

55



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"ESTUDIO COMPARATIVO DE MEMBRANAS POLIMERICAS Y UN PROCESO CONVENCIONAL DE DEA PARA LA SEPARACION DE GASES"

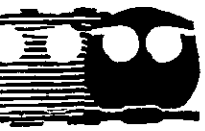
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERA QUIMICA

P R E S E N T A :

SAMARA GARDUZA MADRIGAL



MEXICO, D. F.



EXAMENES PROFESIONALES FAC. DE QUIMICA

283758

2000



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

**PRESIDENTE
VOCAL
SECRETARIO
1er. SUPLENTE
2o. SUPLENTE**

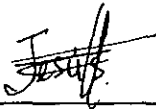
**PROF. ANAYA DURAND ALEJANDRO
PROF. LÓPEZ TORRES ARTURO
PROF. TORRES MERINO JESÚS
PROF. GALICIA PINEDA MA. LUISA
PROF. VILLALOBOS HIRIART ALEJANDRO**

**SITIO DONDE SE
DESARROLLÓ EL TEMA:**

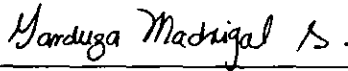
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO



**M. en I. ALEJANDRO ANAYA DURAND
A S E S O R**



**ING. JESÚS ZÚÑIGA HERRERA
SUPERVISOR TÉCNICO**



**SAMARA GARDUZA MADRIGAL
SUSTENTANTE**

A Dios, porque él hace posible el milagro de la vida y de todo lo que ella encierra...

A mis padres y a mi hermano, autores de esta gran obra, razón de mi vida e inspiración de toda lucha y todo trabajo...

A toda mi familia, porque sin su apoyo esto no sería posible...

Al Ing. Alejandro Anaya Durand, maestro y muy querido amigo, sin sus valiosos consejos este trabajo no hubiera llegado a su culminación...

A mis amigos y compañeros, muy en especial a Sonia, a Patsy y a Rogelio...mil gracias

INDICE

	<i>Pág.</i>	
Capítulo 1.		
1.1	Introducción	1
1.2	Objetivo	4
1.3	Resumen	5
Capítulo 2.		
2.1	Generalidades sobre la tecnología de Membranas	7
	2.1.1 Antecedentes	7
	2.1.2 Clasificación de las membranas	8
	2.1.3 Aplicaciones	17
2.2	Fundamentos de Permeación de Gases	18
	2.2.1 Solubilidad, Difusividad y Permeabilidad	18
	2.2.2 Difusión de Knudsen	23
	2.2.3 Factor de Separación	24
	2.2.4 Selección del polímero	26
2.3	Generalidades sobre la absorción de gases con DEA	28
	2.3.1 Procesos con Aminas	28
	2.3.2 Química Básica del Proceso	29
Capítulo 3.		
3.1	Proceso de separación de gases con membranas Poliméricas	32
	3.1.1 Descripción del proceso	32
	3.1.2 Diagrama de Flujo de Proceso	35
	3.1.3 Balance de Materia y Energía	36
	3.1.4 Lista de Equipo	39
	3.1.5 Requerimiento de Servicios Auxiliares	41

3.1.5.1	Agua de Enfriamiento	41
3.1.5.2	Vapor de Baja Presión	41
3.1.5.3	Energía Eléctrica	41
3.1.6	Recomendaciones de Diseño y Operación	42

Capítulo 4.

4.1	Proceso de separación de gases con DEA	44
4.1.1	Descripción del proceso	44
4.1.2	Diagrama de Flujo de Proceso	46
4.1.3	Balance de Materia y Energía	47
4.1.4	Lista de Equipo	50
4.1.5	Requerimiento de Servicios Auxiliares	52
4.1.5.1	Agua de Enfriamiento	52
4.1.5.2	Vapor de Baja Presión	52
4.1.5.3	Energía Eléctrica	52
4.1.6	Recomendaciones de Diseño y Operación	53

Capítulo 5.

5.1	Estimado de Inversión	55
5.2	Costos de Operación	58

Capítulo 6.

6.1	Conclusiones	62
-----	--------------	----

Capítulo 7.

7.1	Bibliografía	64
-----	--------------	----

ANEXO "A"	67
------------------	-----------

ANEXO "B"	83
------------------	-----------

CAPITULO 1.

Introducción

1.1 Introducción

El gas natural contiene porcentajes variables de compuestos como el dióxido de carbono, ácido sulfhídrico, metano, etano, propano, butano, pentano, hexano, trazas de hidrocarburos que tienen más de seis átomos de carbono, agua, nitrógeno y gases como mercaptanos, sulfuro de carbonilo, helio y argón en menor proporción.

Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos, generalmente contienen materiales contaminantes indeseables para su posterior aplicación, siendo los compuestos del azufre, principalmente el ácido sulfhídrico (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2), los más comunes y en mayor abundancia, además del vapor de agua; por lo que deben ser extraídos antes de que estas corrientes de gas puedan ser transportadas, procesadas o quemadas. Para ser comercialmente aceptable, el gas natural debe cumplir con estrictas especificaciones con respecto al poder calorífico y el contenido de ciertos componentes. Por ejemplo, una cantidad suficiente de H_2S debe removerse de tal manera que la concentración final de este compuesto no exceda de $\frac{1}{4}$ a $\frac{1}{2}$ de grano* por 100 pies cúbicos estándar. De igual manera, el contenido de CO_2 del gas producto debe ser menor del 2% en mol ya que concentraciones mayores podrían ser corrosivas. Incluso, el CO_2 debe removerse porque su presencia disminuye el poder calorífico del gas natural. Existen diversos métodos para eliminar este gas, entre los cuales se cuenta la absorción con una amina, por ejemplo, la dietanolamina (DEA).

El proceso de absorción se basa en la afinidad de ciertos compuestos orgánicos para el gas que se desea eliminar. El gas natural, rico en CO_2 y/o H_2S , se pone en contacto a contracorriente con el solvente pobre o regenerado en una columna de absorción obteniéndose como producto gas pobre, en este caso CO_2 , por el domo de la misma. El solvente rico en este gas se envía a una sección de regeneración para su posterior uso.

* 1 grano (gr): 65 mg (1.4E-4 lb)

Éste y otros procesos existentes para tal fin, no son particularmente atractivos cuando los parámetros a evaluar son: costo de capital, consumo de energía, área de la planta, costo de mano de obra para la operación y mantenimiento, entre otros.

Desde hace algunos años se han empleado otros procesos para separar uno o más gases de una mezcla gaseosa. Siendo esto aplicable a la separación de CO₂ del gas natural; las membranas representan una buena oportunidad como medio de separación.

La introducción de membranas como medio de separación de gases es aún joven, y su tecnología está siendo desarrollada como una operación unitaria de las más importantes en las últimas dos décadas. Las membranas han logrado competir con procesos tradicionales por sus ventajas inherentes como son: baja inversión, facilidad de operación, bajo consumo de energía, ahorro de espacio, bajo costo de operación, entre otras.

Una membrana es una barrera, usualmente delgada, que separa dos fluidos. Están fabricadas principalmente de materiales poliméricos, pero existen también de cerámica, vidrio y metálicas. Los polímeros más empleados para este fin incluyen derivados de la celulosa, polisulfones y poliamidas.

Aplicaciones comerciales importantes de los procesos con membranas incluyen la separación de aire para producir nitrógeno, la recuperación de hidrógeno de corrientes de hidrocarburos, la desalinización de agua salada por ósmosis inversa, la deshidratación de gas, la recuperación de CO₂ para su inyección en pozos petroleros, la eliminación de H₂S y de CO₂ del gas natural, entre otros.

Las membranas ofrecen ventajas considerables sobre los procesos convencionales de separación de gases. Algunas de estas ventajas son:

- Costos de capital menores
- Bajos costos de operación con mantenimiento mínimo

- Alto rendimiento
- *Requerimiento de espacio mínimo*
- Sistemas fácilmente escalables para responder a cambios en las condiciones de alimentación

Aunque también presentan ciertas desventajas como son:

- La selección de polímeros está limitada, comercialmente, a acetatos de celulosa y polisulfones
- Para una separación de gases eficiente se requiere manejar presiones muy elevadas, lo cual eleva el costo de operación
- *Puede presentarse cierta acumulación de materiales en la membrana (polarización de la concentración)*

Los productos separados, a su vez, pueden emplearse en otros procesos útiles en la industria. Por ejemplo, el CO₂ como medio de inyección para la extracción de crudo de yacimientos petrolíferos ha sido ampliamente usado hasta ahora; aunque actualmente se están desarrollando nuevas tecnologías para este fin, el CO₂ sigue presentando amplias ventajas.

