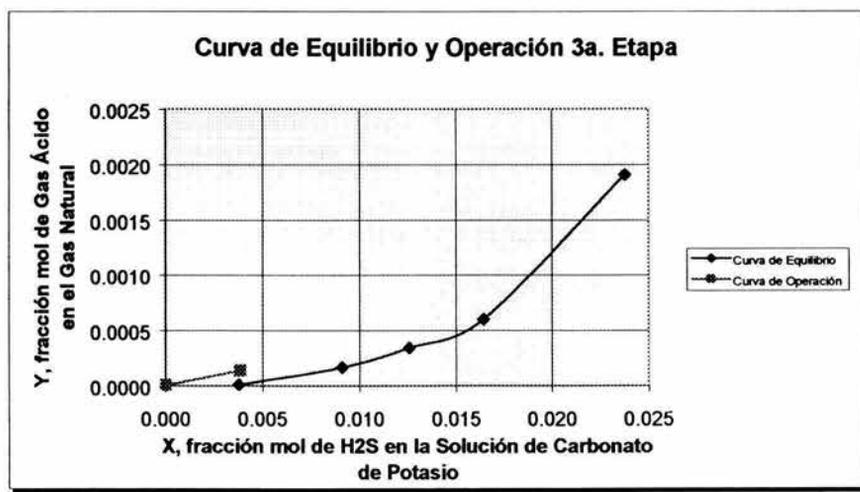


Fig.4.5 Curva de equilibrio y operación 3ª. etapa



Una vez determinado el número de platos teóricos de cada Torre por el método de McCabe-Thiele, se calcula el número de platos reales de cada Torre, considerando que la eficiencia de cada plato de absorción (como lo señala la Literatura) es del 5%. Los resultados se muestran en la tabla siguiente:

Etapa	1	2	3
# de platos reales	20	20	34

Tabla 4.5 Platos Reales.

Si se considera que entre cada plato existe una distancia de 18 in (457.2 mm), se obtiene la altura de cada torre, las cuales se muestran en la tabla siguiente:

Etapa	1	2	3
Altura (mm)	8687	8687	15088

Tabla 4.6 Altura de las Torres.

El diámetro de cada Torre, se puede determinar empleando una velocidad recomendada del gas de 0.12 ft/s (0.132 km/h) y considerando que cada plato real tiene un área efectiva del 85%. Los diámetros de cada etapa que aparecen en la siguiente tabla:

Etapa	1	2	3
Diámetro (mm)	2591	2591	2591

Tabla 4.7 Diámetros por Etapa.

Finalmente debido a que se le libera energía durante la absorción de los gases ácidos (aproximadamente 32 BTU/scf gases ácidos), se calculan los incrementos de temperatura del gas y de la solución para así saber la temperatura final de las corrientes. Se considero que aproximadamente el gas dulce sale de cada etapa a una temperatura entre 70°C – 70.1°C y que la solución de Carbonato de Potasio entra a cada etapa con una temperatura de 73 °C. Efectuando el balance térmico y considerando que parte de la energía liberada en la absorción se transfiere a los gases y otra parte a la solución, se obtienen los siguientes incrementos de temperatura por etapa:

Etapa	1	2	3
ΔT fase gaseosa (°C)	18	0.8	0.1
ΔT fase líquida (°C)	2.9	3	2.5

Tabla 4.8 ΔT por Etapa.



4.2.2 Proceso con Aminas

En las siguientes figuras se puede apreciar el comportamiento que presenta la MDEA a condiciones de operación diferentes, para el primer caso la concentración de la solución es al 50% peso, a una $P = 1010$ psia y con un Flujo de 140 GPM, en el segundo caso la concentración es al 50% peso, a una $T = 100^\circ$ F y con un flujo de 140 GPM.

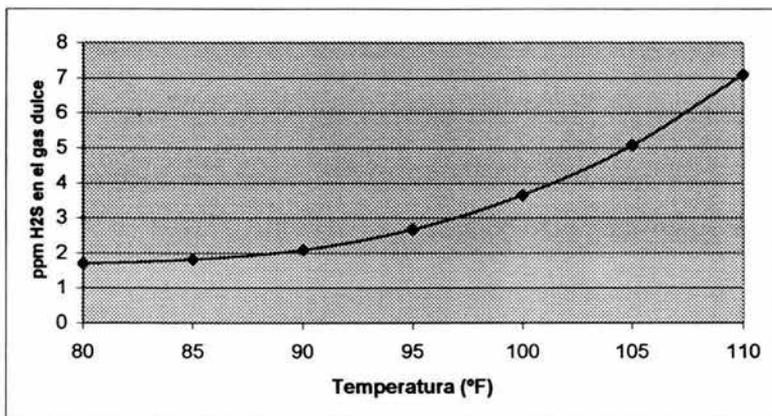


Fig. 4.6. Variación de la Concentración de H₂S en el Gas dulce con respecto a la Temperatura

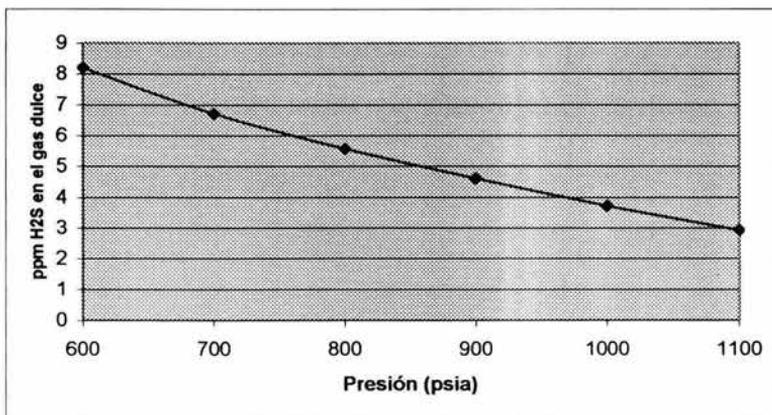


Fig. 4.7 Variación de la Concentración de H₂S en el Gas dulce con respecto a la Presión



En la siguiente figura se puede apreciar el comportamiento que presenta la DEA variando la Temperatura, la concentración de la solución es al 35% peso, a una $P = 1010$ psia. y con un Flujo de 200 GPM

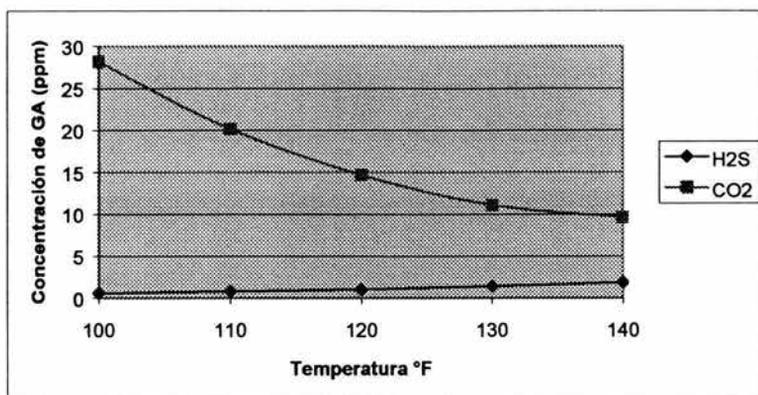


Fig. 4.8 Variación de la Concentración de los GA en el Gas dulce con respecto a la Temperatura

Los datos reportados en las Fig. 4.6 nos permiten apreciar que la MDEA se vuelve más eficiente cuando disminuimos la temperatura de operación lo que nos permite considerar operar el sistema de proceso a 100° F.

En la Fig. 4.7 se aprecia que elevando la presión de operación aumenta la eficiencia de absorción de la MDEA lo que nos permite considerar operar el sistema de proceso a 1010 psia.

En la Fig. 4.8 se muestra claramente que la DEA absorbe ambos componentes contaminantes, solo que, en cuanto se empieza a aumentar la temperatura se vuelve más selectiva para el CO_2 que para el H_2S y se muestra el mismo caso que para la MDEA, su eficiencia es más notoria cuando se disminuye la temperatura.



4.3 Resultados comparativos

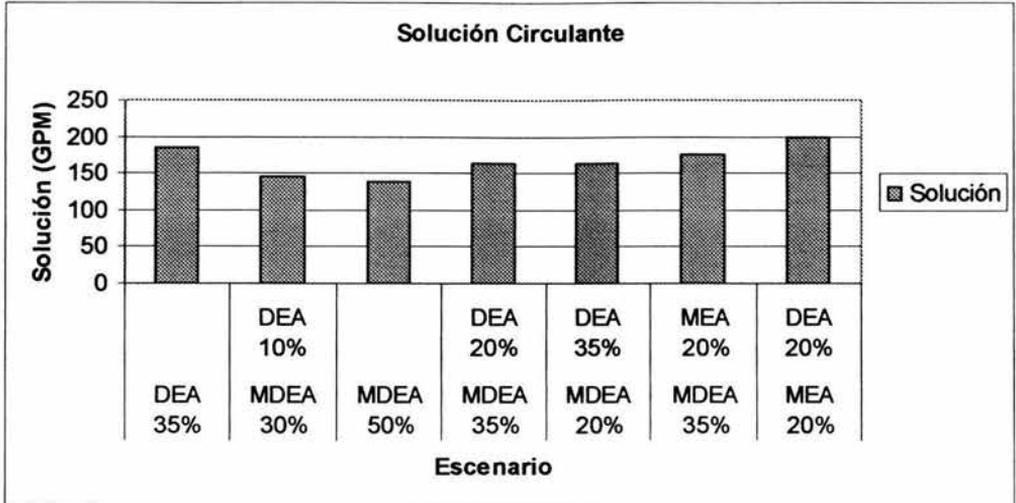


Fig. 4.9 Requerimiento de solución circulante de amina a 100° F.

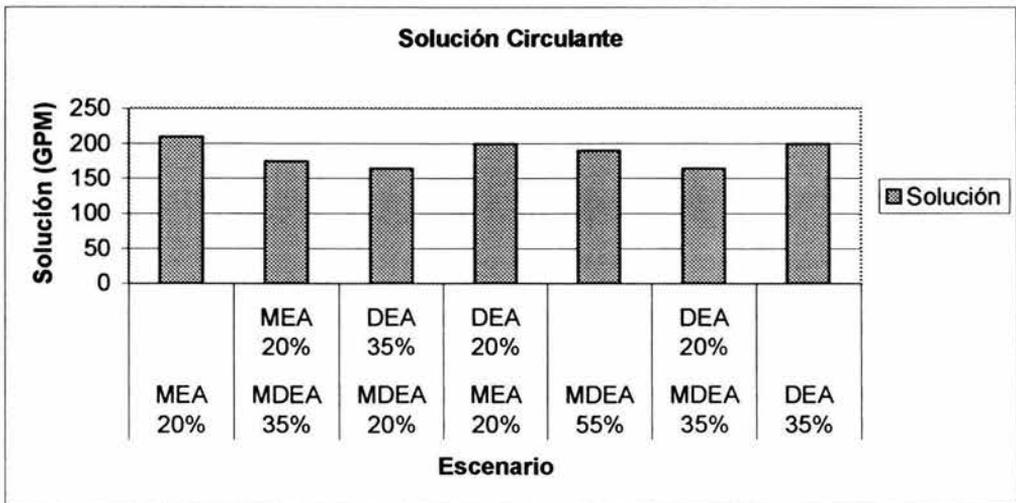


Fig. 4.10 Requerimiento de solución circulante de amina a 143° F.

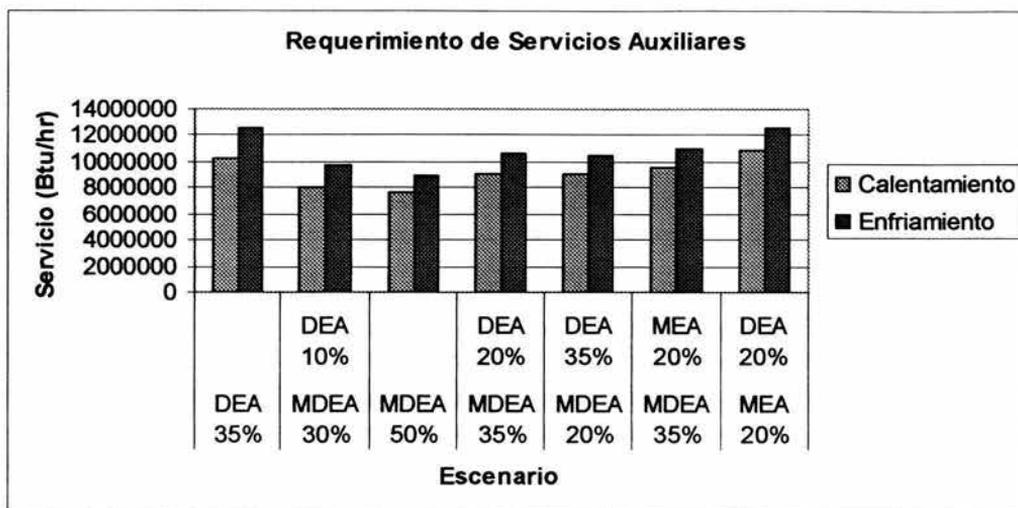


Fig. 4.11 Requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento a 100° F.

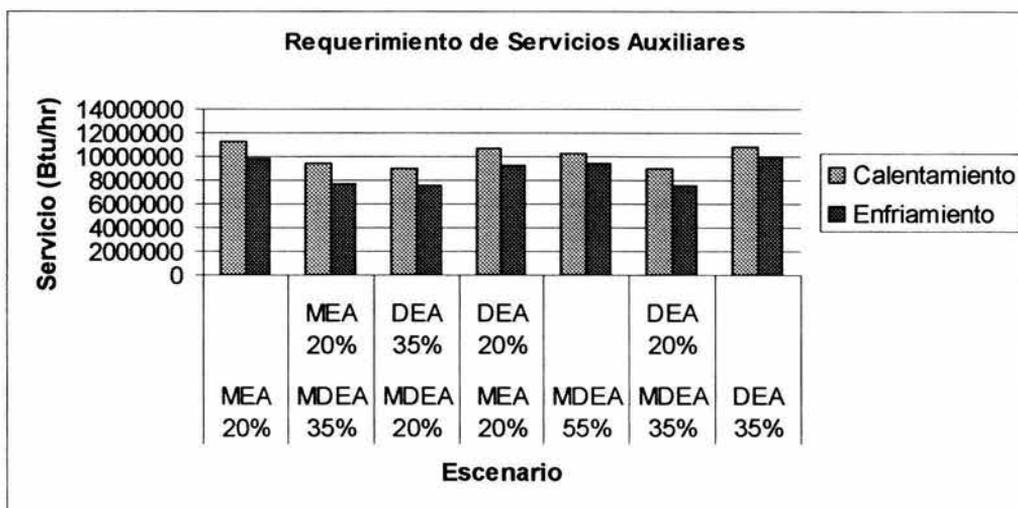


Fig. 4.12 Requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento a 143° F.

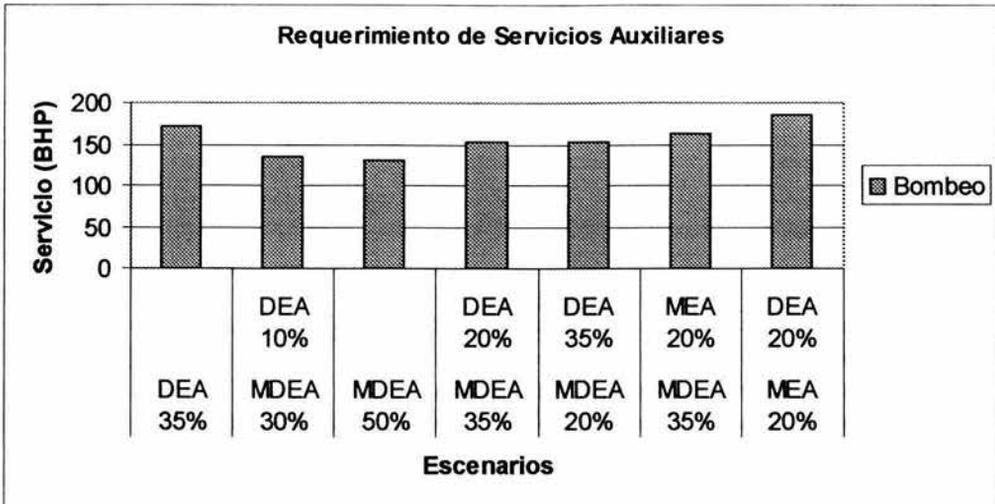


Fig. 4.13 Requerimiento del sistema de bombeo a 100° F.

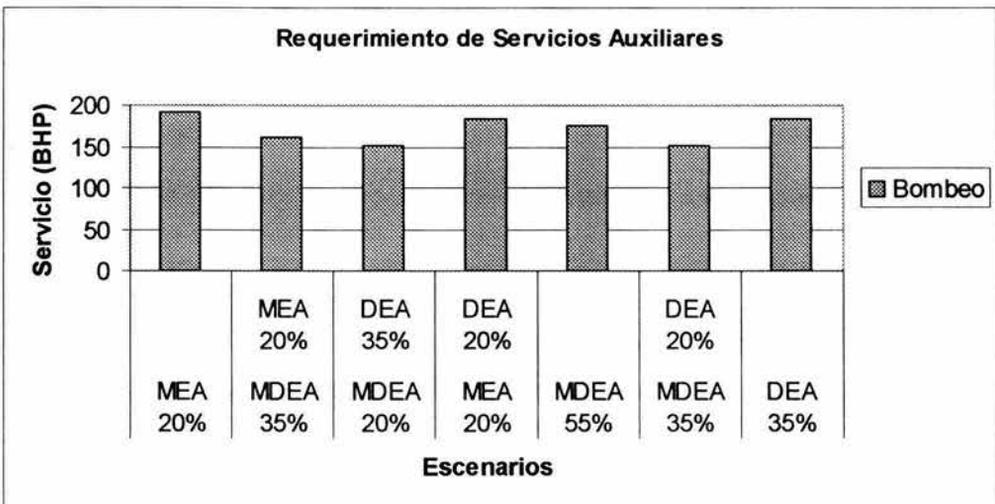


Fig. 4.14 Requerimiento del sistema de bombeo a 143° F.