1.2 Objetivo

El presente trabajo tiene como objetivo la comparación entre un proceso convencional de separación de gases, como lo es el proceso de absorción con DEA, y una de las nuevas tecnologías en el ramo, el empleo de membranas poliméricas; esto aplicado a *la separación de CO₂ de una corriente de gas natural.*

1.3 Resumen

Para este estudio se considera una corriente de gas natural de 30 MMPCDS (850 Mm³/día STD) a 86°F (30°C) y 940 psia (65 kg/cm² abs.) de presión, con la composición siguiente:

COMPONENTE	% MOL
CO ₂	11
CH ₄	86.3
N ₂	0.6
C ₂ H ₆ (+)	2.1

Para la separación del CO₂ de esta corriente se emplea un proceso convencional de absorción con una solución de DEA al 30% en peso.

Por otro lado, se emplea un proceso con una membrana de acetato de celulosa diseñado en dos módulos de separación.

Este trabajo presenta un panorama general de la importancia de la separación del CO₂ y otros gases indeseables de una corriente de gas natural; así como usos posteriores de los mismos.

Asimismo, muestra una perspectiva de las innovaciones en el campo de la separación de gases como lo es el uso de membranas poliméricas compitiendo con procesos tradicionales como absorción, adsorción, entre otros.

En el Capítulo 2 se presentan los fundamentos teóricos de la separación de gases con membranas introduciendo los conceptos de permeabilidad, difusividad y selectividad en los que se basa dicha separación; así como diversas aplicaciones y los tipos de membranas que existen.

En el Capítulo 3 se ilustra el proceso de separación de CO₂ del gas natural mediante el uso de DEA como agente absorbente, el cual se regenera para su posterior reutilización en el proceso; se presenta también, el balance de materia y energía correspondiente, así como el diagrama de flujo del proceso. Para llevar esto a cabo se empleó el Simulador de Proceso PRO-II, Versión 5.0.

Esto para la posterior comparación con un proceso relativamente nuevo de separación como lo son las membranas; un proceso sencillo que permitirá una separación eficiente de CO₂ con costos de capital bajos y requerimientos de espacio mínimo. En el Capítulo 4 se presenta la descripción del proceso, además del balance de materia y energía y el diagrama de flujo de proceso correspondiente. Para mayor referencia, en el Anexo "A" se presentan los resultados obtenidos del simulador de proceso.

En el Capítulo 5 se presenta un estimado de inversión en donde se muestran resultados de índole económica como son el cálculo del equipo y algunos cálculos relacionados con la inversión fija, además de los gastos de operación de cada proceso; lo cual nos permitirá hacer algunos comentarios finales en el Capítulo 6 respecto al estudio realizado en el presente trabajo.

CAPITULO 2.

Generalidades sobre la tecnología de membranas y absorción de gases con DEA

2.1 Generalidades sobre la tecnología de membranas

2.1.1 Antecedentes

Una **membrana** es una barrera, usualmente delgada, que separa dos fluidos. La separación de gases por membranas está basada en el principio de que algunos gases permean a través de la membrana mucho más rápido que otros, debido a diferencias en sus movilidades o solubilidades en el material de la misma.

La propiedad de la membrana que afecta a la velocidad de transporte es su permeabilidad. La permeación de gases puede definirse como un fenómeno físico en el cual ciertos componentes pasan selectivamente a través de una membrana. Una membrana es semipermeable si, en condiciones idénticas, transporta diferentes especies moleculares con velocidades distintas.

Las películas poliméricas se puede considerar, en general, que son regiones cristalinas y amorfas alternas. La región cristalina, que tiene estructuras regulares, se supone por lo común que es impermeable a los gases y líquidos. Los segmentos poliméricos en la fase amorfa pueden tener cierto movimiento e impulsarse hacia un lado y dejar espacio para las moléculas que se permean.

Básicamente, el proceso de permeación consiste en introducir el gas a un módulo de membrana donde es separado en dos corrientes: una denominada **permeado** (de baja presión) y otra **residuo** (de alta presión). La alimentación a la membrana se lleva a cabo a presiones elevadas. La permeación de gases incluye entonces, el paso de gases del lado de alta presión de la membrana al lado de baja presión. El gas residuo o residual pasa a lo largo de la membrana con una diferencial de presión mínima y será, en este caso, una corriente rica en metano (CH_4). Después de contactar la membrana, este gas se remueve del módulo por un extremo, mientras que el gas "permeado" se extrae por el otro lado. Este gas es el que pasa a través de la membrana, obteniéndose a una presión mucho menor a la de alimentación; aquí, como puede apreciarse, la fuerza impulsora de la separación es la diferencial de

presión; esta corriente será rica en CO_2 , por ser el gas más permeable. Un esquema general de lo anterior es la Figura 1.

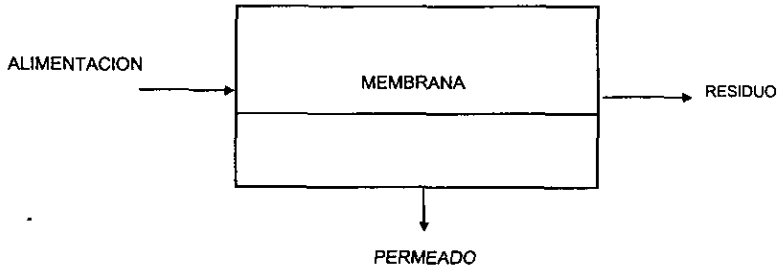


Figura 1. Ilustración de un proceso idealizado de separación de gases.

La separación de gases con membranas es una función de la presión de alimentación, la temperatura y la composición, así como la presión del permeado.

2.1.2 Clasificación de las membranas

Las membranas, desde el punto de vista de la simetría de su espesor, pueden clasificarse como simétricas y asimétricas.

La simetría y la asimetría de las membranas se refieren a la estructura que muestran en su superficie. La morfología de la mayoría de las membranas basadas en *separaciones solución-difusión* es *asimétrica*, con una capa polimérica (muy delgada) altamente selectiva sobre la superficie de la membrana soporte. Este término, se refiere al gradiente de porosidad a través de la sección transversal de la membrana. Según se observa en la Figura 2, la porosidad aumenta a través del espesor de la misma. Esta estructura funciona debido a que el rechazo de ciertos componentes (en este caso CH_4) es un fenómeno de superficie, independiente del espesor de la membrana.

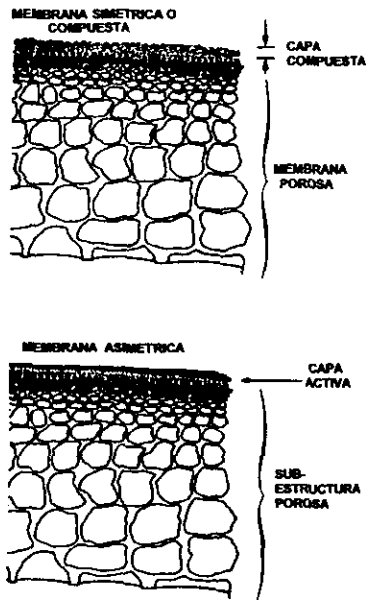


Figura 2. Membranas simétricas y asimétricas.

El flujo a través de la membrana está inversamente relacionado al espesor de la capa activa; ver Figuras 2 y 3. Esta capa permite el paso de ciertas partículas mientras minimiza la resistencia al flujo. El resto de la membrana sirve como soporte físico; los poros más grandes en esta subcapa presentan baja resistencia al flujo.

Estas membranas son ampliamente usadas para ósmosis inversa y procesos de ultrafiltración manejados a alta presión. Asimismo, son las más recomendadas en el proceso de separación de gases, ya que la capa polimérica de la superficie no permite el "regreso" de las especies permeadas. A diferencia de las membranas simétricas, Figura 2, donde esta capa activa no existe como tal, o sea, no es parte de la estructura total de la membrana.

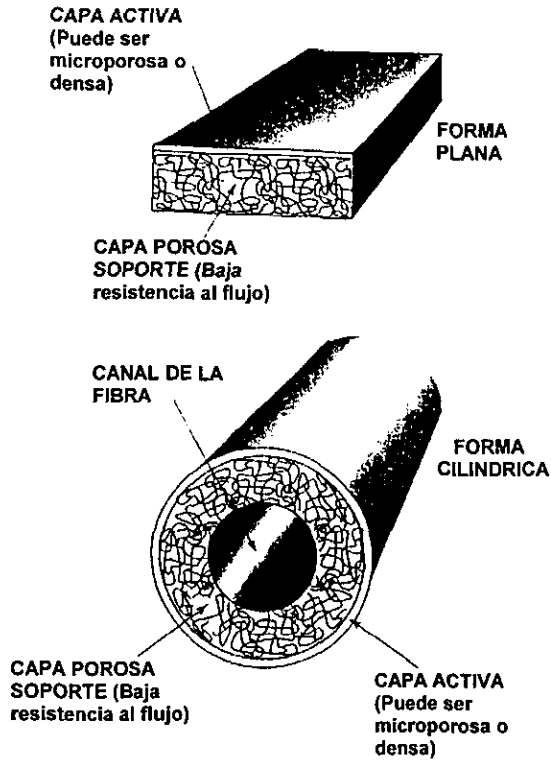


Figura 3. Representación esquemática de una membrana asimétrica típica con una capa selectiva y una capa soporte porosa para permitir el fácil manejo y empaquetamiento en forma modular.

Existen diversos tipos de módulos usados en la separación con membranas; las configuraciones de placa y estructura, de espiral y de fibras huecas son las más empleadas. Cada uno de estos arreglos presenta ventajas y desventajas que se enlistan a continuación:

- **Placa y estructura**

Un esquema de esta configuración se muestra en la Figura 4.

Las flechas muestran los caminos de la corriente de alimentación y del permeado. La corriente de alimentación al permearse queda enriquecida en el componente menos permeable y se denomina "corriente residuo". El permeado se colecta en las placas soporte y queda enriquecido en el componente más permeable.

Ventajas: Fácil limpieza y reemplazo de membranas.

Desventajas: Menor área de membrana por unidad de volumen -un problema en aplicaciones a alta presión donde los costos de los recipientes a presión son significativos.

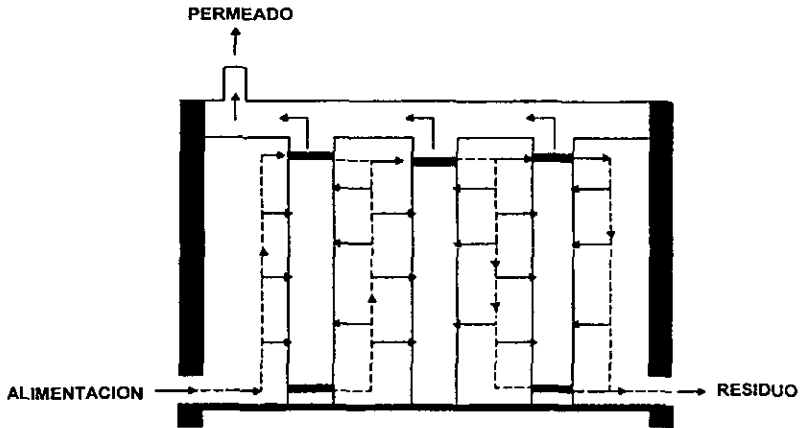


Figura 4. Esquema de una membrana en forma de placa y estructura.

• Fibra Hueca, Capilar y Tubular

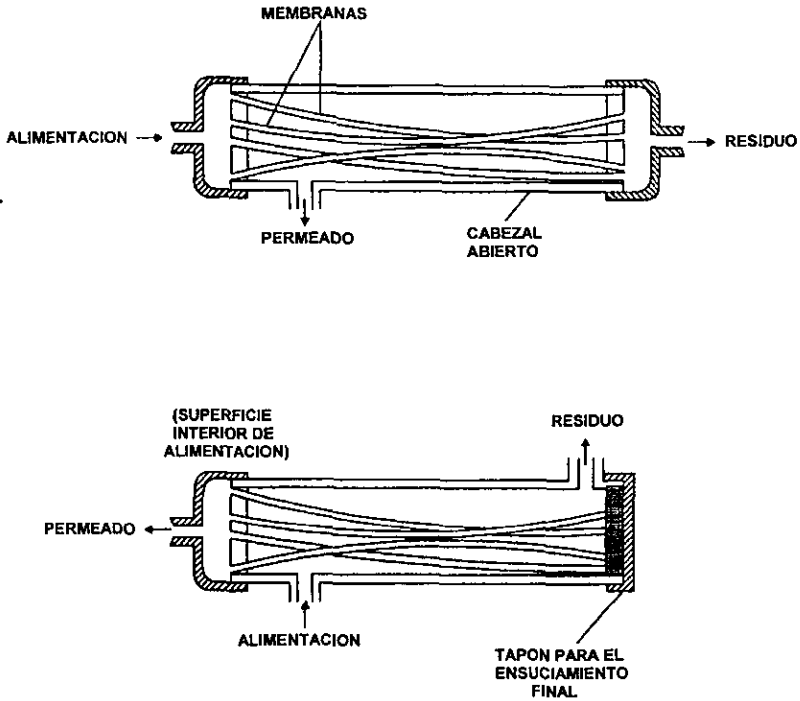


Figura 5. Esquema de una membrana en forma de fibra hueca, capilar o tubular.

Las fibras huecas tienen un diámetro externo menor a 0.5 mm; las capilares tienen un diámetro externo de entre 0.5 a 5 mm y los tubos de 5 a 15 mm. Pueden configurarse en módulos de taladro o coraza de alimentación. Las densidades del empaque pueden ser hasta de un 50%. (La Figura 5 muestra baja densidad para tener una mejor visualización). La posición de los puertos de alimentación y permeado afectan el flujo en el módulo. A altas presiones, es necesario un esquema como el primero; mientras que a baja presión, se necesitará uno como el segundo.

Ventajas: Elimina desvíos cuando se emplea una superficie de alimentación, como se indica en la Figura 5. Amplia área de membrana por volumen debido a las fibras.

Desventajas: La formación de la membrana es más compleja ya que el soporte y la capa selectiva están formados como una unidad integral cilíndrica durante el "hilado" de fibras y capilares. Evitan caídas de presión excesivas en la tubería de entrada, en algunos casos se requieren fibras con diámetros mayores. Desvío de la alimentación en la coraza debido a empaquetamiento no uniforme de las fibras. Ensuciamento si la alimentación contiene partículas o algún otro contaminante.

• **Módulo en espiral**

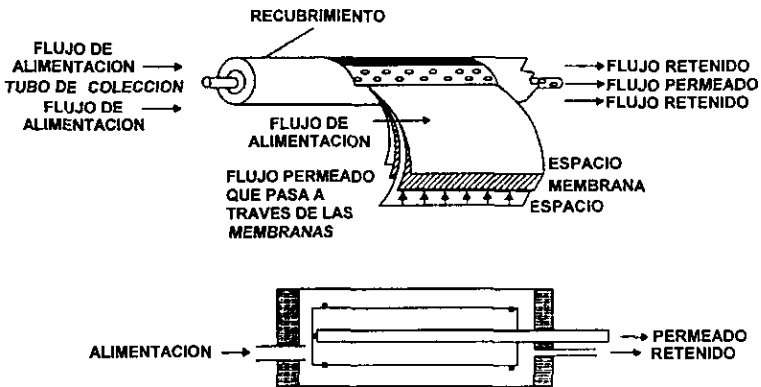


Figura 6. Esquema de un módulo de membrana en espiral.

Los elementos "desenrollados" muestran el contacto y el camino del flujo de alimentación, del permeado y del residuo. El "sándwich" hecho de membrana, el "espacio de la alimentación" y el "espacio del permeado" están colocados como tres capas y terminan en la cuarta hacia donde está el tubo perforado y se colecta el

permeado. Este montaje es envuelto en un espiral y se coloca en una coraza cilíndrica.

El "espacio de permeado" facilita el flujo de la corriente permeada y de los productos finales de la separación.

Ventajas: Fácil y barato para ajustarlo a cambios hidrodinámicos, cambiando el espesor del espacio de alimentación para vencer la polarización de la concentración y el ensuciamiento.

La polarización de la concentración se refiere a la acumulación de ciertos componentes, formando una capa que aumenta la resistencia al flujo.

Desventajas: Menor área de membrana por volumen. Puede llegar a ser caro a muy altas presiones ya que deben colocarse corazas para extra alta presión. Puede ocurrir desvío de la alimentación debido a una envoltura no uniforme del módulo en espiral.

Las membranas en espiral de acetato de celulosa son las más empleadas para separar ciertos gases no deseables en el gas natural, como el CO₂; la corriente de entrada se alimenta al "tubo de alta presión", según la Figura 7. Los gases más permeables pasan rápidamente a través de la membrana hacia el "canal de permeado" y son concentrados, como corriente gaseosa, a baja presión. Estos gases fluyen a través del elemento en espiral en dicho canal y se enriquece continuamente por adición de más gas natural a lo largo de la membrana. Cuando estos gases a baja presión alcanzan el "tubo de permeado" en el centro del elemento, el gas "permeado" se remueve. El gas "residual" de alta presión permanece en el "canal de alta presión", perdiendo más y más de su contenido original de CO₂ y enriqueciéndose con los hidrocarburos no permeables; éste fluye a través del elemento y sale del lado opuesto a la alimentación. Este canal separa una "hoja" de membrana de la otra y facilita el flujo de la corriente de alta presión a través del elemento de membrana.