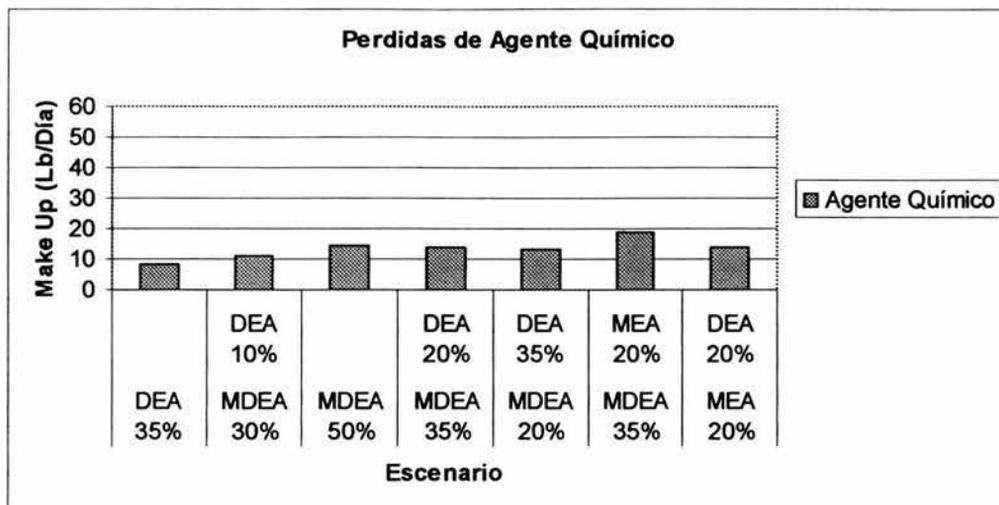


Fig. 4.15 Pérdidas del agente químico a 100° F.

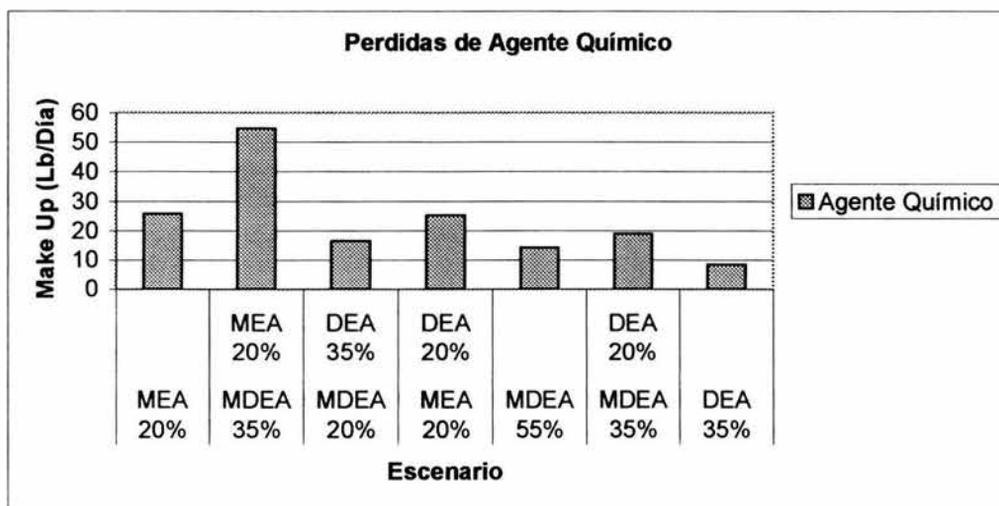


Fig. 4.16 Pérdidas del agente químico a 143° F.



Al seleccionar un proceso con solución de un agente químico, para el caso cuando usamos una solución de Carbonato de Potasio al 30% peso, se aprecia que para obtener las especificaciones requeridas para el gas dulce las concentraciones de H_2S en el gas dulce producto para este proceso, después de una etapa de absorción, se encuentran en el orden de 1000 ppmv.

De los cálculos realizados a partir del análisis composicional indicado en las Bases de Estudio, sin activadores, resultó que se requiere de más de una torre o etapa de absorción para cumplir con la especificación de 4 ppmv de H_2S en el gas dulce producto y hay que recordar que el espacio es una de nuestras limitantes para seleccionar el proceso.

Otro de los inconvenientes de estas soluciones es que no se pueden manejar arriba del 35% peso para evitar la precipitación del Bicarbonato de Potasio en los internos de las torres y las medidas preventivas y correctivas para el control de la corrosión son más rigurosas y complejas que para el uso de una solución acuosa de aminas, especialmente para los procesos que emplean activadores.

Aún así los resultados indicaron que la solución de Carbonato de Potasio simple no es lo mejor para alcanzar las especificaciones requeridas para un gas combustible.

Lo anterior pone en desventaja el uso de la solución de Carbonato de Potasio simple, con respecto al Proceso con soluciones de aminas ya que para este último es suficiente con una etapa o Torre de Absorción para cumplir con dicha especificación.

Como resultado de nuestro estudio para el caso de emplear aminas, en las Tablas 4.9, 4.10, 4.11 y 4.12 (Ver las tablas en el Anexo A, resultado de las simulaciones) que refieren a la comparación entre parámetros como: concentraciones de los gases ácidos en el producto, flujo requerido de la solución circulante y concentración, etc., y a la comparación entre la información básica de proceso como: cargas térmicas, potencia en las bombas y reposición de agente químico, se hace una comparación entre las posibles alternativas de proceso que nos permiten alcanzar las especificaciones de purificación del gas ácido, en las 2 primeras tablas, el estudio del sistema se realizó a una Presión de 1010 psia y una Temperatura de 100° F y en las 2 siguientes se realizó el estudio del sistema a una Temperatura de 143° F y a la misma Presión. Se muestran 7 escenarios en cada estudio, utilizando aminas solas y mezclas de ellas a diferentes concentraciones tratando de encontrar la mejor opción, los resultados obtenidos se representan en las Fig. 4.9, 4.10, 4.11, 4.12, 4.13, 4.14, 4.15 y 4.16 (en el punto 4.3 de éste capítulo), donde se justifica la mejor alternativa de proceso donde se tomaron como base los parámetros que al principio del capítulo se propusieron.

En las Fig. 4.9 y 4.10 se hace una comparación entre el flujo que se requiere en el absorbedor para efectuar el endulzamiento y alcanzar la especificación del Gas Dulce de 4 ppmv, para todos los escenarios cabe destacar que se cumple y en algunos se alcanzan niveles muy bajos de presencia de gases ácidos, pero también se aprecia que el volumen de solución es muy alto de unos con respecto a otros, por lo que para el caso de operar el sistema a 100° F en general en cada uno de los escenarios el volumen de circulación es menor que si se opera el sistema a 143° F, siendo el caso en el que se emplea una solución de MDEA al 50% resulta ser la más adecuada,



siendo de 140 gpm, para nuestro caso comparativo con DEA al 35% requerimos 185 gpm cuando la temperatura del sistema es de 100° F y 200 gpm cuando es 143° F .

En las Fig. 4.11 y 4.12 toca el caso de comparar de manera global el requerimiento de servicios de enfriamiento y calentamiento de los sistemas, es de esperarse que se obtienen resultados opuestos para cada condición de temperatura, si se desea operar el sistema a una elevada temperatura el servicio de enfriamiento disminuirá y el de calentamiento aumentará, caso contrario a si se desea operar el sistema a una menor temperatura, el sistema de enfriamiento aumentará y el de calentamiento disminuirá. De manera global, el comportamiento es equilibrado para el caso de operar el sistema a 100° F como a 143° F, pero se debe considerar también el volumen de solución circulante entre menor sea, es menor el requerimiento de servicios por lo que de igual manera se justifica el uso de MDEA al 50% peso.

En las Fig. 4.13 y 4.14 de igual manera, de los escenarios se toma ahora el parámetro que refiere al requerimiento de equipo de bombeo, siendo para ambos estudios el caso en que menor se requiere equipo de bombeo como desde luego el menor consumo de energía eléctrica es para el caso cuando empleamos MDEA al 50% y tiene que ver esto, porque solo utilizamos una solución de 140 GPM, requerimos una bomba de 130 Hp, para el caso comparativo con DEA al 35% requerimos una bomba de 172 Hp cuando la temperatura del sistema es de 100° F y una de 182 Hp cuando es 143° F.

Para el caso en las Fig. 4.15 y 4.16 donde se aprecia la pérdida de solvente durante el proceso, para ambos estudios donde se emplea MEA se aprecia la pérdida que es mas grande con respecto a las otras aminas, es mas notorio este fenómeno cuando el sistema se opera a una elevada temperatura, ya que su presión de vapor es mayor por lo que hay mayores pérdidas por vaporización. Para el caso de la MDEA las pérdidas se mantienen en promedio globales comparadas con las otras aminas, la que menores pérdidas presenta es sin duda la DEA, pero esta ventaja se ve minimizada por el volumen que maneja.

Por lo que respecta al análisis de resultados obtenidos se decide que la mejor alternativa es cuando se emplea una solución de MDEA al 50% a una Temperatura de operación de 100° F y a una Presión de 1010 psia en el absorbedor.

CAPÍTULO 5

EVALUACIÓN

ECONÓMICA

Se pretende dar a conocer el gasto que generará el poner en operación las nuevas plantas de endulzamiento en la plataforma de compresión, dar un estimado de la inversión y un costo por la producción, además de dar a conocer un comparativo si es que el gas combustible se proporciona por otro distribuidor.



5.0 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO MÁS ADECUADO

Se hará el suministro de dos plantas paquete endulzadoras de gas amargo, que serán instaladas en la plataforma de compresión, en base al proceso Girbotol, empleando solución acuosa de Metildietanolamina (MDEA) al 50% peso como absorbente de gases ácidos, con capacidad normal de 30 MMPCSD de gas dulce cada una. El gas dulce producto no deberá exceder de una concentración de 4 ppm en volumen de H_2S . Cada una de las plantas deberá estar montada en un patín estructural independiente; el área que se tiene disponible en la plataforma es de 14.8 metros de longitud por 13.7 metros de ancho para la ubicación de ambas unidades. Se deberá incluir un lote de partes de repuesto para el arranque y un año de operación.

En el presente estudio se estimó la inversión y el costo de producción del sistema de endulzamiento de gas amargo.

5.1 Estimado de inversión.

Se requiere para cualquier proceso industrial un capital invertido, y determinar el capital de inversión necesaria, es parte fundamental en el desarrollo del diseño de un proyecto. El total de la inversión para algunos procesos consiste de un capital fijo que se necesita para compra del equipo físico, materiales de instalación, lo necesario para tener solvencia y cubrir con el capital de trabajo y se pueda efectuar el pago de salarios, materias primas y productos disponibles y otro tipo especial de requerimientos directos que se tengan que pagar. Así, en una estimación de costos en procesos industriales, el capital invertido, los costos por manufactura, los costos generado por renta e impuestos deben ser también considerados.

Capital invertido

Antes de poner una planta industrial en operación, una gran cantidad de dinero se debe suministrar para comprar e instalar la maquinaria necesaria y los equipos. El espacio en donde se instalará la planta debe estar disponible para poder levantarla completamente con toda la tubería, instrumentación y control y servicios auxiliares. Adicionalmente, si es necesario se debe contar con el dinero necesario para el pago de gastos involucrados al poner la planta en operación.

El capital que se necesita para suministrar la maquinaria necesaria y las instalaciones de la planta son llamados “capital fijo de inversión”, el “capital de trabajo” se determina mediante el tiempo que se necesita para poner en operación la planta. La suma del capital fijo de inversión y el capital de trabajo se conocen como el “total del capital invertido”.



5.1.1 Índices de Costos

Muchos datos de costos pueden ser utilizados para hacer un estimado preliminar o un prediseño basándonos en alguna condición del pasado, algunos valores cambian considerablemente con el tiempo dependiendo de las condiciones económicas que se presenten en ese momento, algunos métodos aplican una conversión de costos aplicando datos equivalentes del pasado y corrigiéndolos con datos del tiempo presente. Así, si se cuenta con el costo de un equipo para el año A y con los índices de los años A y B, el costo del equipo para el año requerido B se obtiene con la siguiente fórmula:

$$\$EquipoB = \$EquipoA \left(\frac{IndiceB}{IndiceA} \right)$$

Los más comunes de estos índices son: the Marshall and Swif all-industry and process-industry equipment indexes, the Engineering News-Record construction index, the Nelson-Farrar refinery construction index, and the Chemical Engineering plant cost index.

5.1.2 Estimado del costo de equipos por factor de escalamiento

Es frecuente que se requiera estimar el costo de un equipo y que no se cuente con datos en particular de ese equipo de acuerdo a nuestra capacidad de operación, por lo que resulta tener buenos resultados el usar la relación logarítmica conocida como la “regla del factor de las seis decimas”, cuya fórmula es similar a la anterior, a excepción de que se le agrega un nuevo término:

$$\$EquipoB = \$EquipoA \left(\frac{IndiceB}{IndiceA} \right) \left(\frac{capac.EquipoB}{capac.EquipoA} \right)^{0.6}$$

5.1.3 Métodos para calcular estimados de capital.

Hay varios métodos que se emplean en la estimación del costo de capital. Elegir uno de éstos métodos depende de la información detallada que se tenga y la exactitud deseada. Por ejemplo existe el método por porcentajes, el método de Lang, el de Chilton, el de Guthrie inversión por la capacidad de la unidad, por estimado de cada unidad, por un factor aplicado a la capacidad requerida de energía. Los más utilizados son los cuatro primeros.

5.1.3.1 El método de porcentajes para la aproximación de inversión de capital.

Esta técnica de estimación de costo, se usa generalmente para obtener un orden de magnitud de costo, recordando que el costo de una planta de proceso puede ser obtenido, multiplicando el costo del equipo base por un factor para aproximar la inversión de capital. Estos factores varían dependiendo de la planta de proceso. Los porcentajes dados en la tabla 5.1 indican las aproximaciones que tienen estos tipos de plantas de procesos. Estos valores, sin embargo, pueden



combinarse con los factores de Lang para estimar el costo directo de la planta, fijando la inversión de capital, o la inversión de capital total. Puede notarse que estos factores incluyen el costo del terreno y los honorarios para los contratistas.

Artículos	Porcentaje de costos del equipo	
	Planta de proceso	
	De sólido-liquidos-gas	
	Costos directos	
Adquisición del equipo (incluye fabricación de equipo y maquinaria de proceso)		100.0
Adquisición del equipo e instalación		39
Instrumentación y control		13
Tubería (instalada)		31
Electricidad (instalada)		10
Levantamiento (incluyendo servicios)		29
incentivos		10
Otros (instalación)		55
Terreno (si se adquiere)		6
Costo directo total de la planta		293
	Costos indirectos	
Ingeniería y supervisión		32
Gastos de construcción		34
Costos directos e indirectos Totales		359
Honorarios a contratistas (15% de los costos directos e indirectos totales)		18
contingencias (10% de los costos directos e indirectos totales)		36
Inversión de capital fijo		413
Capital de trabajo (15 % de la inversión de capital total)		74
Inversión de capital total		487

Tabla 5.1 Factores para la estimación de inversión de capital basados en costos de equipos.

Ver detalles de este método en el Anexo C, Tabla 5.7 .

5.1.3.2 El método de Lang

Es un método con el cual se estiman los costos de plantas de proceso y su cálculo es como sigue:

1. Estimar el costo del equipo de proceso entregado en el lugar de construcción, llamado costo A.
2. Multiplicar A por 1.43, para dar el coste del equipo instalado incluyendo cimientos, soportes, venteos, aislantes, llamado éste resultado B.
3. Multiplicar B por los siguientes factores dependiendo del tipo de proceso.
 - 1.10 para proceso de sólidos
 - 1.25 para proceso de sólido-fluido
 - 1.60 para proceso de fluidos.
4. Multiplicar C por 1.5 para obtener los costos de construcción de la planta.
5. Multiplicar el total de costos de construcción para obtener los gastos generales: (contingencias, construcciones, temporales, gastos de ingeniería y honorarios del contratista).
 - 31% para proceso de sólidos
 - 35% para proceso de sólido-fluido



33% para proceso de fluidos

La suma del total de construcción y el total de gastos es el costo total de la planta.

Ver detalles de este método en el Anexo C, Tabla 5.8.

5.1.3.3 El método de Chilton

Utilizando éstos métodos, se deben realizar algunas decisiones debido a que los factores están dados como rangos, que están incorporados como se muestra en la siguiente ecuación:

$$C = f_1 f_2 f_3 \sum C_{\text{equipo}}$$

Chilton usa el costo del equipo $\sum C_{\text{equipo}}$, el factor f_1 es usado para hacer la conversión del costo del equipo a costo del equipo instalado y puede ser tomado como 1.45 para proceso de sólidos, 1.39 para mezclas de sólidos y fluidos, y 1.47 para proceso de fluidos.

Ver detalles de este método en el Anexo C, Tabla 5.9.

5.1.4 Premisas para la inversión del capital total

El cálculo del estimado de inversión se realizó bajo las siguientes premisas:

Costo de equipo: El costo del paquete de endulzamiento se estimó tomando como referencia una cotización que se hizo en el año 2000 para una capacidad de 10 MMPCSD considerando los datos técnicos de predimensionamiento de los equipos y materiales principales. La actualización de los costos de los equipos, se hizo mediante escalamiento y la corrección de los datos se llevo a cabo con los índices de Marshall & Swift, que se publican en la revista Chemical Engineering (ver en anexo C, Tabla 5.10). El costo total por equipos puede ser la suma de los costos individuales.

El proveedor será responsable del transporte, instalación y conexión de los equipos y sistemas que conforman cada planta dentro de cada patín y deberá incluir toda la instrumentación, válvulas de control, válvulas de seguridad, accesorios, tuberías y conexiones requeridas, de tal forma que al ser instaladas, su operación sea satisfactoria y se logren las especificaciones requeridas en la plataforma de compresión.

Directos: Se toman como referencia los porcentajes de la tabla 5.1 para determinar los costos directos de la planta. Se deberán incluir todos los elementos estructurales, incluyendo los requeridos para su izaje, El transporte e instalación de todos los materiales, accesorios y dispositivos requeridos para la interconexión de las dos plantas endulzadoras de gas amargo con



las corrientes de proceso, servicios auxiliares y sistemas de control, eléctrico y de seguridad en la plataforma de compresión para interconexión de las plantas y sistemas en forma satisfactoria, la mano de obra necesaria para realizar la ingeniería básica y de detalle, equipo y herramienta personal que se requiera.

.Indirectos: Se estimó considerando un porcentaje por ingeniería y supervisión, y por gastos de construcción reportados en la Tabla 5.1

Se obtiene entonces el Precio Unitario por cada planta Endulzadora. Se considera además que PEP dispone del dinero para la sustitución de las plantas.

5.2 Estimado total del costo de producción

Estos costos se dividen en dos categorías llamadas “costos por manufactura” y “costos generales”.

Los costos por manufactura están ligados directamente a los costos por producción o de operación, se dividen en: costos directos de producción, cargos fijos y servicios.

Los costos directos involucran directamente a las materias primas, al trabajo directo en la producción, supervisión, mantenimiento y reparos dentro de la planta, consumo de servicios auxiliares, etc. Los cargos fijos son constantes para cada año que se refieren a la depreciación, rentas, seguros, etc. Los cargos por servicios se refieren a la atención médica y hospitalaria, a servicios generales, a seguridad social, vacaciones, recreaciones, superintendencias.

Los costos generales se pueden clasificar en cargos administrativos, cargos por distribución y venta, por desarrollo, cargos por financiamientos, sueldos brutos, etc.

5.2.1 Premisas para el estimado del costo de producción

El costo de materias primas considera a la MDEA y al gas amargo, del balance de materia energía se obtiene la MDEA circulante y la de reposición, para el caso de gas amargo consideramos lo necesario para obtener los 30 MMPCSD de gas dulce como producto, en ambos casos se considera un periodo de 365 días.



Para la estimación de los costos de producción, en que incurre el proveedor del servicio, se hacen las siguientes consideraciones:

- a) Los costos de mantenimiento fueron estimados con base a un 5% de la inversión total, según bibliografía consultada.
- b) Los servicios auxiliares (energía eléctrica) se obtienen del balance de materia y energía considerando un periodo de 365 días.
- c) La tripulación del sistema considera jornadas de 12 x 12, una catorcena en plataforma y otra en tierra, PEP recomienda usar 5 hombres por unidad de acuerdo a la capacidad de la planta. Y para el personal de supervisión se recomienda usar el 15% de la mano de obra de operación.
- d) Cargos fijos de operación. Se consideró el 30% de la sumatoria de mantenimiento y reparación y del costo generado por el personal de supervisión (recomendación de PEP).
- e) Administración: se recomienda por bibliografía consultada del 40 al 60% de la mano de obra de operación, consideramos el 60%.
- f) El seguro de la planta considera el 3% de la inversión total (recomendación de PEP)

En la Tabla 5.2 se aprecian los costos involucrados para determinar el costo total de producción, en este estudio consideramos los más importantes, ya que no se construye una planta nueva sino que se esta sustituyendo una ya existente que está dentro de un complejo que ya contempla dichos costos.

Los costos de producción en que incurre PEP son: servicios, hospedaje, alimentos, transportación del muelle de Cd. del Carmen a la Plataforma y Supervisión de la Operación.

Nota: las recomendaciones por PEP se reportan en el Manual de Endulzadoras, cuya referencia aparece en la bibliografía de este trabajo.



Costos y precios

Los precios tienen como referencia diversas fuentes que se mencionan a continuación:

CONCEPTO	FUENTE
Sustancias químicas	Precios Interorganismos y Cotizaciones de Proveedores. Alquimia de México, S de R.L.
Electricidad	Coordinación Técnica Operativa Región Marina Noreste PEP.
Combustible	Premisas 2003 PEP
Mano de obra	Catálogo GEN

5.2.2 Presupuesto de Ingresos y Egresos

La planta fue diseñada con objeto de endulzar gas que será empleado en las plataformas. Debido a esto, no se puede hablar de un ingreso por la venta de dicho gas, pero se puede relacionar a la cantidad de corriente gaseosa que abandona las plataformas, para ser enviada a tierra, el cual se fracciona y se vende como materia petroquímica.

Si el gas combustible endulzado no estuviera presente en las plataformas de compresión no podría ser enviado el gas crudo a fraccionamiento y podría ser sustituido por gas combustible o diesel, el inconveniente sería suministrar desde tierra cualquiera de los combustibles.

Como egresos nos referimos a los costos totales que integra la operación de la planta, como materias primas, servicios auxiliares, mano de obra, mantenimiento y gastos generales.



Costos de producción totales	Costos por manufactura	Costos directos de producción	Materias primas Trabajo de operación Supervisión de operación Servicios auxiliares Mantenimiento y reparación
		Cargos fijos	Depreciación Rentas Seguros
		Costos de servicios	Medicos Seguridad social Recreación Superintendencia Paquetería servicios
	Costos generales	Costos administrativos	Salarios Mantenimiento de oficinas Comunicación Jurídico
		Distribución y venta	Ventas de oficinas Embarques
		Investigación y desarrollo	
		Financiamiento Ganancias brutas	

Tabla 5.2 Costos involucrados en el costo total de producción.

A continuación se hace un reporte de la serie de cálculos que se realizó para conocer los estimados de los costos.



5.3 Reporte de Costos

COSTO DE EQUIPOS		
CLAVE	DESCRIPCION	COSTO
TORRES		
DA-4400	Torre Absorbadora de Gas Ácido	
DA-4401	Torre Regeneradora de MDEA	
CAMBIADORES DE CALOR		
EA-4400	Intercambiador de MDEA Rica/Pobre	
EA-4402	Rehervidor de la Regeneradora de MDEA	
EC-4400	Enfriador de MDEA pobre	
EC-4401	Enfriador de Gases Ácidos	
EYECTOR		
EE-4400/R	Eyector de Gases Ácidos	
RECIPIENTES		
FA-4400	Separador de Gas Amargo	
FA-4401	Separador de Gas Dulce	
FA-4402	Tanque de Desorción de Hidrocarburos	
FA-4403	Acumulador de Reflujo de la Reg. de MDEA	
FA-4404	Tanque de Balance de MDEA	
FILTROS		
FD-4400/R	Filtro de MDEA rica	
FD-4401/R	Filtro de MDEA pobre	
BOMBAS		
GA-4401/R	Bomba de MDEA de alta presión	
GA-4402/R	Bomba de Reflujo de la Reg. de MDEA	
TOTAL*		\$17,445,330.66

* Cotización para una planta de gas amargo con una capacidad de 10 MMPCSD en el año 2000

Tabla 5.3 Cotización de planta de endulzamiento con capacidad de 10 MMPCSD para el 2000



COSTO DE EQUIPOS		
CLAVE	DESCRIPCIÓN	COSTO
TORRES		
DA-4400	Torre Absorbadora de Gas Ácido	
DA-4401	Torre Regeneradora de MDEA	
CAMBIADORES DE CALOR		
EA-4400	Intercambiador de MDEA Rica/Pobre	
EA-4402	Rehervidor de la Regeneradora de MDEA	
EC-4400	Enfriador de MDEA pobre	
EC-4401	Enfriador de Gases Ácidos	
EYECTOR		
EE-4400/R	Eyector de Gases Ácidos	
RECIPIENTES		
FA-4400	Separador de Gas Amargo	
FA-4401	Separador de Gas Dulce	
FA-4402	Tanque de Desorción de Hidrocarburos	
FA-4403	Acumulador de Reflujo de la Reg. de MDEA	
FA-4404	Tanque de Balance de MDEA	
FILTROS		
FD-4400/R	Filtro de MDEA rica	
FD-4401/R	Filtro de MDEA pobre	
BOMBAS		
GA-4401/R	Bomba de MDEA de alta presión	
GA-4402/R	Bomba de Reflujo de la Reg. de MDEA	
TOTAL*		\$36,056,949.04

* Cotización para una planta de gas amargo con una capacidad de 30 MMPCSD corregida para el año 2003

Tabla 5.4 Reporte de la cotización actualizada para una capacidad de 30 MMPCSD al 2004



ESTIMADO DE INVERSIÓN				
DESCRIPCIÓN	UNIDAD	CANTIDAD	PUNITARIO	COSTO
EQUIPO	PZA	1		<u>\$36,056,949.04</u>
ADQUISICIÓN E INSTALACIÓN DEL EQUIPO	%	39		\$14,062,210.13
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	%	13		\$4,687,403.38
TUBERÍA (AISLADA)	%	31		\$11,177,654.20
ELECTRICIDAD (AISLADA)	%	10		\$3,605,694.90
LEVANTAMIENTO (INCLUYENDO SERVICIOS)	%	29		\$10,456,515.22
INCENTIVOS	%	10		\$3,605,694.90
OTROS (INSTALACIÓN)	%	55		\$19,831,321.97
COSTO DIRECTO TOTAL DE LA PLANTA				<u>\$103,483,443.74</u>
INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN	%	32		\$11,538,223.69
GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	%	34		\$12,259,362.67
HONORARIOS A CONTRATISTAS	%	18		\$6,490,250.83
CONTINGENCIAS	%	36		\$12,980,501.65
COSTO INDIRECTO TOTAL DE LA PLANTA				<u>\$43,268,338.85</u>
INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO				<u>\$146,751,782.59</u>
CAPITAL DE TRABAJO	%	74		<u>\$26,682,142.29</u>
INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL				<u>\$173,433,924.88</u>
INVERSIÓN TOTAL				\$173,433,924.88

Tabla 5.5 Estimado de la inversión de capital total



COSTOS DE OPERACIÓN				
DESCRIPCIÓN	UNIDAD	CANTIDAD	P/UNITARIO	COSTO
INGRESOS				
GAS DULCE (ANUAL)	MMPCSD	29.547	\$42,352.75	\$456,759,797.05
EGRESOS				
<i>MATERIA PRIMA E INSUMOS</i>				
GAS AMARGO (ANUAL)	MMPCSD	31.231	\$36,181.53	\$412,444,657.65
MDEA MÁS PÉRDIDAS (ANUAL)	KG	18912.5	\$17.01	\$321,701.63
SUBTOTAL				\$412,766,359.28
<i>SERVICIOS AUXILIARES</i>				
CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA (ANUAL)	KW	876000	\$0.40	\$350,400.00
<i>MANO DE OBRA DE OPERACIÓN</i>				
OPERADOR		2	\$600.00	\$216,000.00
MECÁNICO		1	\$600.00	\$108,000.00
ELÉCTRICO		1	\$600.00	\$108,000.00
OPERADOR DE BOMBAS		1	\$600.00	\$108,000.00
SUBTOTAL				\$540,000.00
<i>PERSONAL DE SUPERVISIÓN</i>				
				\$81,000.00
<i>MANTENIMIENTO Y REPARACIÓN</i>				
				\$8,671,696.24
<i>ADMINISTRACIÓN</i>				
				\$324,000.00
SUBTOTAL				\$422,733,455.52
<i>SEGURO SOBRE LA PLANTA</i>				
				\$5,203,017.75
<i>CARGOS FUJOS DE OPERACIÓN</i>				
				\$2,625,808.87
COSTO TOTAL POR AÑO				
				\$430,562,282.14
COSTO TOTAL POR DIA				
				\$1,179,622.69

Tabla 5.6 Reporte del costo por operación de la planta



5.4 Interpretación de resultados

El objetivo no es ver la rentabilidad del proyecto, ni la sensibilidad de la rentabilidad del proyecto sino dar un estimado de inversión de un servicio que es para fines de autoconsumo que actualmente existe y que se desea reemplazar por equipos nuevos, solo se consideran algunos aspectos que nos darán la magnitud de cumplir con dicho requerimiento.

De los resultados obtenidos en la Tabla 5.5, se aprecia que se requiere una inversión de capital fijo de \$143'751,782.59 M.N., una inversión de capital de trabajo de \$26'682,142.29 M.N., resultando una inversión de capital total de \$173'433,924.88 M.N. por cada unidad de endulzamiento utilizando el método de porcentajes.

El costo total por día de producción es de \$1'179,622.69 M.N. resultado de la Tabla 5.6, esto quiere decir que es lo que se necesita para poner en operación el sistema que se esta proponiendo.

Viendo de otro punto de vista, si consideramos que el gas dulce lo proporciona otro distribuidor el costo por año sería de \$456'759,797.05 y a nosotros nos costaría producirlo \$430'562,282.14 una diferencia de más de 26 millones de pesos, sin considerar el costo que se generaría por transportarlo desde tierra a la plataforma por barco o construir una línea desde tierra.

Los costos totales obtenidos son basados en el tipo de estimado de "orden de magnitud" el cual se caracteriza por tener un grado de confiabilidad que se encuentra dentro del rango de más menos 40 - 70%.

CONCLUSIONES



CONCLUSIONES

Durante el desarrollo de éste trabajo se logra seleccionar el proceso más adecuado para el endulzamiento del gas amargo.

No solamente se dirá que se cumplió con los objetivos planteados, sino que además se puede apreciar que existen diferentes aspectos para realizar una evaluación integral de alternativas tecnológicas y que se deben conocer los términos para poder interpretar los procesos de evaluación. El objetivo de este trabajo, no es hacer unas bases de licitación ni mucho menos hacer un proyecto macro – económico sino considerar algunos aspectos necesarios para poder dar una alternativa de proceso que se pueda aplicar teniendo algunas limitantes como es el espacio en campo que se dispone donde se instalarán las plantas de endulzamiento, la complejidad del proceso, ventajas y desventajas que se presentan al efectuarse el proceso.

En forma general, y en función de las concentraciones de gas amargo, el proceso que cumple con las especificaciones del gas natural para consumo como combustible (4 ppmv de H₂S), resulta ser el proceso que emplea como solución absorbente a la Metildietanolamina (MDEA) con una concentración del 50% peso, en comparación con las otras aminas, es la de menor consumo de servicios auxiliares requiere (para el caso de servicio de calentamiento en la regeneración, el rehervidor es más pequeño que para el caso en donde se usa DEA), es la que cumple con las especificaciones de salida del gas dulce, es la que presenta una selectividad del H₂S con respecto al CO₂ teniendo como ventaja que se requiere una menor cantidad de solución circulando en el sistema haciendo con ello que los equipos sean mas pequeños, como se pudo justificar en el Capítulo 4.

Para nuestra propuesta se recomienda que el sistema opere con una temperatura de 100° F en el absorbedor, a una presión de 1000 psia ya que a estas condiciones de operación es donde se aprecia la selectividad del H₂S con respecto al CO₂ y es donde se obtienen mejores beneficios.

Finalmente las alternativas planteadas no son las últimas y probablemente las mejores, pero si unas de las mas adecuadas para el fin perseguido

Se concluye por lo tanto que el proceso que emplea una solución absorbente con MDEA garantiza en mejor forma el cumplimiento de la especificación de un gas combustible, además de representar bajos costos de inversión, de operación y de mantenimiento, con respecto a la solución de Carbonato de Potasio y a otros procesos estudiados, es una tecnología que no requiere el pago de regalías.

Tener en consideración todo lo anterior, permite contemplar un diseño mas completo que haga que el ingeniero de proceso tenga una mayor confianza del sistema, y tenga, además de una adecuada funcionalidad, un periodo de vida más prolongado y un factor de seguridad más propio. Obviamente esto involucra, realizar un esfuerzo extra, pues es necesario recurrir y profundizar aún más en aspectos que en primera instancia resulten fuera de nuestro contexto como Ingeniero Químico, pero debido a la magnitud de problemas por resolver, es y será de vital importancia aumentar aún más los conocimientos que ya se tienen.