Cada banco de tubos de membrana contiene 5 elementos montados sobre un soporte. Las medidas comerciales de estos elementos son típicamente 8 pulgadas de

diámetro y 40 pulgadas de longitud, con un área de membrana de 150 a 275 ft² (14 a 25 m²).

Estas membranas operan en un intervalo de presión de 50 a 2000 psi (3.5 – 138 kg/cm²), siendo necesaria una caída de presión de 200 a 1200 psi (14 – 83 kg/cm²) para el tratamiento de una corriente de gas natural.

Las membranas de acetato de celulosa pueden procesar mezclas que contengan amplios intervalos de concentración de helio, hidrógeno, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico, monóxido de carbono, óxidos de nitrógeno, vapor de agua, hidrocarburos, nitrógeno y oxígeno. Como regla general, la humedad de la corriente gaseosa en contacto con la membrana no debe exceder el 85% de saturación a la presión y temperatura de esa corriente. No debe permitirse el contacto de agua líquida a la membrana ya que ésta bloquearía la solubilidad y/o la difusión.

Deben evitarse cantidades considerables de hidrocarburos aromáticos, alcoholes, cetonas e hidrocarburos clorados, ya que éstos podrían dañar irreversiblemente la membrana. Las pruebas en plantas piloto indican que el rendimiento de la membrana puede recuperarse pasando gas seco sobre ella cuando tiene hidrocarburos líquidos ligeros (propano, butano, pentano) depositados. Sin embargo, la regeneración no es posible con contaminación por aceites lubricantes. Una regla heurística es limitar la presión parcial de trazas de un componente contaminante a no más del 10% de la presión de vapor de ese componente puro a la temperatura de operación del sistema.

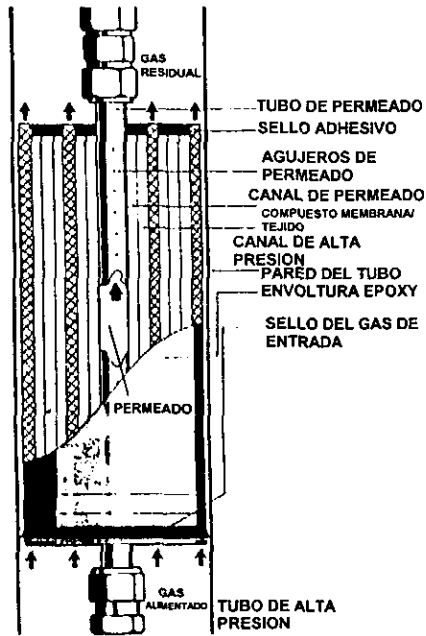


Figura 7. Construcción de un elemento de membrana en espiral.

Estas membranas aplicadas al "endulzamiento" de gas natural son capaces de lograr concentraciones menores a 2% de CO_2 y a 4 ppm de H_2S .

Para membranas de acetato de celulosa en espiral, el límite de presión parcial en la alimentación de CO_2 es de 500 psia (35 kg/cm^2). Este valor no debe superarse, de lo contrario, podría provocar daños en la estructura del polímero y saturar o "hinchar" el material.

2.1.3 Aplicaciones

Los progresos técnicos han sido tales que durante los últimos años los costos de operación y los requerimientos de capital de ciertos procesos se han reducido enormemente con el desarrollo de membranas poliméricas y las ventajas de estos materiales. Éstas tienen diversas aplicaciones como son la recuperación y purificación de hidrógeno, eliminación de CO_2 y/o H_2S de corrientes de gas natural, la desalinización y purificación de agua mediante ósmosis inversa, ultrafiltración, pervaporación, separaciones entre CO_2/CO , H_2/CO , H_2/N_2 , entre otras muchas.

2.2 Fundamentos de permeación de gases

2.2.1 Solubilidad, permeabilidad y difusividad

El proceso de permeación de una membrana polimérica tiene 3 etapas:

1. Disolución de las moléculas que se permean del lado de la corriente ascendente de la membrana.
2. Difusión de esas moléculas a través de la membrana.
3. Desorción del lado de la corriente descendente de la membrana.

El gas natural se alimenta a alta presión por uno de los extremos de la membrana. El permeado se acumula del lado de baja presión mientras que el gas no permeado (producto residuo) permanece del lado de alta presión. Los gases que están pasando por la superficie de la membrana establecen un gradiente de velocidad a lo largo de su superficie el cual induce a bosquejar un perfil de concentración a través de las capas límites laminares. En las aplicaciones de gases, sin embargo, la mayor resistencia al transporte de masa es la membrana misma. Las velocidades de difusión gas-gas son tan altas comparadas al flujo a través de la membrana que los perfiles de *concentración son despreciables en ambos lados.*

En esencia, los mecanismos que describen el transporte de gas generalmente incluyen **solubilización** y **difusión**. Las ecuaciones que describen el transporte de gas a través de la membrana son una combinación de la Ley de difusión de Fick y de la Ley de Henry relativa a la solubilidad de gases en membranas poliméricas.

Las moléculas que se permean pasan a través de la membrana mediante un proceso de difusión que sigue la primera ley de Fick; ésta describe el flujo difusivo de unas especies bajo un gradiente de concentración, según la ecuación (1):

$$N = -D \cdot \frac{dC}{dL} \quad \dots(1)$$

en donde N es la velocidad de permeación, D es la difusividad o coeficiente de difusión y L , la distancia de permeación en la película polimérica (espesor de la membrana).

Si D es independiente de la concentración, se podrá integrar la ley de Fick para dar la ecuación (2):

$$N = \frac{D}{L} * (C_2 - C_1) \quad \dots(2)$$

donde L es el espesor y C_1 y C_2 son las concentraciones en los extremos de la membrana; lo que en este caso, relativo a gases, se consideraría como la presión parcial de cada componente. Es decir, predice la rapidez de flujo a través de la membrana.

La Ley de Henry relaciona los componentes del polímero y la presión parcial mediante la ecuación (3):

$$C = S * p \quad \dots(3)$$

donde S es la constante de solubilidad y p la presión parcial de cada componente gaseoso. Esta ley gobierna la concentración del gas en la membrana.

Sustituyendo (3) en (2) se obtiene el flujo local de separación de gas del componente i en la membrana, según la ecuación (4):

$$N = \frac{q_i}{A} = \frac{P_i}{L} * (p_{i2} - p_{i1}) \quad \dots(4)$$

donde q_i/A será el flujo del componente i en la membrana y p_{i1} y p_{i2} representan la presión parcial de i en los lados de alta y baja presión de la membrana respectivamente.

De aquí se observa que el coeficiente de permeabilidad P_i es el producto del coeficiente de difusividad D_i y la solubilidad del componente i , S_i :

$$P_i = D_i * S_i \quad \dots(5)$$

La permeabilidad es una medida numérica de la velocidad a la cual ocurre la transferencia de un componente dado bajo ciertas condiciones específicas.

Cuando el gas pasa a lo largo de la membrana, el componente más permeable se remueve y el menos permeable se concentra en el residuo. Así, la presión parcial disminuye para el primero y aumenta para el segundo, indicando que la ecuación de flujo es una función puntual que debe evaluarse a lo largo del flujo completo.

$$Q_i = dq_i = \int (P_i / L) * (p_{i2} - p_{i1}) \, dA \quad \dots(6)$$

Con Q_i como el flujo molar total permeado del componente i .

Esta ecuación indica que el rendimiento de la membrana varía continuamente a lo largo de la superficie y muestra que la recuperación de producto varía con la permeabilidad de la membrana, la caída de presión y el espesor de la membrana.

La permeabilidad es una característica directa del polímero, mientras que la diferencial de presión y el espesor de la membrana están limitadas por las propiedades del polímero. Claramente, el polímero es la clave del rendimiento de la membrana.

En la separación con membranas, las dos características universalmente aceptadas de medida del rendimiento son la velocidad de permeación y el factor de separación. La velocidad de permeación P/L se mide en $\text{ft}^3/\text{h} \, \text{std}/\text{ft}^2 \times 100 \, \text{psi}$; valores de velocidad de permeación de algunos gases medidos en una membrana de acetato de celulosa, de 0.2 mm de espesor, tomando como referencia vapor de agua, se muestran en la Tabla 1.

El factor de separación se estudiará más adelante.

COMPONENTE	VELOCIDAD RELATIVA DE PERMEACION
H ₂ O (vapor)	100
He	15
H ₂	12
H ₂ S	10
CO ₂	6
O ₂	1.0
CO	0.3
CH ₄	0.2
N ₂	0.18
C ₂ H ₆	0.1

Tabla 1. Velocidades relativas de permeación para algunos gases tomando como base el vapor de agua.