ANEXO
“A”



Tabla 4.9 Comparación entre parámetros de los proceso con aminas

Parámetros	MDEA 50%	DEA 35%	MDEA/DEA (30% / 10%)
GENERALIDADES			
Servicio	Planta de Endulzamiento de Gas Amargo		
No. de Unidades	2(dos)	2(dos)	2(dos)
Área total disponible, mm	14,830 x 13,700		
Capacidad, MMPCSD	30		
ESPECIFICACIONES			
Gas Húmedo Amargo			
Composición, %mol			
N ₂	3.96	3.96	3.96
CO ₂	3.05	3.05	3.05
H ₂ S	2.39	2.39	2.39
Metano	65.04	65.04	65.04
Etano	14.8	14.8	14.8
Propano	6.91	6.91	6.91
i-Butano	0.72	0.72	0.72
n-Butano	1.97	1.97	1.97
i-Pentano	0.4	0.4	0.4
n-Pentano	0.52	0.52	0.52
n-Hexano (+)	0.24	0.24	0.24
Flujo Normal, MMPCSD	31.185	31.185	31.185
Presión Normal, kg/cm ² man.	69.0	69.0	69.0
Temperatura, °C	38	38	38
PRODUCTOS			
Gas dulce			
H ₂ S, %mol	3.652 ppm	0.604 ppm	3.829 ppm
CO ₂ , %mol	0.208	24.322 ppm	0.293
Flujo Normal, MMPCSD	29.547	29.464	29.580
Presión Normal, Kg/cm ² man.	68.4	68.4	68.4
Temperatura, °C	43.8	35.27	47.28
Gases ácidos			
H ₂ S %mol	43.95	41.02	44.344
CO ₂ , %mol	49.79	52.66	49.415
Flujo Normal, MMPCSD	1.603	1.75	1.5187
Presión Normal, Kg/cm ² man.	1.85	1.85	1.85
Temperatura, °C	48.8	48.88	48.88
Solución circulante			
Agente Químico	MDEA	DEA	MDEA / DEA
Flujo, GPM	140	185	145
Concentración %peso	50	35	30 / 10
T solvente pobre, °C	35	35	35
T solvente rico, °C	61.6	62.19	57.96



Tabla 4.9 Comparación entre parámetros de los proceso con aminas (continuación)

Parámetros	MDEA/DEA (35% / 20%)	MDEA/DEA (20% / 35%)	MDEA/MEA (35% / 20%)
GENERALIDADES			
Servicio	Planta de Endulzamiento de Gas Amargo		
No. de Unidades	2(dos)	2(dos)	2(dos)
Área total disponible, mm	14,830 x 13,700		
Capacidad, MMPCSD	30		
ESPECIFICACIONES			
Gas Húmedo Amargo			
Composición, %mol			
N ₂	3.96	3.96	3.96
CO ₂	3.05	3.05	3.05
H ₂ S	2.39	2.39	2.39
Metano	65.04	65.04	65.04
Etano	14.8	14.8	14.8
Propano	6.91	6.91	6.91
i-Butano	0.72	0.72	0.72
n-Butano	1.97	1.97	1.97
i-Pentano	0.4	0.4	0.4
n-Pentano	0.52	0.52	0.52
n-Hexano (+)	0.24	0.24	0.24
Flujo Normal, MMPCSD	31.185	31.185	31.185
Presión Normal, kg/cm ² man.	69.0	69.0	69.0
Temperatura, °C	38	38	38
PRODUCTOS			
Gas dulce			
H ₂ S, %mol	0.20 ppm	0.16 ppm	0.236 ppm
CO ₂ , %mol	37.095 ppm	87.031 ppm	123.826 ppm
Flujo Normal, MMPCSD	29.465	29.465	29.454
Presión Normal, Kg/cm ² man.	68.4	68.4	68.4
Temperatura, °C	35.78	35.71	35.50
Gases ácidos			
H ₂ S %mol	41.155	41.092	41.156
CO ₂ , %mol	52.499	52.548	52.443
Flujo Normal, MMPCSD	1.7815	1.7838	1.7773
Presión Normal, Kg/cm ² man.	1.85	1.85	1.85
Temperatura, °C	48.88	48.88	48.88
Solución circulante			
Agente Químico	MDEA / DEA	MDEA / DEA	MDEA / MEA
Flujo, GPM	165	165	175
Concentración %peso	35 / 20	20 / 35	35 / 20
T solvente pobre, °C	35	35	35
T solvente rico, °C	65.21	62.72	67.36



Tabla 4.9 Comparación entre parámetros de los proceso con aminas (continuación)

Parámetros	MEA/DEA (20% / 20%)
GENERALIDADES	
Servicio	Planta de Endulzamiento de Gas Amargo
No. de Unidades	2(dos)
Área total disponible, mm	14,830 x 13,700
Capacidad, MMPCSD	30
ESPECIFICACIONES	
Gas Húmedo Amargo	
Composición, %mol	
N ₂	3.96
CO ₂	3.05
H ₂ S	2.39
Metano	65.04
Etano	14.8
Propano	6.91
i-Butano	0.72
n-Butano	1.97
i-Pentano	0.4
n-Pentano	0.52
n-Hexano (+)	0.24
Flujo Normal, MMPCSD	31.185
Presión Normal, kg/cm ² man.	69.0
Temperatura, °C	38
PRODUCTOS	
Gas dulce	
H ₂ S, %mol	0.355 ppm
CO ₂ , %mol	84.689 ppm
Flujo Normal, MMPCSD	29.454
Presión Normal, Kg/cm ² man.	68.4
Temperatura, °C	37.81
Gases ácidos	
H ₂ S %mol	41.055
CO ₂ , %mol	52.505
Flujo Normal, MMPCSD	1.7958
Presión Normal, Kg/cm ² man.	1.85
Temperatura, °C	48.88
Solución circulante	
Agente Químico	MEA / DEA
Flujo, GPM	200
Concentración %peso	20 / 20
T solvente pobre, °C	35
T solvente rico, °C	65.56



Tabla 4.10 Comparación entre información básica de los procesos con aminas

Información Básica de Proceso	MDEA 50%	DEA 35%	MDEA/DEA (30% / 10%)
TORRES:			
Torre Absorbedora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
Torre regeneradora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
CAMBIADORES DE CALOR:			
Rehervidor de la Reneradora			
Carga térmica, MMBtu/hr	7.70	10.19	7.97
Presión Normal, Kg/cm ² man	2.088	2.088	2.088
Temperatura, °C	125.7	125.7	125.7
Intercambiador amina/amina			
Carga térmica, MMBtu/hr	4.01	4.27	3.96
Enfriador de amina pobre			
Carga térmica, MMBtu/hr	6.96	9.80	7.38
Enfriador de gases ácidos			
Carga térmica, MMBtu/hr	2.03	2.75	2.31
BOMBAS			
Bomba de amina de alta presión			
Potencia, Hp	129.921	171.455	134.404
Bomba de reflujo de gases ácidos			
Potencia, Hp	0.075	0.102	0.086
MAKE UP			
H ₂ O, lb/día	4,611	4,350	4,977
Agente Químico, lb/día	14.342	8.338	8.831 / 2.427



Tabla 4.10 Comparación entre información básica de los proceso con aminas (contin.)

Información Básica de Proceso	MDEA/DEA (35% / 20%)	MDEA/DEA (20% / 35%)	MDEA/MEA (35% / 20%)
TORRES:			
Torre Absorbedora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
Torre regeneradora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
CAMBIADORES DE CALOR:			
Rehervidor de la Reneradora			
Carga térmica, MMBtu/hr	9.08	9.08	9.59
Presión Normal, Kg/cm ² man	2.088	2.088	2.088
Temperatura, °C	128.18	127.66	125.75
Intercambiador amina/amina			
Carga térmica, MMBtu/hr	3.67	3.56	3.86
Enfriador de amina pobre			
Carga térmica, MMBtu/hr	9.18	9.17	9.66
Enfriador de gases ácidos			
Carga térmica, MMBtu/hr	1.45	1.38	1.32
BOMBAS			
Bomba de amina de alta presión			
Potencia, Hp	153.983	153.873	164.081
Bomba de reflujo de gases ácidos			
Potencia, Hp	0.053	0.050	0.048
MAKE UP			
H ₂ O, lb/día	4,241.737	4,231.946	4,199.241
Agente Químico, lb/día	9.140 / 4.772	5.181 / 8.319	8.834 / 10.026



Tabla 4.10 Comparación entre información básica de los proceso con aminas (contin.)

Información Básica de Proceso	MEA / DEA (20% / 20%)
TORRES:	
Torre Absorbedora	
Diámetro, mm	1,219
Longitud, mm	15,240
Tipo de Internos	(20) platos
Torre regeneradora	
Diámetro, mm	1,219
Longitud, mm	15,240
Tipo de Internos	(20) platos
CAMBIADORES DE CALOR:	
Rehervidor de la Reneradora	
Carga térmica, MMBtu/hr	10.92
Presión Normal, Kg/cm ² man	2.088
Temperatura, °C	129.96
Intercambiador amina/amina	
Carga térmica, MMBtu/hr	3.96
Enfriador de amina pobre	
Carga térmica, MMBtu/hr	10.82
Enfriador de gases ácidos	
Carga térmica, MMBtu/hr	1.76
BOMBAS	
Bomba de amina de alta presión	
Potencia, Hp	186.547
Bomba de reflujo de gases ácidos	
Potencia, Hp	0.065
MAKE UP	
H ₂ O, lb/día	4,454.849
Agente Químico, lb/día	9.257 / 4.616



Tabla 4.11 Comparación entre parámetros de los proceso con aminas

Parámetros	MDEA 55%	DEA 35%	MDEA/DEA (35% / 20%)
GENERALIDADES			
Servicio	Planta de Endulzamiento de Gas Amargo		
No. de Unidades	2(dos)	2(dos)	2(dos)
Área total disponible, mm	14,830 x 13,700		
Capacidad, MMPCSD	30		
ESPECIFICACIONES			
Gas Húmedo Amargo			
Composición, %mol			
N ₂	3.96	3.96	3.96
CO ₂	3.05	3.05	3.05
H ₂ S	2.39	2.39	2.39
Metano	65.04	65.04	65.04
Etano	14.8	14.8	14.8
Propano	6.91	6.91	6.91
i-Butano	0.72	0.72	0.72
n-Butano	1.97	1.97	1.97
i-Pentano	0.4	0.4	0.4
n-Pentano	0.52	0.52	0.52
n-Hexano (+)	0.24	0.24	0.24
Flujo Normal, MMPCSD	31.185	31.185	31.185
Presión Normal, kg/cm ² man.	69.0	69.0	69.0
Temperatura, °C	60	60	60
PRODUCTOS			
Gas dulce			
H ₂ S, %mol	3.03 ppm	1.89 ppm	1.08 ppm
CO ₂ , %mol	45.7 ppm	10.9 ppm	73.009
Flujo Normal, MMPCSD	29.514	29.512	29.548
Presión Normal, Kg/cm ² man.	68.4	68.4	68.4
Temperatura, °C	59.82	57.72	66.05
Gases ácidos			
H ₂ S %mol	41.134	41.032	41.188
CO ₂ , %mol	52.21	52.625	52.47
Flujo Normal, MMPCSD	1.77	1.77	1.78
Presión Normal, Kg/cm ² man.	1.85	1.85	1.85
Temperatura, °C	48.88	48.88	48.88
Solución circulante			
Agente Químico	MDEA	DEA	MDEA / DEA
Flujo, GPM	190	200	165
Concentración %peso	55	35	35 / 20
T solvente pobre, °C	57.22	57.22	57.22
T solvente rico, °C	82.73	83.18	83.02



Tabla 4.11 Comparación entre parámetros de los proceso con aminas (continuación)

Parámetros	MDEA/MEA (35% / 20%)	MDEA/DEA (20% / 35%)	MEA/DEA (20% / 20%)
GENERALIDADES			
Servicio	Planta de Endulzamiento de Gas Amargo		
No. de Unidades	2(dos)	2(dos)	2(dos)
Área total disponible, mm	14,830 x 13,700		
Capacidad, MMPCSD	30		
ESPECIFICACIONES			
Gas Húmedo Amargo			
Composición, %mol			
N ₂	3.96	3.96	3.96
CO ₂	3.05	3.05	3.05
H ₂ S	2.39	2.39	2.39
Metano	65.04	65.04	65.04
Etano	14.8	14.8	14.8
Propano	6.91	6.91	6.91
i-Butano	0.72	0.72	0.72
n-Butano	1.97	1.97	1.97
i-Pentano	0.4	0.4	0.4
n-Pentano	0.52	0.52	0.52
n-Hexano (+)	0.24	0.24	0.24
Flujo Normal, MMPCSD	31.185	31.185	31.185
Presión Normal, kg/cm ² man.	69.0	69.0	69.0
Temperatura, °C	60	60	60
PRODUCTOS			
Gas dulce			
H ₂ S, %mol	3.37 ppm	0.821 ppm	1.159 ppm
CO ₂ , %mol	255 ppm	88 ppm	47.819 ppm
Flujo Normal, MMPCSD	29.533	29.532	29.498
Presión Normal, Kg/cm ² man.	68.4	68.4	68.4
Temperatura, °C	66.36	64.04	57.29
Gases ácidos			
H ₂ S %mol	41.259	41.101	41.035
CO ₂ , %mol	52.350	52.547	52.535
Flujo Normal, MMPCSD	1.7722	1.7832	1.7961
Presión Normal, Kg/cm ² man.	1.85	1.85	1.85
Temperatura, °C	48.88	48.88	48.88
Solución circulante			
Agente Químico	MDEA / MEA	MDEA / DEA	MEA / DEA
Flujo, GPM	175	165	200
Concentración %peso	35 / 20	20 / 35	20 / 20
T solvente pobre, °C	57.22	57.22	57.22
T solvente rico, °C	84.80	84.67	87.14



Tabla 4.11 Comparación entre parámetros de los proceso con aminas (continuación)

Parámetros	MEA 20%
GENERALIDADES	
Servicio	Planta de Endulzamiento de Gas Amargo
No. de Unidades	2(dos)
Área total disponible, mm	14,830 x 13,700
Capacidad, MMPCSD	30
ESPECIFICACIONES	
Gas Húmedo Amargo	
Composición, %mol	
N ₂	3.96
CO ₂	3.05
H ₂ S	2.39
Metano	65.04
Etano	14.8
Propano	6.91
i-Butano	0.72
n-Butano	1.97
i-Pentano	0.4
n-Pentano	0.52
n-Hexano (+)	0.24
Flujo Normal, MMPCSD	31.185
Presión Normal, kg/cm ² man.	69.0
Temperatura, °C	60
PRODUCTOS	
Gas dulce	
H ₂ S, %mol	1.945 ppm
CO ₂ , %mol	81.532 ppm
Flujo Normal, MMPCSD	29.535
Presión Normal, Kg/cm ² man.	68.4
Temperatura, °C	64.43
Gases ácidos	
H ₂ S %mol	41.134
CO ₂ , %mol	52.516
Flujo Normal, MMPCSD	1.7663
Presión Normal, Kg/cm ² man.	1.85
Temperatura, °C	48.88
Solución circulante	
Agente Químico	MEA
Flujo, GPM	210
Concentración %peso	20
T solvente pobre, °C	57.22
T solvente rico, °C	83.46



Tabla 4.12 Comparación entre información básica de los procesos con aminas

Información Básica de Proceso	MDEA 55%	DEA 35%	MDEA /DEA (35% / 20%)
TORRES:			
Torre Absorbedora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
Torre regeneradora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
CAMBIADORES DE CALOR:			
Rehervidor de la Reneradora			
Carga térmica, MMBtu/hr	10.29	10.86	8.95
Presión Normal, Kg/cm ² man	2.088	2.088	2.088
Temperatura, °C	128	125.29	128.17
Intercambiador amina/amina			
Carga térmica, MMBtu/hr	4.26	4.31	3.68
Enfriador de amina pobre			
Carga térmica, MMBtu/hr	7.06	7.11	6.14
Enfriador de gases ácidos			
Carga térmica, MMBtu/hr	2.36	2.91	1.43
BOMBAS			
Bomba de amina de alta presión			
Potencia, Hp	174.705	182.927	151.556
Bomba de reflujo de gases ácidos			
Potencia, Hp	0.087	0.108	0.052
MAKE UP			
H ₂ O, lb/día	2447.253	2433.617	3503.885
Agente Químico, lb/día	19.149	8.548	13.966 / 5.081



Tabla 4.12 Comparación entre información básica de los proceso con aminas (Cont.)

Información Básica de Proceso	MDEA / MEA (35% / 20%)	MDEA / DEA (20% / 35%)	MEA / DEA (20% / 20%)
TORRES:			
Torre Absorbedora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
Torre regeneradora			
Diámetro, mm	1,219	1,219	1,219
Longitud, mm	15,240	15,240	15,240
Tipo de Internos	(20) platos	(20) platos	(20) platos
CAMBIADORES DE CALOR:			
Rehervidor de la Reneradora			
Carga térmica, MMBtu/hr	9.43	8.95	10.78
Presión Normal, Kg/cm ² man	2.088	2.088	2.088
Temperatura, °C	125.75	127.63	124.82
Intercambiador amina/amina			
Carga térmica, MMBtu/hr	3.86	3.58	3.92
Enfriador de amina pobre			
Carga térmica, MMBtu/hr	6.40	6.14	7.54
Enfriador de gases ácidos			
Carga térmica, MMBtu/hr	1.32	1.37	1.71
BOMBAS			
Bomba de amina de alta presión			
Potencia, Hp	161.189	151.479	183.917
Bomba de reflujo de gases ácidos			
Potencia, Hp	0.048	0.050	0.063
MAKE UP			
H ₂ O, lb/día	3,371.525	3,101.943	2,198.583
Agente Químico, lb/día	13.445 / 41.365	7.526 / 8.865	20.602 / 4.730



Tabla 4.12 Comparación entre información básica de los proceso con aminas (Cont.)

Información Básica de Proceso	MEA 20%
TORRES:	
Torre Absorbedora	
Diámetro, mm	1,219
Longitud, mm	15,240
Tipo de Internos	(20) platos
Torre regeneradora	
Diámetro, mm	1,219
Longitud, mm	15,240
Tipo de Internos	(20) platos
CAMBIADORES DE CALOR:	
Rehervidor de la Reneradora	
Carga térmica, MMBtu/hr	11.35
Presión Normal, Kg/cm ² man	2.088
Temperatura, °C	124.07
Intercambiador amina/amina	
Carga térmica, MMBtu/hr	4.52
Enfriador de amina pobre	
Carga térmica, MMBtu/hr	7.76
Enfriador de gases ácidos	
Carga térmica, MMBtu/hr	2.05
BOMBAS	
Bomba de amina de alta presión	
Potencia, Hp	192.259
Bomba de reflujo de gases ácidos	
Potencia, Hp	0.075
MAKE UP	
H ₂ O, lb/día	3,734.515
Agente Químico, lb/día	25.928

ANEXO
“B”



B.1 Bases de Diseño.

B.1.1 Generalidades

Las Plataformas de Compresión de Gas Akal-J-4 y Akal-C-4 cuentan actualmente con tres plantas endulzadoras de gas amargo con capacidad de 10 MMPCSD cada una.

Debido al largo tiempo que han estado en operación y a las condiciones agresivas a las que están expuestas por el ambiente marino, estas plantas se encuentran a la fecha en un estado de deterioro tal, que son un factor de riesgo tanto para el personal de a bordo como para el resto de las instalaciones de los Complejos correspondientes.

Dada la importancia de continuar suministrando el volumen de gas dulce, necesario para cubrir los diferentes conceptos por consumo en los Complejos Akal-C-4 y Akal-J-4, el Activo Cantarell requiere reemplazar las Plantas Endulzadoras existentes por unidades nuevas con Tecnología de punta, que proporcionen una mayor eficiencia de proceso y la factibilidad de una maximización de la capacidad de tratamiento, considerando que para la instalación de las nuevas plantas, únicamente se dispondrá del área en planta que ocupan las endulzadoras existentes.

B.1.1.1 Función de la Planta

La función de las plantas será reducir el contenido de H₂S presente en la corriente de gas húmedo-amargo proveniente de la Sección de Compresión, para su uso como gas combustible en turbinas y servicios generales que requieren los Complejos Akal – C – 4 y Akal – J - 4.

B.1.1.2 Tipo de Proceso

El proceso seleccionado es el Girbotol, utilizando una solución absorbente selectiva para el H₂S con base en Metildietanolamina al 50% en peso.

Cada Planta Endulzadora de Gas Amargo, deberá incluir el equipo de proceso que a continuación se describe como mínimo para el caso de cualquiera de las aminas:

- Torre Absorbedora de Gas Ácido
- Torre Regeneradora de MDEA
- Intercambiador MDEA Rica / MDEA Pobre
- Rehervidor de la Torre Regeneradora de MDEA
- Enfriador de MDEA Pobre
- Enfriador de Gases Ácidos
- Separador de Gas de Amargo
- Separador de Gas Dulce
- Tanque de Desorción de Hidrocarburos
- Tanque de Balance de MDEA
- Tanque Acumulador de Reflujo de la Regeneradora de MDEA



- Filtro de MDEA Pobre
- Filtro de MDEA Rica
- Bomba de MDEA de Alta Presión
- Bomba de Reflujo de la Regeneradora de MDEA
- Eyector de Gases Ácidos
- Equipo Auxiliar:
- Tanque de Inhibidor de Corrosión
- Tanque de Antiespumante
- Bomba de Inhibidor de Corrosión
- Bomba de Antiespumante

Todo el sistema deberá operar adecuadamente para las condiciones y características de las corrientes de alimentación y para cumplir con las características de los productos que se especifican más adelante.

Los servicios auxiliares requeridos para la operación de las plantas serán proporcionados por la Plataforma de Compresión respectiva.

- Gas combustible (del Paquete de Secado)
- Aire de planta e instrumentos
- Agua contra incendio
- Agua de servicio
- Energía eléctrica
- Agua potable

B.1.2 Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

B.1.2.1 Factor de Servicio.

Los paquetes de endulzamiento de gas amargo deberán ser diseñados para operar en forma continua los 365 días del año.

B.1.2.2 Capacidad de Diseño

La capacidad máxima de endulzamiento será la máxima factible de manejar dentro del área disponible para cada patín para las condiciones y características de la alimentación y para cumplir con las especificaciones de los productos.

B.1.2.3 Capacidad Normal

La capacidad normal de endulzamiento deberá ser de 30 MMPCSD de gas dulce producto por planta.



B.1.2.4 Capacidad Mínima

La capacidad mínima de endulzamiento deberá ser de 30 MMPCSD de gas dulce producto de las 2 plantas, considerando que este operando una planta y la otra planta este de relevo.

B.1.2.5 Flexibilidad.

El Sistema de Endulzamiento deberá estar constituido por dos plantas paquete. Será necesario prever las Instalaciones y desvíos necesarios para operar cada una de las plantas con el arreglo más conveniente. En caso de alguna falla en alguna de las secciones de una planta, esta planta saldrá de operación.

B.1.2.6 Falla de Energía Eléctrica

El paquete de endulzamiento deberá ser diseñada para que en caso de falla de energía eléctrica tenga la facilidad de efectuar un paro de emergencia ordenado.

B.1.2.7 Falla de Aire de Instrumentos

El paquete de endulzamiento deberá ser diseñada para que en caso de falla de aire de instrumentos tenga la facilidad de efectuar un paro de emergencia ordenado.

B.1.3 Especificaciones de la Alimentación a la Planta

Análisis Composicional Gas Húmedo Amargo

Componente	%mol
Nitrógeno	3.96
Bióxido de Carbono	3.05
Ácido Sulfhídrico	2.39
Agua	0.00
Metano	65.04
Etano	14.80
Propano	6.91
I-Butano	0.72
N-Butano	1.97
I-Pentano	0.40
N-Pentano	0.52
N-Hexano (+)	0.24
Total	100.00
Peso Molecular:	23.623



Densidad a P y T, g/cm ³	0.0779
Viscosidad, cp	0.01

La composición se indica en Base Seca. Se deberá adicionar agua de saturación a condiciones de presión y temperatura de operación.

Para fines de selección de materiales, se deberá considerar una concentración máxima de 2.44% mol de H₂S y de 3.22% mol de CO₂ en las corrientes de gas amargo a las Plantas Endulzadoras.

B.1.4 Condiciones de Alimentación

Origen	Alimentación	Presión kg/cm ² man min/nor/max	Temperatura °C min/nor/max	Forma de Recibo
Módulos de Compresión	Gas - Amargo Húmedo	70.0 / 70.0 / 80.0	52 / 55 / 62	Tubería
Módulo de Compresión	Gas - Amargo (Gas Motriz)	70.0 / 70.0 / 80.0	52 / 55 / 62	Tubería
Plataforma de Compresión	Solución de MDEA de Reposición	-	Ambiente	Tubería
Plataforma de Compresión	Agua de Reposición	-	Ambiente	Tubería

B.1.5 Especificaciones de los Productos a la Salida de las Plantas

B.1.5.1 Gas Dulce

El contenido de gases ácidos en el gas dulce, no deberá exceder de:

H ₂ S:	4 ppm en volumen
CO ₂ + inertes	3% mol

B.1.6 Condiciones de los Productos en Límites de Batería

Plataforma de Compresión Akal-C-4

Destino	Producto	Presión kg/cm ² man Min/nor/max	Temperatura °C min/nor/max	Forma de Envío
Sistema de Secado	Gas Dulce	69.0 / 69.0 / 79.0	* / * / *	Tubería



A Gasoducto	Líquidos	69.0 / 69.0 / 79.0	-	Tubería
A Drenaje Presurizado	Líquidos del Tanque de Desorción	3.0 / * / *	* / * / *	Tubería
A Sistema de Recuperación de Vapores, tipo "Booster"	Gas Ácido más Gas Motriz (Gas Resultante)	2.5 / 3.0 / 4.0	-	Tubería

* No disponibles.

Plataforma de Compresión Akal-J-4

Destino	Producto	Presión kg/cm ² man Min/nor/max	Temperatura °C min/nor/max	Forma de Envío
Sistema de Secado	Gas Dulce	69.0 / 69.0 / 79.0	* / * / *	Tubería
A Gasoducto	Líquidos	69.0 / 69.0 / 79.0	-	Tubería
A Drenaje Presurizado	Líquidos del Tanque de Desorción	3.0 / * / *	* / * / *	Tubería
A succión de Módulos de Compresión	Gas Ácido más Gas Motriz (Gas Resultante)	7.0 / 7.5 / 8.3	-	Tubería

* No disponibles.

B.1.7 Servicios Auxiliares

Se deberá diseñar las Plantas Paquete de Endulzamiento de acuerdo a la siguiente información:

B.1.7.1 Aire de Instrumentos

Impurezas (hierro, aceites, etc.)	Ninguna
Presión de Suministro (Min/Nor/Max), Kg/cm ² man.	5.6 / 7.0 / 8.8
Temperatura de Suministro, °C	30
Punto de Rocío, °C	-40

B.1.7.2 Aire de Planta

Se contará con aire seco y limpio generado en las plataformas Akal-C-4 y Akal-J-4, se verificará que la capacidad cubra los requerimientos totales de la instalación, incluyendo estos nuevos sistemas.



Características

Presión de Suministro, kg/cm ² man. máx/nor/mín	8.8 / 8.8 / --
Temperatura de Suministro, °c	Ambiente

B.1.7.3 Agua de Proceso

El agua de proceso se utilizará como medio para preparar las soluciones de los químicos que lo requieran.

Se deberá considerar la calidad del agua que se requiere para preparar la solución de MDEA al 50%. En caso de que no se disponga en la plataforma de la calidad del agua requerida, se incluirá un sistema de tratamiento que cumpla con los requerimientos.

B.1.8 Agentes Químicos

Agentes Químicos para las pruebas, arranque y operación normal de las plantas, considerando que estos deberán ser producidos en México.

- MDEA. (MEA. DEA)
- Inhibidor de Corrosión.
- Antiespumante (considerar para un adecuado control de la espuma, la dosificación normal e instantánea).

Se debe solicitar las marchas analíticas para determinación de la concentración residual de cada agente químico en el volumen circulante, a fin de controlar la dosificación correspondiente. el suministro de todos los químicos requeridos para la operación de las plantas de endulzamiento, se recibirán en tambores de pvc.

Así mismo suministrará el volumen requerido de cada químico y de solución de mdea para el arranque de las plantas, pruebas, puesta en operación, prueba de desempeño de 3 días, operación continua durante 30 días y doce meses de operación normal.

B.1.9 Puntos de Muestreo

Se deberá considerar la existencia de puntos de muestreo en las siguientes corrientes de proceso de las planta endulzadoras, como mínimo: gas amargo, gas dulce, gases ácidos, amina rica y amina pobre.



B.1.9.1 Analizadores en línea

Se deberá incluir analizadores de H₂S y CO₂ en las siguientes corrientes de proceso y otras que defina como requeridas: gas amargo, gas dulce, gases ácidos, amina rica y amina pobre.

B.1.9.2 Medición

Se considerará medición de flujo de las siguientes corrientes: gas dulce, gas amargo, gases ácidos y recirculación de solución de MDEA.

B.1.10 Medio de Calentamiento

Medio de Calentamiento*	Aceite Térmico
Tipo de Aceite Térmico	Dowtherm G
* El calor requerido para regenerar la amina será proporcionado con Aceite de Calentamiento.	

B.1.11 Gas Combustible

Será suministrado por la Plataforma para cubrir requerimientos de gas de sello.

B.1.12 Condiciones Climatológicas

B.1.12.1 Temperatura

Mínima extrema:	16.0 °C
Máxima promedio:	35.0 °C
Promedio del mes más caliente:	33.0 °C
Máxima extrema:	38.0 °C

B.1.12.2 Humedad Relativa

Máxima:	100%
Mínima:	82.7%



B.1.12.3 Viento

Precipitación pluvial anual media, mm :	860
Dirección de los vientos fuertes:	Norte a Sur
Dirección de los vientos dominantes:	Noreste a Suroeste
	Suroeste a Noroeste
Velocidad del viento, kg/h :	52

B.1.12.4 Atmósfera

Presión atmosférica:	760 mmHg
Atmósfera corrosiva:	Sí, (ambiente marino)

B.1.13 Sistema Eléctrico. (Consideraciones para fabricación de plantas endulzadoras)

B.1.13.1 Clasificación de Áreas

Los materiales y/o equipos que formen parte de las plantas endulzadoras de gas amargo, deberán ser especificados para su instalación de acuerdo a la clasificación de áreas. Deberán cumplir con la clasificación de áreas Clase 1, División 1, Grupo D.

B.1.13.2 Sistema de Fuerza

Tensión	480 V
No. de fases	3 Ø
Frecuencia	60 HZ

B.1.13.3 Tensión de Alimentación a Motores

Para motores monofásicos

Hasta ¼ HP.	127V
-------------	------



Para motores trifásicos

I hasta 200 HP	480 V
----------------	-------

Cada planta endulzadora deberá de contar con centro de control de motes (CCM'S), los cuales serán instalados en el cuarto de control eléctrico.

B.1.14. Normas, Códigos y Especificaciones

Concepto	Norma, Código, Especificación
Seguridad	Normas de PEMEX, Normas Oficiales Mexicanas (NOM)
Instrumentación	American Petroleum Institute (API) Instruments Society of America (ISA)
Bombas	American Petroleum Institute (API)
Electricidad	National Electric Manufacturers Association (NEMA)
Tuberías	American Nacional Standard Institute (ANSI)
Recipientes	American Society of Mechanicals Engineers (ASME)
Cambiadores	Tubular Exchanger Manufactures Association (TEMA)
Materiales	American Society of Testing & Materials (ASTM)
Desechos	Normas SEMARNAT, SEDESOL y STPS
Viento, Sismos	Manual de Obras Civil, Comisión Federal de Electricidad (CFE)



B.2 Lista de Equipo

Clave	Servicio	Características
DA-4400	Torre Absorbadora de Gas Ácido	D. I. 1219 mm x LT-T 15240 mm
DA-4401	Torre Regeneradora de MDEA	D. I. 1219 mm x LT-T 15240 mm
EA-4400	Intercambiador de MDEA Rica/Pobre	4010472.595 Btu/hr
EA-4402	Rehervidor de la Regeneradora de MDEA	7702485.222 Btu/hr
EC-4400	Enfriador de MDEA Pobre	6961943.513 Btu/hr
EC-4401	Enfriador de Gases Ácidos	2034777.087 Btu/hr
EE-4400/R	Eyector de Gases Ácidos	
FA-4400	Separador de Gas Amargo	D. I. 762 mm x LT-T 3048 mm
FA-4401	Separador de Gas Dulce	D. I. 762 mm x LT-T 3048 mm
FA-4402	Tanque de Desorción de Hidrocarburos	D. I. 1372 mm x LT-T 4267 mm
FA-4403	Acumulador de Reflujo de la Reg. de MDEA	D. I. 610 mm x LT-T 3048 mm
FA-4404	Tanque de Balance de MDEA	D. I. 1219 mm x LT-T 4267 mm
FD-4400/R	Filtro de MDEA Rica	200 GPM
FD-4401/R	Filtro de MDEA Pobre	20 GPM
GA-4401/R	Bomba de MDEA de Alta presión	H= 2292.645 Ft P= 129.921 Hp
GA-4402/R	Bomba de Reflujo de la Reg. de MDEA	H= 53.317 Ft P= 0.075 Hp

B.3 Diagrama de Flujo de Proceso

COMENTE	CARACTERÍSTICAS (4)				
	1 mil	2 mil	3 mil	4 mil	5 mil
AGUA	6.438	6.433	6.428	6.424	6.420
HIÓGENO	3.943	4.178	3.943	4.169	---
BIÓGENO DE CARBONO	3.637	6.888	3.637	6.384	---
ACIDO SULFÚRICO	8.388	8.696-04	8.388	15.8271	---
ETANO	64.761	68.364	64.761	76.889	---
ETANO	14.726	15.686	14.726	15.783	---
PROPANO	6.888	7.826	6.888	8.825	---
I-BUTANO	6.717	6.768	6.717	6.840	---
II-BUTANO	1.962	2.277	1.962	2.264	---
I-PENTANO	4.398	4.482	4.398	4.504	---
II-PENTANO	6.598	6.549	6.598	6.826	---
II-HEXANO (*)	6.239	6.253	6.239	6.428	---
HEXA	6.888	6.888	6.888	6.888	---
T B T A L	188.888	188.888	188.888	188.888	---
FLUJO EN kg/hr	3.4751	36.142	3.4751	60	6.888
FLUJO EN m³/hr	3685	7585	3685	60	6.888
DEBIDA EN m³/hr P Y T	6.779	6.746	6.779	6.884	---
SPG @ 15.6 °C	---	---	---	---	6.888
INICIO DE F. 1/2 PESA	3.328	25.547	3.328	60	---
PRECION EN kg/cm²	76.8	69.8	76.8	3.6	69.8
TEMPERATURA °C	38	38	38	38	38

LISTA DE EQUIPO (2) (3)