La permeación de gases y vapores a través de una membrana se basa, como ya se ha visto, en un mecanismo de absorción-difusión. Las moléculas pueden ser "rechazadas" o "aceptadas".

La velocidad de permeación preferencial de una especie A sobre otra B depende de las solubilidades y difusividades en la membrana, ver Figura 8.

Para una mezcla binaria, el área de membrana requerida para lograr un flujo permeado dado, ecuación (7), puede calcularse a partir de la velocidad de permeación y la diferencial de presión parcial del componente más permeable:

$$A = \frac{Q}{(P/L) * (\Delta p)} \quad \dots(7)$$

Donde Δp será la diferencia de presión parcial del componente en cuestión en los extremos de la membrana.

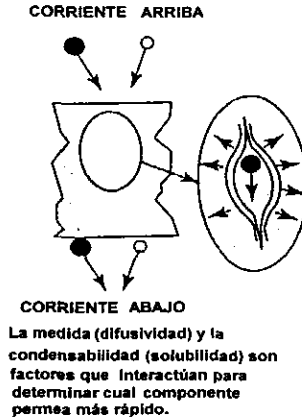


Figura 8. Transporte por Sorción-Difusión.

El propósito de la membrana en el proceso de permeación de gases es actuar como una barrera selectiva que permita el paso de ciertos componentes, pero no de todos, de la corriente gaseosa de alimentación. Generalmente, en estos procesos, la separación se debe a que los diferentes componentes reaccionan de manera distinta con la membrana, las velocidades de transmisión (flujos de permeación) son diferentes para cada componente, ver Tabla 1. Usualmente, la permeación a través de una membrana incluye la difusividad y la solubilidad del componente permeado, como se ha observado en la ecuación (5). Una excepción a esto ocurre en las membranas microporosas donde la permeación procede puramente sobre las bases de la difusión de Knudsen.

2.2.2 Difusión de Knudsen

La difusión gaseosa o de Knudsen es un nombre popular para un proceso de separación en fase gaseosa que depende, para su efecto de separación, del flujo de la mezcla de gas de procesamiento por orificios extremadamente pequeños en una barrera o membrana, ver Figura 9. Cuando el diámetro de esos orificios es menor que la trayectoria libre media de las moléculas de gas de procesamiento, podrán pasar por la barrera moléculas individuales; pero se impedirá en forma eficaz el flujo masivo de gas. Puesto que, a una temperatura dada, las moléculas más ligeras se desplazan con mayor velocidad que las pesadas, las ligeras chocarán contra las paredes (la barrera) con mayor frecuencia en relación con su concentración y, por lo tanto, tenderán a pasar de preferencia por la membrana. De ese modo, se produce un enriquecimiento. El flujo a través de orificios suficientemente pequeños se denomina "efusión molecular" si su longitud es despreciable o "corriente molecular" (flujo de Knudsen) en el caso de una barrera práctica de espesor finito. Si los orificios son de diámetro mayor, se produce un flujo masivo laminar (flujo de Poiseuille). El flujo de Poiseuille no es de separación y se debe minimizar para que el proceso funcione de manera eficiente. Además, para poder procesar grandes cantidades de gas en equipos de tamaño razonable, la barrera debe tener una fracción significativa de superficie abierta al flujo. A partir de esta descripción breve del efecto de separación, resulta evidente que una barrera bien diseñada de difusión gaseosa no sólo debe ser suficientemente fuerte desde el punto de vista mecánico para resistir las caídas de presión que se requieren, y químicamente inerte al gas de procesamiento, sino que, además, debe tener un gran número de orificios de diámetro muy pequeño.

De lo anterior se deduce entonces, que las dimensiones de la molécula del gas es un factor que determina la velocidad a la cual el gas se difunde en un polímero.

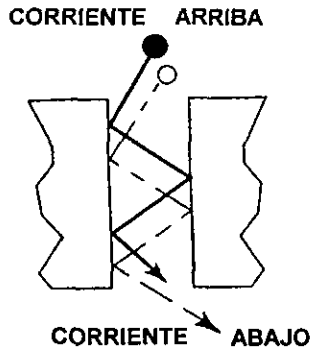


Figura 9. Transporte por difusión de Knudsen.

La experiencia en el proceso de difusión gaseosa o de Knudsen indica que su campo de aplicación económica es para separar isótopos pesados a gran escala. El proceso es termodinámicamente irreversible, debido al flujo irreversible de gas de una región de alta presión a otra de baja presión.

2.2.3 Factor de separación (α)

Para dos componentes, i y j , la habilidad de la membrana para separar i de j puede expresarse como la selectividad α_{ij} mediante la ecuación (8):

$$\alpha_{ij} = \frac{\text{Permeabilidad de } i}{\text{Permeabilidad de } j} \quad \dots(8)$$

Cuando un polímero tiene un factor de separación de 30, significa que el componente más permeable de la mezcla gaseosa tiene una velocidad de permeación 30 veces más grande que el componente menos permeable.

En general, si α es constante sobre un intervalo de composiciones de alimentación, es probable que el factor de separación de control del proceso sea la difusividad; sin embargo, si la composición del permeado es constante, el factor de control del proceso lo constituye la solubilidad.

Bajo condiciones ideales con una presión corriente abajo despreciable de ambos componentes, el factor de separación es igual a la selectividad ideal de la membrana. Varias complicaciones pueden alterar la selectividad actual de una membrana comparada con los valores tabulados a condiciones ideales.

Asimismo, puede definirse una difusividad selectiva (D_i / D_j) que indica la habilidad de la membrana para distinguir entre i y j sobre la base de medida y forma. También hay una solubilidad selectiva (S_i / S_j) que refleja la preferencia relativa que tienen los penetrantes a la separación hacia el material de la membrana, correlaciona la condensabilidad relativa de los dos componentes. Una temperatura crítica alta para "i" indica una condensabilidad alta y una solubilidad selectiva favorable en esta ecuación comparada al componente "j" con temperatura crítica baja.

Para ser útiles en la industria, las membranas deben tener una eficiencia de separación razonable (selectividad o factor de separación) y una alta velocidad de flujo a través de la membrana de los gases más permeables.

2.2.4 Selección del polímero

La solubilidad y la difusividad de los gases en la membrana dependen de la selección del polímero. La permeabilidad P , y el factor de separación α_{ij} son únicos al polímero de la membrana.

La energía térmica de la membrana está determinada por la temperatura. Esta energía tiende a reducir las interacciones del penetrante absorbido con la matriz y activa los saltos de difusión, lo que afecta de manera compleja los términos de la ecuación (5). La dependencia de la temperatura de la constante de permeación, el coeficiente de difusión y el de solubilidad, se dan por lo común mediante relaciones de Arrhenius, que utilizan energías de activación para la filtración, la solución y la difusión, respectivamente. La permeabilidad y la difusividad incrementarán con algún aumento en la temperatura, mientras que la solubilidad disminuirá; lo cual puede apreciarse en las siguientes ecuaciones:

$$D = D_0 \exp(-E_D / RT) \quad \dots(9)$$

$$P = P_0 \exp(-E_P / RT) \quad \dots(10)$$

$$S = S_0 \exp(-\Delta H_s / RT) \quad \dots(11)$$

Donde E_D y E_P son energías de activación para difusión y permeación, respectivamente; mientras que D_0 y P_0 son factores preexponenciales; ΔH_s es el calor de solución. Normalmente, ΔH_s es muy pequeño comparado con E_D . En tal caso E_D es casi igual a E_P . Éstos son coeficientes determinados en laboratorio y pruebas de campo.

La solubilidad de la membrana depende enormemente de la interacción específica entre la membrana y el permeado sobre el volumen libre disponible.

De igual manera al depender la permeabilidad de la temperatura, el factor de separación dependerá también de la temperatura, combinando las ecuaciones (8) y (10):

$$\alpha_{ij} = (P_{\alpha i} / P_{\alpha j}) \exp (- (E_{P i} - E_{P j}) / RT) \quad \dots(12)$$

La permeabilidad de una especie del gas puede afectarse por las otras especies de la mezcla. Esto aplica básicamente para gases polares. Similarmente, cualquier acumulación de solventes o de otros compuestos que plastifiquen el polímero puede afectar la permeación. Esto puede, incluso, influenciar la fuerza mecánica de la membrana al resistir el diferencial de presión. La fortaleza mecánica de la membrana es determinante para definir el espesor mínimo y la diferencial de presión máxima permisible.

La selección de polímeros está limitada, comercialmente, a acetatos de celulosa y polisulfones. Ambos tipos tienen propiedades mecánicas aprovechables para membranas funcionales. De estas membranas, las de acetato de celulosa son las más empleadas para la separación de CO₂ del gas natural.