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
BA-440	TORRE ABSORCIÓN DE GAS ACIDO	Ø 1.829 m x L1-T 12649 mm
BA-441	TORRE REGENERACIÓN DE HECA	Ø 1.829 m x L1-T 12649 mm
EA-440	INTERCAMBIADOR HECA/HECA PORRE	863 Mm/ft
EA-441	RECONVRSOR DE LA REGENERACIÓN DE HECA	1987 Mm/ft
EE-440	EXPANSOR DE HECA PORRE	153 Mm/ft
EE-441	EXPANSOR DE GASES ACIDOS	156 Mm/ft
EE-440/R	EYECTOR DE GASES ACIDOS	60
FA-440	SEPARADOR DE GAS ANARDO	Ø 1.762 m x L1-T 3848 mm
FA-441	SEPARADOR DE GAS SULFO	Ø 1.762 m x L1-T 3848 mm
FA-442	TANQUE DE RESERVA DE HIBROCARBUROS	Ø 1.1372 m x L1-T 4267 mm
FA-443	ACUMULADOR DE REFULJO DE LA RED DE HECA	Ø 1.438 m x L1-T 3848 mm
FA-444	TANQUE DE BALANCE DE HECA	Ø 1.829 m x L1-T 4267 mm
FB-440/R	FILTRO DE HECA HECA	60
FB-441/R	FILTRO DE HECA PORRE	60
GA-440/R	BOMBA DE HECA DE ALTA PRECION	464 LPM, 10-634 kg/cm²
GA-441/R	BOMBA DE REFULJO DE LA RED DE HECA	27 LPM, 10-4-492 kg/cm²

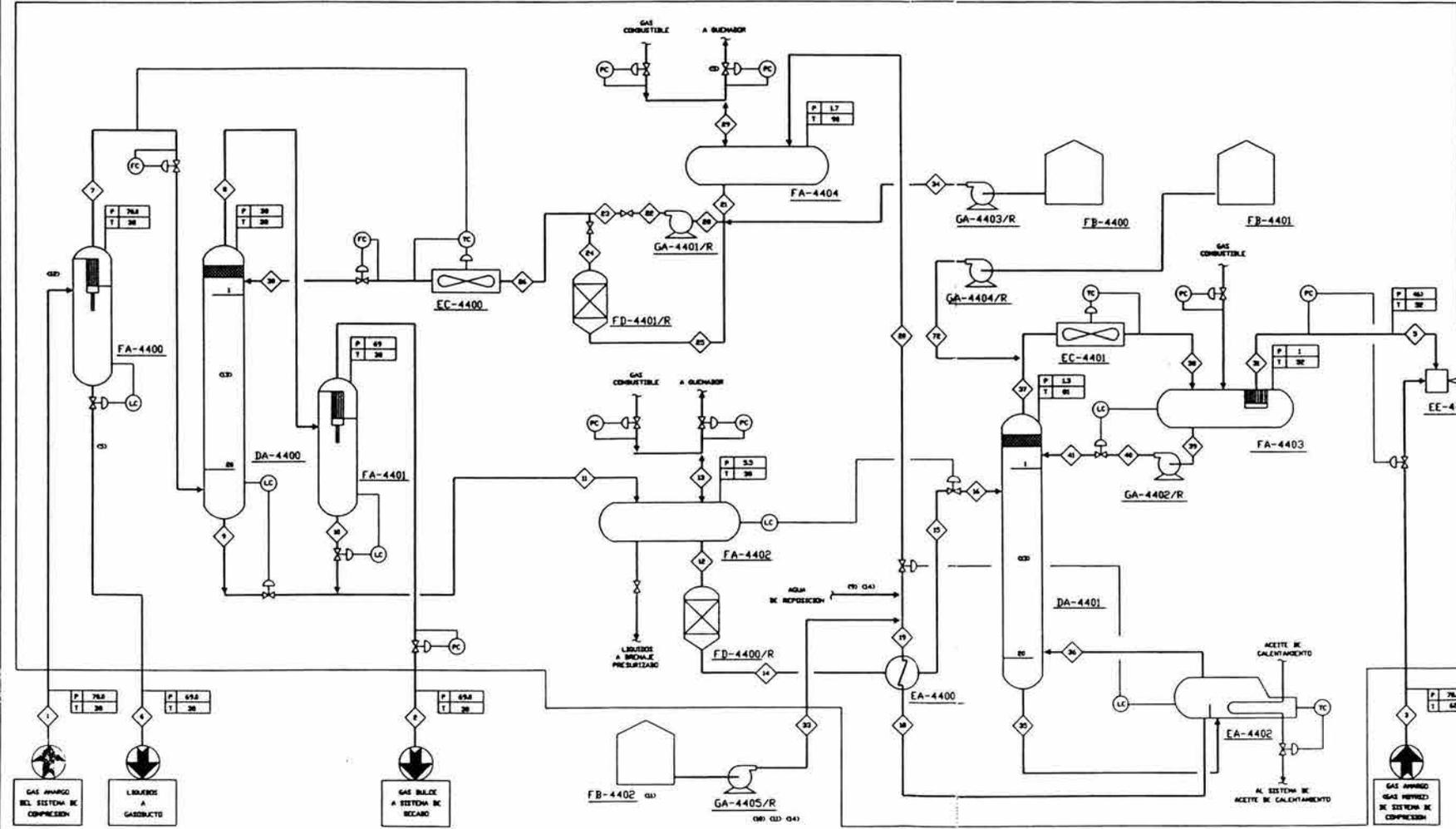
EQUIPO AUXILIAR (2) (3)

FB-440	TANQUE DE ANTESPUNTO	60
FB-441	TANQUE DE INYECTOR DE CORROSION	60
FB-442	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HECA	60
GA-443/R	BOMBA DE ANTESPUNTO	60
GA-444/R	BOMBA DE INYECTOR DE CORROSION	60
GA-445/R	BOMBA DE HECA DE REPOSICION	60

NOTAS:

- 1- PRECION EN kg/cm² min, TEMPERATURA EN °C.
- 2- ESTE ESQUEMA ES PROYECTO, EL PROVEEDOR DEBE ABRIR UN EQUIPO SI REALIZA LAS OPTIMIZACIONES AL PROCESO QUE CONSIDERE CONVENIENTES.
- 3- LA CAPACIDAD NORMAL DE CADA PLANTA DEBE DE SER INFERIOR A 15.6 °C Y 1 ATM DE GAS SULFO PRODUCTO.
- 4- EL PROVEEDOR DEBE PROPORCIONAR EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA TODAS LAS CORRIENTES DE ALIMENTACION Y SALIDA DE LOS EQUIPOS ANTES Y DESPUES DE LAS VALVULAS DE CONTROL Y DE LAS PLANTAS PARALLELAS DE ENLAZAMIENTO.
- 5- NORMALMENTE EN FLUJO.
- 6- POR PROVEEDOR.
- 7- SE DEBE PROPORCIONAR UN EQUIPO PARA CADA PLANTA.
- 8- POR PLANTA.
- 9- AGUA DE REPOSICION 60 kg/hr DE PLANTA POTABILIZADORA.
- 10- HECA DE REPOSICION 60 kg/hr.
- 11- EQUIPO EXISTENTE LOCALIZADO FUERA DEL PATH.
- 12- EL PROVEEDOR DEBE INCLUIR ANALIZADORES DE H2S Y COS, SISTEMAS DE MUESTREO DE FLUJO Y PUNTOS DE MUESTREO EN LAS SIGUIENTES CORRIENTES DE PROCESO Y OTRAS QUE DETENGA COMO NECESARIAS:
 - CORRIENTE DE GAS ANARDO
 - CORRIENTE DE GAS SULFO
 - CORRIENTE DE GASES ACIDOS
 - CORRIENTE DE ANARDO HECA
 - CORRIENTE DE ANARDO PORRE
- 13- DE CONSIDERAR "PLATOS" COMO INTERIENOS DE LAS TORRES ABSORCIÓN Y REGENERADORA, Y NO EMPARE ESTRUCTURADO, BAJA LA TENDENCIA DEL GAS ANARDO A LA PRECIPITACION DE ASFALTOS.
- 14- LA BOMBA FA-445/R SERVICIARA AL PROCESO TANTO A LA HECA COMO A EL AGUA DE REPOSICION.
- 15- EL PROVEEDOR DEBE INCLUIR ANALIZADORES DE H2S Y COS, SISTEMAS DE MUESTREO DE FLUJO Y PUNTOS DE MUESTREO EN LAS SIGUIENTES CORRIENTES DE PROCESO Y OTRAS QUE DETENGA COMO NECESARIAS:
 - CORRIENTE DE GAS ANARDO
 - CORRIENTE DE GAS SULFO
 - CORRIENTE DE GASES ACIDOS
 - CORRIENTE DE ANARDO HECA
 - CORRIENTE DE ANARDO PORRE

PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS AMARGO (PA-4400 AB) (2) (3) (4) (15)



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES "IZARRAGOLA"		APROBADO P.C.R.	
DISEÑO ELABORADO EN: CD. DE MEXICO		BOE	
NO. DE MEXICO		RUB	
ABR. DEL 2001			
ESQUEMA DE FLUJO DE PROCESO PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS AMARGO AKAL-C-4			
Héctor Eduardo Ruiz Bando			REV. 1



B.4 Balance de Materia y Energía

	1	2	5	9	16	18	30
	Gas Amargo a DA-4400	Gas dulce	Gas Acido	Amina Rica del DA-4400	Amina Rica a DA-4401	Amina Pobre de DA-4401	Amina Pobre a DA-4400
	Total	Total	Total	Total	Total	Total	Total
	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% MOL	% mol
H ₂ O	0.430	0.113	6.210	80.444	81.028	86.707	86.767
H ₂ S	2.380	3.65E-04	43.957	3.346	3.193	9.92E-02	9.88E-02
CO ₂	3.037	0.208	49.793	3.900	3.528	1.70E-02	1.69E-02
CH ₄	64.761	68.566	2.86E-02	0.114	2.02E-03	0.0000	0.0000
C ₂ H ₆	14.736	15.602	6.53E-03	2.35E-02	4.61E-04	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈	6.880	7.282	3.28E-03	1.35E-02	2.31E-04	0.0000	0.0000
n - C ₄	1.962	2.077	6.81E-04	2.38E-03	4.80E-05	0.0000	0.0000
N ₂	3.943	4.178	1.74E-04	2.28E-03	1.22E-05	0.0000	0.0000
i - C ₅	0.398	0.422	2.85E-05	2.01E-04	2.01E-06	0.0000	0.0000
n - C ₅	0.518	0.549	3.94E-05	3.63E-04	2.78E-06	0.0000	0.0000
n - C ₆	0.239	0.253	1.90E-04	3.63E-04	1.34E-05	0.0000	0.0000
i - C ₄	0.717	0.760	5.49E-05	3.99E-04	3.87E-06	0.0000	0.0000
MDEA	0.000	1.43E-04	1.01E-08	12.152	12.247	13.177	13.177
T (° F)	100	110.9	120	143.35	210.00	260.85	95
P (psia)	1010	1005	27.196	1010	73	30.696	1010
MOL. % liq.	Vapor	Vapor	Vapor	AQ Liq.	97.6594	AQ Liq.	AQ Liq.
Total (mol/h)	3429.1	3244.2	175.99	2518.1	2494.8	2318.8	2329.4
Total (lb/h)	81005	73806	6691.5	80120	79419	72728	72920
Peso mol.	23.623	22.750	38.023	31.865	31.834	31.365	31.304
Lb/Ft3	5.0174	4.5789	0.1679	67.633	11.579	60.126	64.935
Z factor	0.7917	0.8155	0.9901	7.35E-02	2.79E-02	2.07E-03	8.17E-02
Act CFD	16145	16119	39856	1184.6	6858.8	1209.6	1123.0
MMSCFD	31.231	29.547	1.6028	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Act GPM	0.0000	0.0000	0.0000	147.69	0.0000	150.80	140.00
STD GPM	0.0000	0.0000	0.0000	142.33	0.0000	137.83	138.22
H Btu/lb	-26.069	-18.784	10.535	-570.58	-498.05	-466.91	-616.98
Cp Btu/lbF	0.6325	0.6415	0.2320	0.8492	0.0000	0.9578	0.8430
CP/CV ratio	1.1532	1.1575	1.29	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Visc. CP	1.11E-02	1.10E-02	1.49E-02	1.8731	0.0000	0.6966	6.7423
Tk Btu/hrFtF	1.65E-02	1.73E-02	1.07E-02	0.1748	0.0000	0.1890	0.1933
S. Ten. dn/cm	0.0000	0.0000	0.0000	41.943	0.0000	33.228	46.455



B.5 Descripción del Proceso

El proceso deberá estar de acuerdo al Esquema de Flujo de Proceso para la Plataforma de Compresión Akal-C-4 y al Esquema de Flujo de Proceso para la Plataforma de Compresión Akal-J-4, considerando que los datos que se muestran son de carácter preliminar. Sobre las consideraciones anteriores, el proceso se llevará a cabo, como se describe a continuación:

Las Plantas Endulzadoras de Gas Amargo recibirán el gas proveniente del Sistema de Compresión, con el fin de reducir su contenido de H_2S a un mínimo adecuado para utilizarlo como gas combustible en turbinas y otros servicios requeridos para la operación del Complejo (4 ppm en volumen máximo).

El paquete de las Plantas Endulzadoras se ubicará en la Plataforma de Compresión, la cual proporcionará los servicios auxiliares indispensables tales como: gas combustible, tratamiento y eliminación de desechos, agua de servicios, generación y distribución de energía eléctrica, aire de planta e instrumentos, gas de arranque, gas de sello, MDEA de reposición, agentes químicos, etc. (el proveedor deberá proporcionar la MDEA y los químicos necesarios para el arranque y doce meses de operación continua).

Cada Planta Endulzadora, constará de tres secciones:

- Sección de Endulzamiento de Gas Amargo
- Sección de Regeneración de Amina
- Sección de Recuperación de Gases Ácidos.

B.5.1 Sección de Endulzamiento de Gas Amargo

La Sección de Endulzamiento deberá incluir los siguientes equipos, por planta:

Clave	Servicio
DA - 4400	Torre Absorbadora de Gas Ácido
EC - 4400	Enfriador de MDEA Pobre
FA - 4400	Separador de Gas Amargo
FA - 4401	Separador de Gas Dulce
FA - 4404	Tanque de Balance de MDEA
FD - 4401/R	Filtro de MDEA Pobre
GA - 4401/R	Bomba de MDEA de Alta Presión



El gas amargo proveniente del sistema de compresión se alimentará al separador de gas amargo, FA-4400 a una presión de 70 kg/cm² man, el cual estará provisto con internos de alta eficiencia para eliminar líquidos que pudiera llevar la corriente como arrastre y los hidrocarburos líquidos que se generen en el trayecto hacia las plantas paquete. Con esto se evitará la formación de espuma en la torre absorbidora y se protegerán los internos que se instalen dentro de ésta.

Posteriormente, el gas amargo libre de partículas de arrastre, se alimentará a la parte inferior de la torre absorbidora de gas ácido, DA-4400, para ponerse en contacto a contra-corriente, con la solución de MDEA pobre, la cual se alimentará por la parte superior de la torre absorbidora, por medio de la bomba de MDEA de alta presión, GA-4401/R, desde el tanque de balance de MDEA, FA-4404. Del 10 al 20% de la solución de MDEA pobre se recirculará a través del filtro de MDEA pobre FD-4401/R, retornando a la succión de las bombas GA-4400/R. El FD-4401/R es un filtro empacado cargado con carbón activado, con el cual tiene la finalidad de remover cualquier compuesto producto de la descomposición de la MDEA que se formará por efecto de la temperatura, o bien materia orgánica que pudiera causar espuma en la torre. Previo a su alimentación a la torre, la temperatura de la solución se reducirá en el enfriador EC-4400.

El proveedor deberá proporcionar los filtros FD-4400/R y FD-4401/R con sistemas de auto-limpieza integrados.

La torre absorbidora DA-4400 contará con platos para la absorción de los gases ácidos en la solución acuosa de MDEA. También se dispondrá de una malla separadora a la salida del gas dulce por el domo de la torre, para eliminar el arrastre de cantidades significativas de MDEA. A la salida de la solución de MDEA rica por el fondo de la torre, se reducirá su presión por medio de la válvula de control de nivel de la misma, para su alimentación al tanque de desorción de Hidrocarburos FA-4402.

El gas tratado pasará al separador de gas dulce FA-4401, que también dispondrá de internos de alta eficiencia para la eliminación de los arrastres de la MDEA. El gas se enviara al sistema de secado de gas existente en la plataforma de compresión. Los líquidos separados, se adicionarán a la corriente de MDEA rica procedente de la torre absorbidora para enviarse hacia el tanque de desorción de hidrocarburos, FA-4402.

No se considerará empaque estructurado como elemento de contacto en la torre absorbidora de gases ácidos, DA-4400 dada la tendencia del gas amargo del Campo Cantarell a la precipitación de asfáltenos.



B.5.2 Sección de Regeneración de Amina

Esta sección deberá incluir los siguientes equipos, por planta:

Clave	Servicio
DA – 4401	Torre Regeneradora de MDEA
EA – 4400	Intercambiador MDEA Rica/MDEA Pobre
EA – 4402	Rehervidor de la Torre Regeneradora de MDEA
EC – 4401	Enfriador de Gases Ácidos
FA – 4402	Tanque de Desorción de Hidrocarburos
FA – 4403	Acumulador de Reflujo de la Regeneradora de MDEA
FD – 4400/R	Filtro de MDEA Rica
GA – 4402/R	Bomba de Reflujo de la Regeneradora de MDEA

La MDEA rica proveniente de la sección de endulzamiento se recibirá en el tanque de desorción de hidrocarburos, FA-4402 para la separación de la fase gaseosa que saldrá a control de presión, por la parte superior del tanque para su envío a quemador. Los hidrocarburos condensados se desalojarán al sistema de drenaje presurizado. La MDEA rica, se enviará al filtro de MDEA rica, FD-4400/R, de tipo cartucho, para remover y eliminar las partículas sólidas de un tamaño de 5 micras y mayores que pudieran estar presentes, productos de corrosión y/o erosión de los equipos que integran el sistema, degradación de la MDEA, o hidrocarburos remanentes.

La MDEA rica libre de contaminantes saldrá por la parte inferior del filtro y se precalentará en el intercambiador de calor MDEA rica / MDEA robe EA-4400, por medio de la corriente de MDEA pobre procedente del rehervidor EA-4402.

La MDEA rica se alimentará a la torre regeneradora de MDEA, DA-4401 a control de nivel, por la parte superior, para la desorción de los gases ácidos de la solución, por medio del rehervidor de la regeneradora de MDEA, EA-4402, el cual utilizará aceite como medio de calentamiento. La corriente del domo de la torre, que estará formada por los gases ácidos y agua de saturación, pasará al enfriador de gases ácido, EC-4401 y posteriormente al acumulador de reflujo de la regeneradora de MDEA, FA-4403. El agua condensada se alimentará como reflujo a la torre por medio de la bomba GA-4402/R, mientras que los gases ácidos se enviarán al sistema de recuperación de gases ácidos.

La MDEA pobre libre de gases ácidos, que se obtendrá por el fondo del rehervidor se enfriará en el intercambiador MDEA rica / MDEA pobre, EA-4400, y se enviará al tanque de balance de MDEA, FA-4404 a control de nivel, para posteriormente enviar la solución de amina al enfriador de MDEA pobre, EC-4400 por medio de la bomba de MDEA de alta presión, GA-4401/R. No se



considerará empaque estructurado como elemento de contacto en la torre regeneradora de MDEA, DA-4401 dada la tendencia del gas amargo del Campo Cantarell a la precipitación de asfáltenos.

B.5.3 Sección de Recuperación de Gases Ácidos

Esta sección incluirá un eyector de gas ácido, EE-4400/R, por planta. Este eyector tiene la finalidad de incrementar la presión de la corriente de gas ácido proveniente de la sección de regeneración de MDEA, para su incorporación al gas de baja presión en el sistema de recuperación de Vapores, tipo "Booster", existente en la Plataforma Akal-C-4, y succión de módulos de compresión para el caso de la Plataforma Akal-J-4, evitando de esta manera la emisión de gases contaminantes al medio ambiente:

Clave	Servicio
EE - 4400/R	Eyector de Gas Ácido

El incremento de presión de la corriente de gas ácido se logrará por medio de un fluido motriz (gas amargo) alimentado a alta presión. El flujo motriz, pasará por una boquilla convergente-divergente en donde alcanzará una velocidad mayor, y arrastrará la corriente de gases ácidos a través de una cámara de succión. La mezcla de corrientes, se impulsará a través del difusor diseñado para alcanzar la presión de descarga requerida.

B.5.4 Equipo Auxiliar

Se incluirá el siguiente equipo auxiliar (dentro del patín de cada planta):

Clave	Servicio
FB-4400	Tanque de Antiespumante
FB-4401	Tanque de Inhibidor de Corrosión
GA-4403/R	Bomba de Antiespumante
GA-4404/R	Bomba de Inhibidor de Corrosión

El tanque de almacenamiento de MDEA que es existente y la bomba de reposición de MDEA no se incluirán en las plantas paquete endulzadoras.

B.6 Hojas de Datos

PLANTA
LOCALIZACIÓN
NO. DE UNIDAD

ENDULZADORA DE GAS AMARGO
SONDA DE CAMPECHE
UNA



HOJA DE DATOS

PLATAFORMA : CA-AC-4 NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL
No. DE TAG : DA - 4400 SERVICIO : TORRE ABSORBEDORA DE MDEA
MARCA : C - E NATCO

CONDICIONES DE OPERACION

CAPACIDAD : LITROS FLUIDO : MDEA
TEMP. OPERACION : 100 °C TEMP. MAXIMA : 393.11 °C TEMP. DISEÑO : °C
P. OPERACION : 30 kg/cm² man. P. MAXIMA : 35 kg/cm² man. P. DISEÑO : kg/cm² man.
NIVEL : NORMAL mm NIVEL MAXIMO : mm NIVEL MINIMO : mm

DIMENSIONES

LONGITUD : 15240 mm DIÁMETRO : 1219 mm
TIPO : VERTICAL : ● HORIZONTAL : ○ TIPO DE TAPAS : SEMI ELIPTICAS

PATIN O SOPORTE

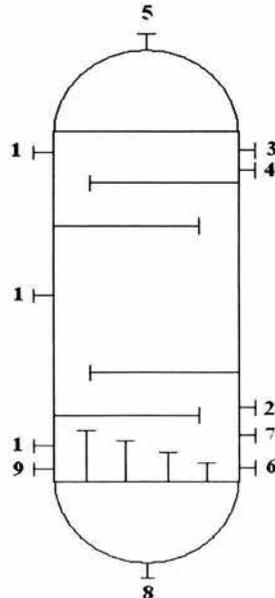
LONGITUD : mm ALTURA : mm ANCHO : mm

LISTA DE BOQUILLAS

No	DIÁMETRO	SERVICIO
1	20"	ENTRADA HOMBRE
2	8"	GAS AMARGO
3	1"	REFLUJO
4	6"	DEA POBRE
5	8"	GAS DULCE
6	2"	INSTRUMENTOS NIVEL
7	6"	DEA RICA
8	2"	DRENAJE
9	1"	CONEXIÓN DE SERVICIO

OBSERVACIONES

- 1.- MATERIAL DE ACERO AL CARBÓN INOXIDABLE
- 2.- VALVULAS DE ACERO AL CARBÓN INOXIDABLE
- 3.- EL FABRICANTE DEBERA CONTESTAR LA HOJA DE DATOS
- 4.- PREELIMINAR



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA



PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO
 LOCALIZACIÓN SONDA DE CAMPECHE
 NO. DE UNIDAD UNA

HOJA DE DATOS

PLATAFORMA : CA-AC-4 NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL
 No. DE TAG : DA - 4401 SERVICIO : TORRE REGENERADORA DE MDEA
 MARCA : C - E NATCO

CONDICIONES DE OPERACION

CAPACIDAD : LITROS FLUIDO : MDEA
 TEMP. OPERACION : 100 °C TEMP. MAXIMA : 393.11 °C TEMP. DISEÑO : °C
 P. OPERACION : 1.5 kg/cm² man. P. MAXIMA : 3.52 kg/cm² man. P. DISEÑO : kg/cm² man.
 NIVEL : NORMAL mm NIVEL MAXIMO : mm NIVEL MINIMO : mm

DIMENSIONES

LONGITUD : 15240 mm DIÁMETRO : 1219 mm
 TIPO : VERTICAL : ● HORIZONTAL : ○ TIPO DE TAPAS : SEMI ELIPTICAS

PATIN O SOPORTE

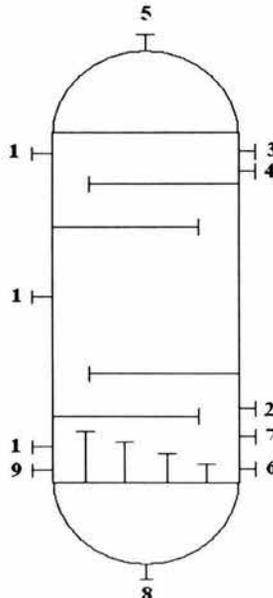
LONGITUD : mm ALTURA : mm ANCHO : mm

LISTA DE BOQUILLAS

No	DIÁMETRO	SERVICIO
1	20"	ENTRADA HOMBRE
2	8"	GAS AMARGO
3	1"	REFLUJO
4	6"	DEA POBRE
5	8"	GAS DULCE
6	2"	INSTRUMENTOS NIVEL
7	6"	DEA RICA
8	2"	DRENAJE
9	1"	CONEXIÓN DE SERVICIO

OBSERVACIONES

- 1.- MATERIAL DE ACERO AL CARBÓN INOXIDABLE
- 2.- VALVULAS DE ACERO AL CARBÓN INOXIDABLE
- 3.- EL FABRICANTE DEBERA CONTESTAR LA HOJA DE DATOS
- 4.- PREELIMINAR



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
 TESIS.

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
 ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
 AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA



PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO
 LOCALIZACIÓN SONDA DE CAMPECHE
 NO. DE UNIDAD UNA

HOJA DE DATOS

PLATAFORMA : CA-AC-4 NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL
 No. DE TAG : FA-4402 SERVICIO : TANQUE DESORCION DE HIDROCARBUROS
 MARCA : C-E NATCO

CONDICIONES DE OPERACION

CAPACIDAD : LITROS FLUIDO : IDEA RICA
 TEMP. OPERACION : 38 °C TEMP. MAXIMA : 150 °C TEMP. DISEÑO : °C
 P. OPERACION : 5.5 kg/cm² man. P. MAXIMA : 15 kg/cm² man. P. DISEÑO : kg/cm² man.
 NIVEL: NORMAL mm NIVEL MAXIMO : mm NIVEL MINIMO : mm

DIMENSIONES

LONGITUD : 4267 mm DIÁMETRO: 1372 mm
 TIPO : VERTICAL: ○ HORIZONTAL: ● TIPO DE TAPAS: SEMI ELIPTICAS

PATIN O SOPORTE

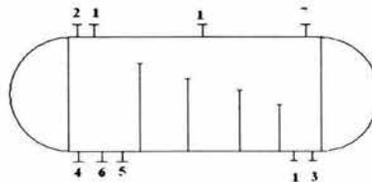
LONGITUD : mm ALTURA : mm ANCHO : mm

LISTA DE BOQUILLAS

No	DIÁMETRO	SERVICIO
1	20"	ENTRADA HOMBRE
2	8"	MDEA RICA ENTRADA
3	8"	MDEA RICA SALIDA
4	2"	INSTRUMENTOS NIVEL
5	2"	DRENAJE
6	1"	CONEXIÓN DE SERVICIO
7	1"	SALIDA HIDROCARBUROS

OBSERVACIONES

- 1.- MATERIAL DE ACERO AL CARBÓN INOXIDABLE
- 2.- VALVULAS DE ACERO AL CARBÓN INOXIDABLE
- 3.- EL FABRICANTE DEBERÁCONTESTAR LA HOJA DE DATOS
- 4.- PREELIMINAR



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
 TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
 ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
 AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA

PLANTA
LOCALIZACIÓN
NO. DE UNIDAD

ENDULZADORA DE GAS AMARGO
SONDA DE CAMPECHE
UNA



HOJA DE DATOS PARA ENFRIADORES CON AIRE

PLATAFORMA : CA-AC-4

NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL

No. DE TAG : EC - 4400

SERVICIO : ENFRIADOR DE MDEA POBRE

MARCA : C - E NATCO

CONDICIONES DE OPERACION

CONDENSER PRESSURE DROP =	0.5 PSI
PRESSURE DROP =	3 PSI
OUTLET TEMPERATURE =	95 DEGREES F.
DUTY =	-6963088.37 BTU/HR
LOG MEAN VISCOSITY =	3.277 CENTIPOISE
LOG MEAN THERM COND =	0.193 BTU/HR-FT-DEG F.
LOG MEAN DENSITY =	63.435 LBS/CU FT
MEAN HEAT CAPACITY =	0.879 BTU/LB F
% LIQUID IN OUTLET =	100 %

OBSERVACIONES

- 1.- EL FABRICANTE DEBERÁ CONTESTAR COMPLETAMENTE LA HOJA DE DATOS
- 2.- PRELIMINAR

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA

PLANTA
LOCALIZACIÓN
NO. DE UNIDAD

ENDULZADORA DE GAS AMARGO
SONDA DE CAMPECHE
UNA



HOJA DE DATOS PARA ENFRIADORES CON AIRE

PLATAFORMA : CA-AC-4
No. DE TAG : EC - 4401
MARCA : C - E NATCO

NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL
SERVICIO : ENFRIADOR DE GASES ACIDOS

CONDICIONES DE OPERACION

CONDENSER PRESSURE DROP =	0.500 PSI	
CONDENSER TEMPERATURE	= 120	DEGREES F.
REFLUX RATIO	= 0.57	
HEAT DUTY	= -2034486.32	BTU/HR
H2S IN ACID GAS (DRY)	= 46.919	PER CENT
CO2 IN ACID GAS (DRY)	= 53.038	PER CENT
LIQUID PRODUCT FLOW	= 0	GPM

OBSERVACIONES

- 1.- EL FABRICANTE DEBERÁ CONTESTAR COMPLETAMENTE LA HOJA DE DATOS
- 2.- PRELIMINAR

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA

PLANTA
LOCALIZACIÓN
NO. DE UNIDAD

ENDULZADORA DE GAS AMARGO
SONDA DE CAMPECHE
UNA



HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO TUBOS Y ENVOLVENTE

PLATAFORMA : CA-AC-4

NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL

No. DE TAG : EA - 4400

SERVICIO : INTERCAMBIADOR MDEA RICA/POBRE

MARCA : C-E NATCO

CONDICIONES DE OPERACION

LADO ENVOLVENTE

OTHER SIDE OF EXCHANGER =	2.01
PRESSURE DROP =	5 PSI
OUTLET TEMPERATURE =	210 DEGREES F.
DUTY =	4008398.93 BTU/HR
LOG MEAN DELTA T. =	40.675 DEGREES F.
INCR. ON TRANSFER CURVE =	10 INCREMENTS
APPROACH TEMPERATURE =	31.961 DEGREES F.
ENDPOINT UA =	98545.951 BTU/HR F
% LIQUID IN OUTLET =	97.663 %

LADO CORAZA

OTHER SIDE OF EXCHANGER =	2
PRESSURE DROP =	5 PSI
OUTLET TEMPERATURE =	201.961 DEGREES F.
DUTY =	-4008398.9 BTU/HR
LOG MEAN VISCOSITY =	0.968 CENTIPOISE
LOG MEAN THERM COND =	0.191 BTU/HR-FT-DEG F.
LOG MEAN DENSITY =	61.069 LBS/CU FT
MEAN HEAT CAPACITY =	0.936 BTU/LB F
LOG MEAN DELTA T. =	40.675 DEGREES F.
INIT TEMPERATURE GUESS =	201.929 DEGREES F.
INCR. ON TRANSFER CURVE =	10 INCREMENTS
APPROACH TEMPERATURE =	31.961 DEGREES F.
ENDPOINT UA =	98545.951 BTU/HR F
% LIQUID IN OUTLET =	100 %

OBSERVACIONES

- 1.- EL FABRICANTE DEBERÁ CONTESTAR COMPLETAMENTE LA HOJA DE DATOS
- 2.- PRELIMINAR

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA

PLANTA
LOCALIZACIÓN
NO. DE UNIDAD

ENDULZADORA DE GAS AMARGO
SONDA DE CAMPECHE
UNA



HOJA DE DATOS PARA ENFRIADORES CON AIRE

PLATAFORMA : CA-AC-4

NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL

No. DE TAG : EA - 4402

SERVICIO : REHEVIVOR DE LA REGENERADORA DE MDEA

MARCA : C - E NATCO

CONDICIONES DE OPERACION

STEAM RATE =	1.000 LB/GAL
REBOILER PRESSURE DROP =	0 PSI
OPERATING TEMPERATURE =	260.846 DEGREES F.
TOTAL HEAT DUTY =	7702489.83 BTU/HR
H2S IN LEAN AMINE =	60.78 GRAINS/GAL.
CO2 IN LEAN AMINE =	13.381 GRAINS/GAL.
H2S IN LEAN AMINE =	7.54E-03 H2S/AMINE(M/M)
CO2 IN LEAN AMINE =	1.29E-03 CO2/AMINE(M/M)
FRACTION LIQUID OVERHEAD =	0

OBSERVACIONES

- 1.- EL FABRICANTE DEBERÁ CONTESTAR COMPLETAMENTE LA HOJA DE DATOS
- 2.- PRELIMINAR

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA

PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO
LOCALIZACIÓN SONDA DE CAMPECHE
NO. DE UNIDAD UNA USO CONTINUO / UNA RELEVO



HOJA DE DATOS PARA BOMBAS

PLATAFORMA : CA-AC-4	NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL
No. DE TAG : GA-4401	SERVICIO : BOMBA DE MDEA DE ALTA PRESION
MARCA :	

CONDICIONES DE OPERACION

TAMAÑO Y TIPO: DESPLAZAMIENTO POSITIVO
LIQUIDO: AGUA ACIDA
GPM: 145 DISPONIBLE: 145
PRESION DE DESCARGA: 1013 PSIA
PRESION DIFERENCIAL: 987 PSIA
POTENCIA HIDRAULICA: 130 HP
TEMPERATURA DE BOMBEO: 202° F
DENSIDAD: 62.012 LB/FT3
VISCOSIDAD: 1.3 CP
COLUMNA DIFERENCIAL: 2292 FT

OBSERVACIONES

- 1.- EL FABRICANTE DEBERÁ CONTESTAR COMPLETAMENTE LA HOJA DE DATOS
- 2.- PRELIMINAR
- 3.- SE REQUIEREN 2 UNIDADES UNA PARA USO REGULAR Y LA OTRA PARA RELEVO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA



PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO
LOCALIZACIÓN SONDA DE CAMPECHE
NO. DE UNIDAD UNA USO CONTINUO / UNA RELEVO