La selección del polímero es un paso importante al especificar un sistema separador. Este determina permeabilidades y selectividades, espesor mínimo de la membrana, máxima diferencial de presión a través de la membrana y temperatura límite de operación.

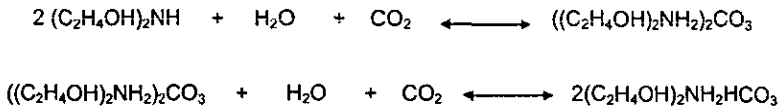
2.3 Generalidades sobre la absorción de gases con DEA

2.3.1 Procesos con Aminas

Los procesos con aminas se aplican cuando las presiones parciales del gas que se desea remover son bajas y/o se desean concentraciones muy pequeñas o casi nulas de dicho gas en la corriente de salida. También se emplean para el tratamiento de líquidos amargos.

El principio de los procesos con aminas se basa en una reacción reversible de una base débil con un ácido débil (en este caso, el CO₂ es un ácido débil) para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de amina.

Las reacciones principales que se llevan a cabo en este proceso (para el caso de CO₂ y DEA) son:



A temperaturas bajas las reacciones 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 80 a 100°F (27-38°C), los gases ácidos o indeseables se absorberán para formar las sales de amina. Si a esta solución se le suministra calor y la temperatura aumenta de 240 a 250°F (116-121°C), la reacción se hace reversible, los gases absorbidos son desplazados y la amina se regenera, pudiéndose emplear nuevamente en el proceso.

2.3.2 Química Básica del Proceso

Se puede considerar que en la DEA el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad en agua mientras que el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para la absorción de gases ácidos, en este caso de CO₂. En la Figura 10 se muestra la fórmula desarrollada de la dietanolamina (DEA).

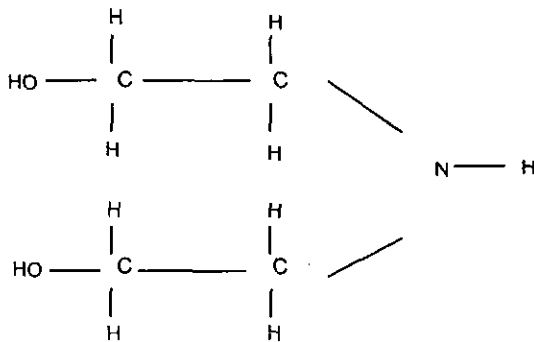


Figura 10. Fórmula desarrollada de la dietanolamina (DEA).

Entonces, la efectividad de cualquier amina para absorber gases ácidos se debe a su alcalinidad.

La DEA ebulle a 268°C a 760 mmHg y 155°C a 10 mmHg. Se considera químicamente estable por lo que se puede calentar a su punto normal de ebullición sin descomponerse.

La presión de vapor puede estimarse por medio de la ecuación de Antoine:

$$\text{Log } P = A - (B / (T + C)) \quad \dots(13)$$

Donde A = 8.12303

B = 2315.46

C = 173.3, para el caso de DEA

P = mmHg

T = °C

Los valores de presión de vapor que se muestran a continuación indican que las pérdidas de DEA son menores que otras aminas empleadas para el mismo fin, por ejemplo la monoetanolamina (MEA):

	<u>MEA</u>	<u>DEA</u>
PESO MOLECULAR	61	105
PRESION DE VAPOR @ 100°F	0.03	0.0001

El proceso SNPA-DEA que emplea la solución de DEA en el intervalo de 25-30% en peso, puede absorber gases ácidos, como el CO₂, hasta una relación de 1 a 1.3 moles de DEA/mol de gas ácido, siempre y cuando la presión parcial del gas ácido alimentado a la planta sea alta.

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

La alta concentración de la DEA, causa de su alto peso molecular da casi la misma relación de amina y agua que proporciona una solución de MEA al 15-20% en peso.

Es de notarse que al incrementar la concentración de la amina se reducirá la cantidad de solución necesaria para absorber los gases indeseables y de ahí el costo de la planta. Sin embargo, el efecto no es tan grande como se espera, debido a que la presión de vapor del gas ácido (o de CO_2 en este caso) es mayor en soluciones más concentradas para relaciones moles de gas ácido/mol de amina equivalentes. Es decir, cuando se pretende absorber la misma cantidad de ácido con menor cantidad de solución, el incremento en la temperatura será mayor debido al calor de reacción, ocasionando que la presión de vapor del gas ácido en la solución aumente.

CAPITULO 3.

Proceso de separación de gases con membranas poliméricas

3.1 Proceso de separación de gases con membranas poliméricas

3.1.1 Descripción del proceso

Esta planta está diseñada para procesar 30 MMPCDS (850 Mm³/día STD) de gas natural con un contenido de 11% mol de CO₂ y obtener un producto con una *composición de CO₂ menor a 2% en mol.*

La corriente de alimentación tiene la siguiente composición:

COMPONENTE	% MOL
CO ₂	11
CH ₄	86.3
N ₂	0.6
C ₂ H ₆ (+)	2.1

De manera práctica, las membranas no funcionan como separadores perfectos; algo del metano alimentado finaliza en la corriente de permeado a baja presión con el CO₂ removido. En un sistema de membrana de una etapa con un solo paso, este metano se perdería si el gas permeado no se empleara como combustible. En muchos casos, esta operación resulta en altos costos de operación debido a pérdidas de producto. Sin embargo, el metano en la corriente permeada puede recuperarse efectivamente usando una segunda etapa de separación. Así, el permeado se comprime y se procesa nuevamente. El metano recuperado está disponible a alta presión y puede recircularse a la primera etapa para una purificación final.

Un sistema de separación de dos etapas se adapta fácilmente a cambios en las condiciones de operación. Ajustes en el área de superficie de membrana y/o en las condiciones de operación de una o ambas etapas pueden mantener un producto en calidad y eficiencia de operación consistentes sobre un amplio intervalo de operaciones.

La corriente de gas natural se alimenta al Tanque de Gas Natural FA-100 a 86°F (30°C) y 940 psia (65 kg/cm² abs.), posteriormente pasa al Precalentador de Alimentación EA-100 A-F donde se eleva su temperatura hasta 95°F (35°C) mediante una corriente de vapor saturado de baja presión. A esta temperatura se alimenta al 1er. Módulo de separación MS-100 A-L, donde la corriente de alimentación es dividida en dos: una permeada, que se obtiene a presión menor y una residuo, rica en CH₄, que permanece a la presión de alimentación.

Este primer módulo de separación consiste en 12 bancos de tubos en paralelo. Cada banco, a su vez, contiene 5 tubos de membrana de acetato de celulosa; y cada tubo de membrana tiene un diámetro externo de 102 mm y una longitud de 1 m. Cabe señalar que cada membrana tiene una vida útil de 4 años aproximadamente.

La corriente de gas residual de 26.5 MMPCDS (750 Mm³/día STD) se envía a L.B. a 95°F (35°C) y 925 psia (64 kg/cm² abs.).

El gas permeado se envía al 1er. Compresor de Permeado GB-100 a 94°F (34°C) y 20 psia (1.4 kg/cm² abs.) donde se comprime hasta lograr una presión de 80 psia (5.5 kg/cm² abs.) y una temperatura de 358°F (181°C), posteriormente se alimenta al Enfriador del 1er. Compresor EA-101 A-D donde su temperatura disminuye hasta 100°F (38°C). Asimismo, se introduce al Separador del 1er. Compresor FA-101 para remover posibles trazas de condensado que pudieran dañar al siguiente compresor.

Esta corriente se alimenta al 2º Compresor de Permeado GB-101 para lograr una presión de 320 psia (22 kg/cm² abs.), luego pasa al Enfriador del 2º Compresor EA-102 A-B, donde es enfriado a 100°F (38°C), posteriormente se envía al Separador del 2º Compresor FA-102.