HOJA DE DATOS PARA BOMBAS

PLATAFORMA : CA-AC-4	NIVEL DE UBICACION : 3er. NIVEL
No. DE TAG : GA-4402	SERVICIO : BOMBA DE REFLUJO DE LA REG DE MDEA
MARCA :	

CONDICIONES DE OPERACION

TAMAÑO Y TIPO: DESPLAZAMIENTO POSITIVO
LIQUIDO: AGUA ACIDA
GPM: 3.66 DISPONIBLE: 3.66
PRESION DE DESCARGA: 50 PSIA
PRESION DIFERENCIAL: 22.804 PSIA
POTENCIA HIDRAULICA: 0.25 HP
TEMPERATURA DE BOMBEO: 120° F
DENSIDAD: 61.589 LB/FT3
VISCOSIDAD: .57 CP
COLUMNA DIFERENCIAL: 54 FT

OBSERVACIONES

- 1.- EL FABRICANTE DEBERÁ CONTESTAR COMPLETAMENTE LA HOJA DE DATOS
- 2.- PRELIMINAR
- 3.- SE REQUIEREN 2 UNIDADES UNA PARA USO REGULAR Y LA OTRA PARA RELEVO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
TESIS:

EVALUACION TÉCNICO ECONÓMICA DE LA TECNOLOGÍA MÁS
ADECUADA PARA LA ELIMINACIÓN DE GASES ÁCIDOS DEL GAS
AMARGO EN INSTALACIONES COSTA AFUERA

ANEXO
“C”



CONCEPTO	FACTOR	CONCEPTO	FACTOR
MÉTODO DE PORCENTAJES		COSTO DIRECTO	
COSTO DE EQUIPO (E)	1.00	INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN	
INSTALACIÓN DE EQUIPO (f ₁)		F ₁ = E x {	
f ₁ = E x {		SÓLIDOS (0.33)	
SÓLIDOS (0.45)		SÓLIDO-FLUIDO (0.32)	0.32
FLUIDOS (0.47)		FLUIDOS (0.33)	
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL: INCLUYE INSTALACIÓN (f ₂)	0.30	GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	
f ₂ = E x {		F ₂ = E x {	
SÓLIDOS (0.09)		SÓLIDOS (0.30)	
SÓLIDO-FLUIDO (0.13)		SÓLIDO-FLUIDO (0.34)	0.34
FLUIDOS (0.18)		FLUIDOS (0.41)	
TUBERÍA: INCLUYE INSTALACIÓN (f ₃)	0.13	TOTAL DE COSTO INDIRECTO: CI = F ₁ + F ₂	
f ₃ = E x {		SÓLIDOS (0.72)	-
SÓLIDOS (0.16)		SÓLIDO-FLUIDO (0.09)	0.09
SÓLIDO-FLUIDO (0.31)		FLUIDOS (0.74)	-
FLUIDOS (0.08)		TOTAL DE COSTOS: CT = CD + CI	
ELÉCTRICO: INCLUYE INSTALACIÓN (f ₄)	0.31	CT = CD + CI {	
f ₄ = E x {		SÓLIDOS (3.36)	-
SÓLIDOS (0.10)		SÓLIDO-FLUIDO (3.59)	3.59
SÓLIDO-FLUIDO (0.10)		FLUIDOS (4.20)	-
FLUIDOS (0.11)		HONORARIOS DEL CONTRATISTA (H = ± 5% DE CT)	
CONSTRUCCIÓN: INCLUYE SERVICIOS (f ₅)	0.10	H = CT x {	
f ₅ = E x {		SÓLIDOS (0.17)	-
SÓLIDOS (0.25)		SÓLIDO-FLUIDO (0.18)	0.18
SÓLIDO-FLUIDO (0.29)		FLUIDOS (0.21)	-
FLUIDOS (0.18)		CONTINGENCIAS (K = ± 10% DE CT)	
MEJORAMIENTO DE PATIOS (f ₆)	0.29	K = CT x {	
f ₆ = E x {		SÓLIDOS (0.34)	-
SÓLIDOS (0.13)		SÓLIDO-FLUIDO (0.36)	0.36
SÓLIDO-FLUIDO (0.10)		FLUIDOS (0.42)	-
FLUIDOS (0.10)		TOTAL DE HONORARIOS Y CONTINGENCIAS: M = H + K	
SERVICIOS: INCLUYE INSTALACIÓN (f ₇)	0.10	M = H + K {	
f ₇ = E x {		SÓLIDOS (0.51)	-
SÓLIDOS (0.40)		SÓLIDO-FLUIDO (0.54)	0.54
SÓLIDO-FLUIDO (0.55)		FLUIDOS (0.74)	-
FLUIDOS (0.70)		INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO: ICF = CT + M	
TERRENO: SI LA COMPRA ES REQUERIDA (f ₈)	0.55	ICF = CT + {	
f ₈ = E x {		SÓLIDOS (3.87)	-
SÓLIDOS (0.06)		SÓLIDO-FLUIDO (4.13)	4.13
SÓLIDO-FLUIDO (0.06)		FLUIDOS (4.83)	-
FLUIDOS (0.06)		CAPITAL DE TRABAJO: CDT	
TOTAL DE COSTO DIRECTO: CD = E + (f ₁ + f ₂ + ... + f ₈)	0.06	CDT = E {	
CD = {		SÓLIDOS (0.68)	
SÓLIDOS (1.84)		SÓLIDO-FLUIDO (0.74)	0.74
SÓLIDO-FLUIDO (1.93)		FLUIDOS (0.86)	
FLUIDOS (2.46)		TOTAL DE LA INVERSIÓN FIJA: C = ICF + CDT	
	2.83	C = ICF + CDT {	
		SÓLIDOS (4.55)	-
		SÓLIDO-FLUIDO (4.87)	4.87
		FLUIDOS (5.00)	-

Referencia: Tesis "Desarrollo de un sistema automatizado para la estimación de costos de inversión en plantas de proceso, con base a métodos modulares", Santiago Fernando Rugeles Viveros, Facultad de Química, UNAM, 1999

Tabla 5.7 Método de porcentajes



CONCEPTO	FACTOR
MÉTODO DE LANG	
COSTO DEL EQUIPO (A)	1.00
COSTO DE EQUIPO INSTALADO (B = A x 1.43)	1.43
COSTO DE INSTALACIÓN DE EQUIPO Y TUBERÍA (C)	
$C = B \times \begin{cases} \text{SÓLIDOS (1.10)} \\ \text{SÓLIDO-FLUIDO (1.25)} \\ \text{FLUIDOS (1.60)} \end{cases}$	1.79
COSTO DE CONSTRUCCIÓN DE LA PLANTA (D = C x 1.50)	2.68
GASTOS GENERALES (Contingencias, instalaciones temporales, gastos de ingeniería y honorarios del contratista)	
$E = D \times \begin{cases} \text{SÓLIDOS (31\%)} \\ \text{SÓLIDO-FLUIDO (35\%)} \\ \text{FLUIDOS (33\%)} \end{cases}$	0.94
COSTO TOTAL DE LA PLANTA (F = D + E)	3.62
ESTIMADO DE INVERSIÓN DE PLANTAS:	
PROCESO DE SÓLIDOS (F = A x 3.1)	
PROCESO DE SÓLIDO-FLUIDO (F = A x 3.63)	3.63
PROCESO DE FLUIDOS (F = A x 4.74)	

Referencia: Tesis "Desarrollo de un sistema automatizado para la estimación de costos de inversión en plantas de proceso, con base a métodos modulares", Santiago Fernando Rugerio Viveros, Facultad de Química, UNAM. 1999

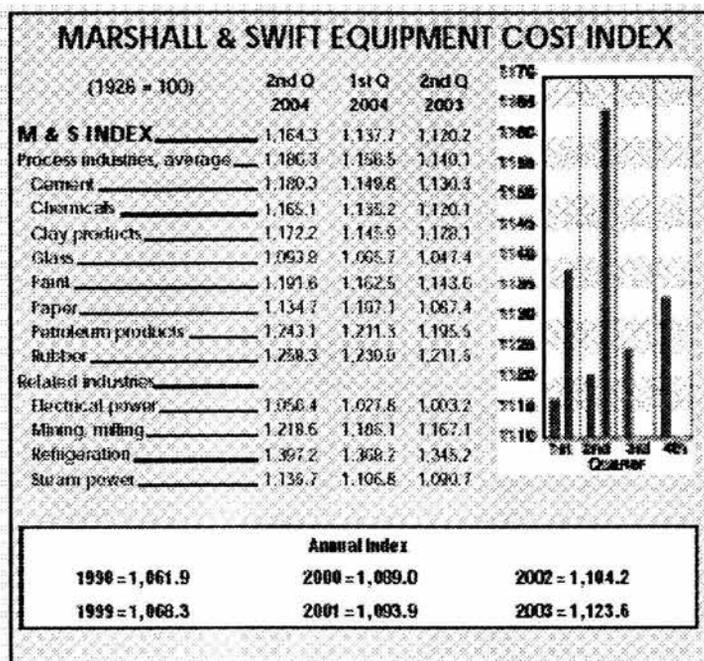
Tabla 5.8 Método de Lang



CONCEPTO	FACTOR
MÉTODO DE CHILTON	
COSTO DE EQUIPO (Ceq) INSTALACIÓN DE EQUIPO(Ø ₁)	1.00
$\text{Ø}_1 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{SÓLIDOS (0.45)} \\ \text{SÓLIDO-FLUIDO (0.39)} \\ \text{FLUIDOS (0.47)} \end{cases}$	1.39
$\text{Ø}_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$	
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL: INCLUYE INSTALACIÓN (f ₁)	0.08
$f_1 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{POCA (0.02 a 0.05)} \\ \text{MEDIANA (0.05 a 0.10)} \\ \text{COMPLEJA (0.10 a 0.15)} \end{cases}$	
TUBERÍA: INCLUYE INSTALACIÓN (f ₂)	0.20
$f_2 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{SÓLIDOS (0.07 a 0.10)} \\ \text{SÓLIDO-FLUIDO (0.10 a 0.30)} \\ \text{FLUIDOS (0.30 a 0.60)} \end{cases}$	
CONSTRUCCIÓN (f ₃)	0.40
$f_3 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{UNIDADES EXTERIORES (0.05 a 0.20)} \\ \text{UNIDADES INTERIORES-EXTERIORES (0.20 a 0.60)} \\ \text{FLUIDOS (0.60 a 1.0)} \end{cases}$	
SERVICIOS (f ₄)	0.15
$f_4 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{MENORES (0.05)} \\ \text{MAYORES (0.05 A 0.25)} \\ \text{NUEVO SITIO (0.25 a 1.0)} \end{cases}$	
LÍNEAS FUERA DE PROCESO (f ₅)	0.10
$f_5 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{PLANTA EXISTENTE (0.05)} \\ \text{UNIDADES DE SEPARACIÓN (0.05 a 0.15)} \\ \text{UNIDADES DE DESTILACIÓN (0.15 a 0.25)} \end{cases}$	
$\text{Ø}_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8$	
CONSTRUCCIÓN E INGENIERÍA (f ₆)	0.43
$f_6 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{PROCESO CONTINUO (0.20 a 0.35)} \\ \text{PLANTA COMPLEJA (0.35 a 0.50)} \end{cases}$	
TAMAÑO (f ₇)	0.10
$f_7 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{GRANDE (0.05)} \\ \text{PEQUEÑA (0.05 a 0.15)} \\ \text{EXPERIMENTAL (0.15 a 0.35)} \end{cases}$	
CONTINGENCIAS (f ₈)	0.25
$f_8 = \text{Ceq} \times \begin{cases} \text{PROCESO FIJO (0.10 a 0.20)} \\ \text{SUJETO A CAMBIO (0.20 a 0.30)} \\ \text{PROCESO TENTATIVO (0.30 a 0.50)} \end{cases}$	
INVERSIÓN	4.75

Referencia: Tesis "Desarrollo de un sistema automatizado para la estimación de costos de inversión en plantas de proceso, con base a métodos modulares". Santiago Fernando Rupezo Viveros, Facultad de Química, UNAM, 1999

Tabla 5.9 Método de Chilton



72 CHEMICAL ENGINEERING WWW.CHE.COM AUGUST 2004

Tabla 5.10 Índices de Marshall & Swift

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

1. Baker R.L., McCrea D.H., (1981) "THE BENFIELD LOHEAT PROCESS", American Institute of Chemical Engineers.
2. Benson H. E. "BENFIELD PROCESSES FOR SNG OR FUEL GAS PURIFICATION" 165th Acs Natl. Meet. Dallas Tx.(1973).
3. Benson H.E., Field J. H., Haynes W. P., (1956) "IMPROVED PROCESS FOR CO₂ ABSORPTION USES HOT CARBONATE SOLUTIONS", Chemical Engineering Progress, Volumen 52, Número 10.
4. Benson H.E., Field J. H., Jameson, R. M., (1954) "CO₂ ABSORPTION EMPLOYING HOT POTASSIUM CARBONATE SOLUTIONS", Chemical Engineering Progress, Volumen 50, Número 7.
5. Clem K. R., Kaufman J. L., (1985) "GAS TREATING WITH FLEXSORB TECHNOLOGY", Gas Conditioning Conference.
6. Douglas H. Mackenzie "DESIGN & OPERATION OF SELECTIVE SWEETENING PLANT USING MDEA" Energy Progress, March 1987.
7. Esquivel Lopez, Sandra "PAQUETE DE INGENIERIA BASICA PARA UNA PLANTA ENDULZADORA DE GAS EN PLATAFORMAS MARINAS" Tesis UNAM.(1989)
8. Francis S. Manning, Richard E. Thompson "OIL FIELD PROCESSING OF PETROLEUM" Pennwell Publishing Company, Tulsa, Oklahoma, Vol 1, 1987.
9. Gas Sweetener Associates "NEW SWEETENING PROCESS OFFER ADVANTAGES" Journal Article Energy Processing Canada, V 82, July – August 1990.
10. Gazzi L. "A NEW AMINE – SOLVENT PROCESS FOR SELECTIVE HYDROGEN SULPHIDE REMOVAL" AIChE 1986 Spring Natl. Meet. 1986 New Orleans.
11. H. Y. Mak "GAS PLANT CONVERTS AMINE UNIT TO MDEA – BASED SOLVENT" Hydrocarbon Processing, October 1992.
12. Instituto Mexicano del Petróleo, "MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO" , Volumen XII, Plantas Endulzadoras, México, 1981
13. Jerry A. Bulling "SELECTIVE ABSORPTION USING AMINES" Proceedings of the sixty first GPA Annual convention Tulsa, OK: Gas Processors Association, 1982
14. Jones V. W. "FUNDAMENTAL OF GAS TREATING" Proc. Gas Cond. Conf. 29th, Chem. Abstr. (1979).



15. Kenn M. Lunsford "OPTIMIZATION OF AMINE SWEETENING UNITS" Proceeding of the 1996 AIChE Spring National Meeting, New York; N. Y. American Institute of Chemical Engineers.
16. Kohl Arthur L., Nielsen Richard B. (1997) "GAS PURIFICATION", Cap.5 "Alkaline Salt Solutions for Acid Gas Removal", Gulf Publishing Company.
17. Maddox R. N., Burns M. D., (1967) "DESIGNING A HOT-CARBONATE PROCESS", The Oil and Gas Journal, Volumen 65, Noviembre 13.
18. Manning Francis S., Thompson Richard E.(1991) "OILFIELD PROCESSING OF PETROLEUM", Cap.7 "Gas Sweetening", Pennwell Publishing Company.
19. Mendez de la Brena, Erika Fabiola "ESTUDIO TECNICO ECONOMICO DE RECONDICIONAMIENTO DE EQUIPO PARA EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO EXISTENTE POR CAMBIO EN CAPACIDAD Y CONDICIONES DE OPERACIÓN" Tesis UNAM.(1994)
20. Michael L. Spears "CONVERTING TO DEA / MDEA MIX UPS SWEETENING CAPACITY" Oil & Gas Journal, August 12, 1996
21. Minkine A "IFPEXOL: COMPLETE GAS TREATMENT WITH A BASIC SINGLE SOLVENT" 42nd Annv. Okla. Univ. Laurance Reid Gas Conditioning Conf. 1992, Petroleum Abstracts.
22. Pearce R. L. "BASIC CONSIDERATIONS IN ACID GAS REMOVAL" AIChE 1986 Spring Natl. Meet. 1986 New Orleans.
23. Peters Max S., Timmerhaus "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS" McGraw – Hill, New York, 4a edición, 1991.
24. R. B. Nielsen, J. Rogers "TREAT LPG'S WITH AMINES" Hydrocarbon Processing, September 1997.
25. Rugerip Viveros Santiago "DESARROLLO DE UN SISTEMA AUTOMATIZADO PARA LA ESTIMACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN EN PLANTAS DE PROCESO, CON BASE A MÉTODOS MODULARES" Tesis UNAM (1999)
26. Shav, V. A. "THE SELEXOL SOLVENT PROCESS FOR COMBINED GAS TREATING AND HYDROCARBON" Energy Process, V 79, Mar – Apr 1987.
27. The M.W: Kellogg Company, "CORROSION IN NATURAL GAS PROCESSING PLANTS" (1990).
28. Thompson S. M. "ADVANCES IN NATURAL GAS PROCESSING TECHNOLOGY" 13th World Petroleum Congress proceeding, V 3 (1992)
29. Watt Committee on Energy "THE MEMBRANE ALTERNATIVE: ENERGY IMPLICATION FOR INDUSTRIA" Petroleum Review, Journal Article: meeting paper V 43, July 1989