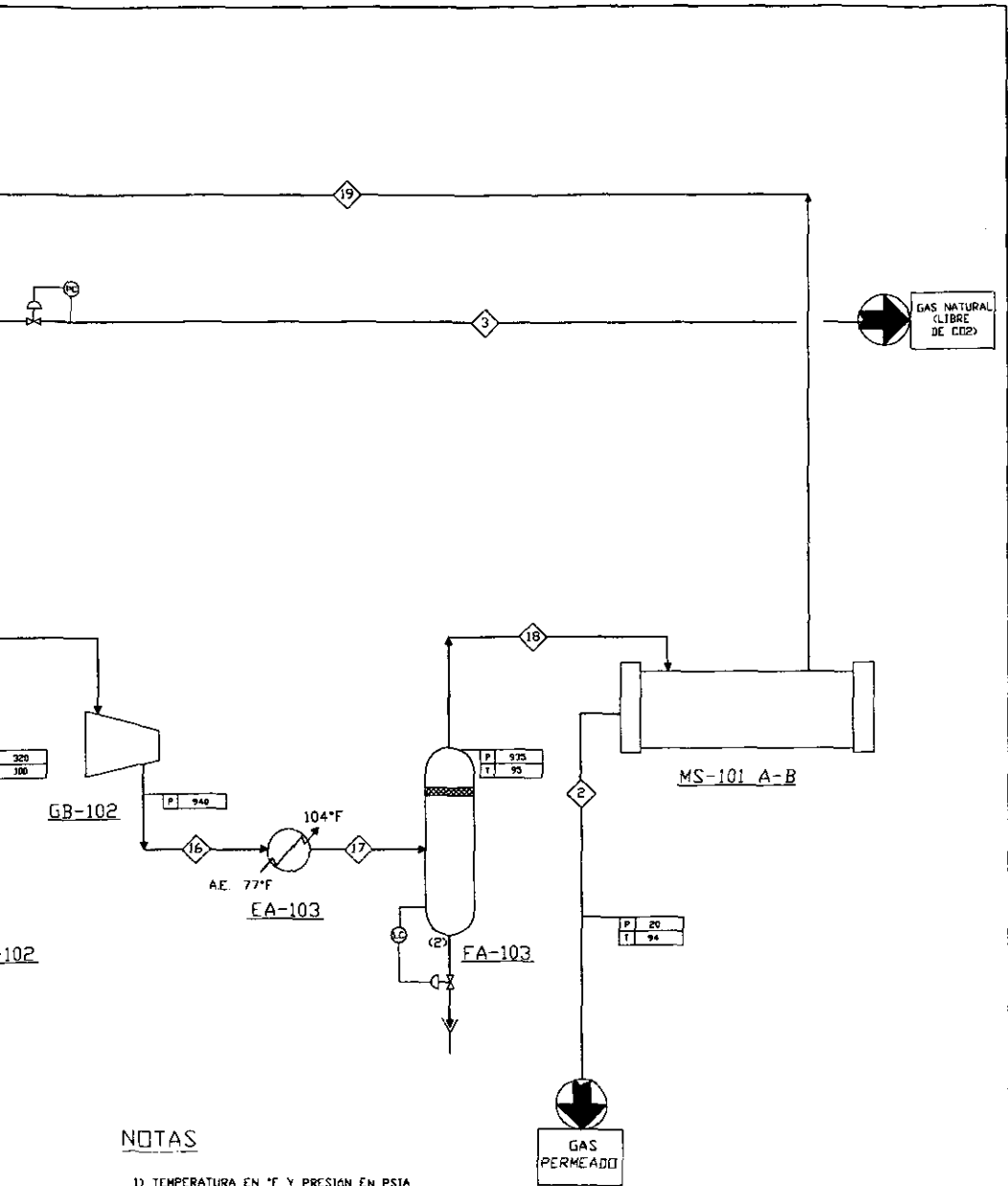
Por último, se envía al 3er. Compresor de Permeado GB-102 para alcanzar una presión final de 940 psia ($65 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs.}$) a la cual se llevará a cabo la separación en el 2°. Módulo. Se alimenta al Enfriador del 3er. Compresor EA-103 A-H para disminuir su temperatura a 95°F (35°C) y posteriormente pasa al Separador del 3er. Compresor FA-103 para eliminar el condensado.

Los tres compresores son accionados por motor eléctrico.

La corriente que se alimenta al 2° Módulo de Separación MS-101A-B llega a 95°F (35°C) y 935 psia ($64.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs.}$), condiciones a las cuales el gas ya permeado antes se procesa nuevamente, obteniéndose una corriente de salida de permeado de 3.5 MMPCDS ($99 \text{ Mm}^3/\text{día STD}$) a 94°F (34°C) y 20 psia ($1.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs.}$) que se envía a L.B.

Este 2° Módulo de Separación consiste en 2 bancos con 5 tubos de membrana cada uno de las medidas mencionadas anteriormente.

La corriente residual de este 2° Módulo de Separación se recircula al primero para una mejor separación del metano y del CO_2 contenidos en ella.



NOTAS

- 1) TEMPERATURA EN °F Y PRESION EN PSIA
- 2) NORMALMENTE SIN FLUJO

TESIS: 'ESTUDIO COMPARATIVO DE MEMBRANAS POLIMERICAS Y UN PROCESO CONVENCIONAL DE DEA PARA LA SEPARACION DE GASES'

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 SEPARACION DE GASES CON MEMBRANAS POLIMERICAS

3.1.3 Balance de Materia

CORRIENTE COMPOSICION		1	2	3	6
		ALIMENTACION (% MOL)	PERMEADO (%MOL)	RESIDUO (%MOL)	(%MOL)
H ₂ O		0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂		11.0	81.1	1.9	11.0
CH ₄		86.3	18.7	95.2	86.3
C ₂ H ₆		2.10	0.1	2.3	2.10
N ₂		0.60	0.1	0.6	0.60
FLUJO	(Lb-mol/h)	3293.95	384.29	2909.6	3293.95
	(kg-mol/h)	1494	174.3	1319.8	1494
FLUJO	(Lb/h)	64185	14891.5	49373.4	64185
	(kg/h)	29113.8	6754.7	22395.4	29113.8
FLUJO	(MMPCDS)	30	3.5	26.5	30
	(Mm ³ /día STD)	849.5	99	750.4	849.5
FLUJO	(GPM)	N/A	N/A	N/A	N/A
	(m ³ /h)	N/A	N/A	N/A	N/A
PM		19.5	39	17	19.5
PRESION	(PSIA)	940	19.7	925	935
	(kg/cm ²)	64.8	1.4	63.8	64.5
TEMPERTURA	(°F)	86	94	95	95
	(°C)	30	34.4	35	35
DENSIDAD	(lb/ft ³)	3.5	0.13	2.9	3.4
	(kg/m ³)	56	2.0	46.5	54.5
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.365	1.34	0.30	0.365
ENTALPIA	(BTU/lb)	91.8	132.7	92.8	93.5
	(cal/g)	50.5	73	51	51.5
FASE		VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

CORRIENTE		9	10	11	13
		(% MOL)	(%MOL)	(%MOL)	(%MOL)
COMPOSICION					
H ₂ O		0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂		81.1	81.1	81.1	81.1
CH ₄		18.7	18.7	18.7	18.7
C ₂ H ₆		0.1	0.1	0.1	0.1
N ₂		0.1	0.1	0.1	0.1
FLUJO	(Lb-mol/h)	384.3	384.3	384.3	384.3
	(kg-mol/h)	174.3	174.3	174.3	174.3
FLUJO	(Lb/h)	14891	14891	14891	14891
	(kg/h)	6754.4	6754.4	6754.4	6754.4
FLUJO	(MMPCDS)	3.5	3.5	3.5	3.5
	(Mm ³ /día STD)	99	99	99	99
FLUJO	(GPM)	N/A	N/A	N/A	N/A
	(m ³ /h)	N/A	N/A	N/A	N/A
PM		39	39	39	39
PRESION	(PSIA)	20	80	80	320
	(kg/cm ²)	1.4	5.5	5.5	22
TEMPERTURA	(°F)	94	358	100	367
	(°C)	34	181	38	186
DENSIDAD	(lb/ft ³)	0.13	0.35	0.53	1.42
	(kg/m ³)	2.0	5.6	8.5	22.8
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.34	1.34	1.34	1.34
ENTALPIA	(BTU/lb)	132.7	198	132.6	197.6
	(cal/g)	73	109	73	108.8
FASE		VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

CORRIENTE		14	16	17	
		(% MOL)	(%MOL)	(%MOL)	
COMPOSICION					
H ₂ O		0.00	0.00	0.00	
CO ₂		81.1	81.1	81.1	
CH ₄		18.7	18.7	18.7	
C ₂ H ₆		0.1	0.1	0.1	
N ₂		0.1	0.1	0.1	
FLUJO	(Lb-mol/h)	384.3	384.3	384.3	
	(kg-mol/h)	174.3	174.3	174.3	
FLUJO	(Lb/h)	14891	14891	14891	
	(kg/h)	6754.4	6754.4	6754.4	
FLUJO	(MMPCDS)	3.5	3.5	3.5	
	(Mm ³ /día STD)	99	99	99	
FLUJO	(GPM)	N/A	N/A	N/A	
	(m ³ /h)	N/A	N/A	N/A	
PM		39	39	39	
PRESION	(PSIA)	320	940	935	
	(kg/cm ²)	22	65	64.5	
TEMPERTURA	(°F)	100	306	95	
	(°C)	38	152	35	
DENSIDAD	(lb/ft ³)	2.25	4.7	8.4	
	(kg/m ³)	36	75.4	134.8	
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.34	1.34	1.34	
ENTALPIA	(BTU/lb)	126.4	172.4	104.3	
	(cal/g)	69.9	95	57.4	
FASE		VAPOR	VAPOR	VAPOR	

3.1.4 Lista de Equipo

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
EA-100 A-F	Pre calentador de Alimentación	Q = 0.32 MM BTU/h (80.6 Mkcal/h) U = 25 BTU/h ft ² °F (122 kcal/h m ² °C) A = 50.62 ft ² (4.7 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
EA-101 A-D	Enfriador del 1er. Compresor	Q = 0.97 MM BTU/h (244.4 Mkcal/h) U = 25 BTU/h ft ² °F (122 kcal/h m ² °C) A = 50.6 ft ² (4.7 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
EA-102 A-B	Enfriador del 2° Compresor	Q = 1.06 MM BTU/h (267 Mkcal/h) U = 25 BTU/h ft ² °F (122 kcal/h m ² °C) A = 430.4 ft ² (40 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
EA-103 A-H	Enfriador del 3er. Compresor	Q = 1.014 MM BTU/h (255.5 Mkcal/h) U = 25 BTU/h ft ² °F (122 kcal/h m ² °C) A = 492.2 ft ² (45.7 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
FA-100	Tanque de Gas Natural	655 mm D.I. ; 2438 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FA-101	Separador del 1er. Compresor	610 mm D.I. ; 1829 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FA-102	Separador del 2° Compresor	457 mm D.I. ; 1829 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FA-103	Separador del 3er. Compresor	305 mm D.I. ; 1219 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
GB-100	1er. Compresor de Permeado*	400 HP ; 1893 ft ³ /min act. (54 m ³ /min) Carcaza A.C./Impulsor A.I.
GB-101	2° Compresor de Permeado*	400 HP ; 471 ft ³ /min act. (13 m ³ /min) Carcaza A.C./Impulsor A.I.
GB-102	3er. Compresor de Permeado*	300 HP ; 110 ft ³ /min act. (3 m ³ /min) Carcaza A.C./Impulsor A.I.

MS-100 A-L	1er. Módulo de Separación**	850 mm ϕ ; 1500 mm T-T Cascarón A.C.
MS-101A-B	2° Módulo de Separación**	850 mm ϕ ; 1500 mm T-T Cascarón A.C.

* Accionados por motor eléctrico

** Medidas correspondientes a cada banco de tubos

3.1.5 Requerimiento de Servicios Auxiliares

3.1.5.1 Agua de Enfriamiento

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO	
		(lb/h)	(kg/h)
EA-101 A-D	Enfriador del 1er. Compresor	41400	18779
EA-102 A-B	Enfriador del 2º Compresor	45148	20479
EA-103 A-H	Enfriador del 3er. Compresor	43189	19590

3.1.5.2 Vapor de Baja Presión

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO	
		(lb/h)	(kg/h)
EA-100 A-F	Pre calentador de alimentación	2119	961

3.1.5.3 Energía Eléctrica

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO			
		VOLTS	FASES	POT. OP. (HP)	POT. INST. (HP)
GB-100	1er. Compresor de Permeado	4000	3	381	400
GB-101	2º Compresor de Permeado	4000	3	380	400
GB-102	3er. Compresor de Permeado	4000	3	269	300

3.1.6 Recomendaciones de Diseño y Operación

Para un diseño y operación adecuados de una planta de tratamiento de gas natural, existen ciertos criterios que deben seguirse, basados en la experiencia con este tipo de procesos. A continuación se enlistan algunos de ellos, aunque en realidad son solo algunas de las muchas recomendaciones que pueden hacerse para una operación óptima.

- Para la separación de gases se recomienda el uso de membranas asimétricas, ya que la capa activa permite el paso sólo de ciertas partículas mientras minimiza la resistencia al flujo y maximiza la productividad.
- Las membranas operan en un intervalo de 50 - 2000 psi (3.5-138 kg/cm²) de presión.
- La temperatura de alimentación debe ser moderada, de 30 - 150°F (-1 a 65.5°C).
- Se recomiendan corrientes de alimentación medianas, es decir, de 150 MPCDS (4.2 Mm³/día STD) a 200 MMPCDS (5.6 MMm³/día STD).
- La concentración del gas más permeable en la alimentación debe ser moderada, de 10 a 85% en mol.
- Para el tratamiento de una corriente de gas natural es necesaria una diferencial de presión de 200 a 1200 psi (14 - 83 kg/cm²).
- La pureza de la corriente residuo incrementa con la diferencia de presiones y con esto se reduce el área requerida.
- La diferencial de presión no define por sí sola el funcionamiento de la membrana, es importante la presión absoluta de la corriente permeada.
- Para ser útiles en la industria, las membranas deben tener una eficiencia de separación razonable (factor de separación) y una alta velocidad de flujo a través de la membrana de los gases más permeables. En este caso, el factor de separación recomendado es de 30 para el par CO₂/CH₄.
- La alimentación debe estar libre de líquidos y partículas sólidas, ya que éstos podrían dañar irreversiblemente la membrana.

- Las pruebas en plantas piloto indican que el rendimiento de una membrana puede recuperarse pasando gas seco sobre ella cuando tiene hidrocarburos líquidos ligeros (propano, butano, pentano) depositados. Sin embargo, la regeneración no es posible con contaminación por aceites lubricantes.
- La vida útil de una membrana de acetato de celulosa en el proceso de separación de CO₂ del gas natural es de 4 años aproximadamente.
- Para membranas de acetato de celulosa deben evitarse cantidades considerables de hidrocarburos aromáticos, alcoholes, cetonas e hidrocarburos clorados.
- Velocidades de gas de alimentación altas dan un mejor mezclado de gas sobre la superficie de la membrana y previenen la polarización de la concentración.
- Para una membrana de acetato de celulosa, la presión parcial de CO₂ en la alimentación no debe exceder las 500 psia (34.5 kg/cm²). Presiones más altas causan daños en la estructura del polímero de la membrana y pueden saturar o "hinchar" el material.
- El agua en forma de vapor tiene una velocidad de permeación muy grande, por lo que podría ser un problema en el diseño del sistema separador.
- Se recomienda una relación de compresibilidad igual en todos los compresores.
- La temperatura de salida de cada compresor no debe exceder los 400°F (204°C), ya que a temperaturas mayores será necesario el uso de algún refrigerante en lugar de agua de enfriamiento.
- Cada banco de tubos de membrana debe contener 5 elementos, para evitar problemas de espaciamiento.

CAPITULO 4.

Proceso de separación de gases con DEA

4.1 Proceso de separación de gases con DEA

4.1.1 Descripción del proceso

La corriente de gas natural de 30 MMPCDS (850 Mm³/día STD) a 86°F (30°C) y 940 psia (65 kgf/cm²) se alimenta al Tanque Separador de Gas Natural FA-100 a fin de separar agua o hidrocarburos condensados de la corriente de alimentación.

Posteriormente se envía al plato 27 de la Torre Absorbadora DA-100 donde se lleva a cabo el proceso de absorción de CO₂ con una solución al 30% en peso de dietanolamina (DEA). Esta torre consta de 27 platos tipo válvula y opera a 104°F (40°C) y 937 psia (64.6 kgf/cm²). El gas natural libre de CO₂ que sale del domo de la torre se envía a L.B. a estas mismas condiciones.

La corriente de DEA rica en CO₂ se alimenta al Separador de Hidrocarburos de DEA rica FA-101. Se envía al Filtro de DEA rica FG-101/R. Este filtro se emplea para remover productos de erosión y corrosión como sulfuro de hierro de la solución de DEA; este equipo filtra el 100% de la solución.

La corriente filtrada se envía al Intercambiador de DEA rica/pobre EA-100 A-B donde se calienta hasta 198°F (92°C) para ser alimentada al plato 2 de la Torre Regeneradora de DEA DA-101. Esta torre consta de 20 platos tipo válvula y opera a una presión de 28 psia (2 kgf/cm²) y 236°F (113°C) en el domo. El CO₂ y el vapor de agua salen del domo de la torre al Condensador de Reflujo EA-102 A-D y al Acumulador de Reflujo FA-102.

El agua condensada se alimenta como reflujo a la torre por medio de la Bomba de Reflujo GA-104/R, mientras que el CO₂ separado se envía a L.B. a 27 psia (2 kgf/cm²) y 100°F (38°C).

Cabe señalar que ésta y todas las bombas existentes son accionadas con motor eléctrico. El Rehervidor de DEA EA-103 A-C suministra el calor necesario para llevar

a cabo la separación de CO₂ de la amina, empleando vapor saturado de baja presión (60 psia) (4 kg/cm²) como medio de calentamiento.

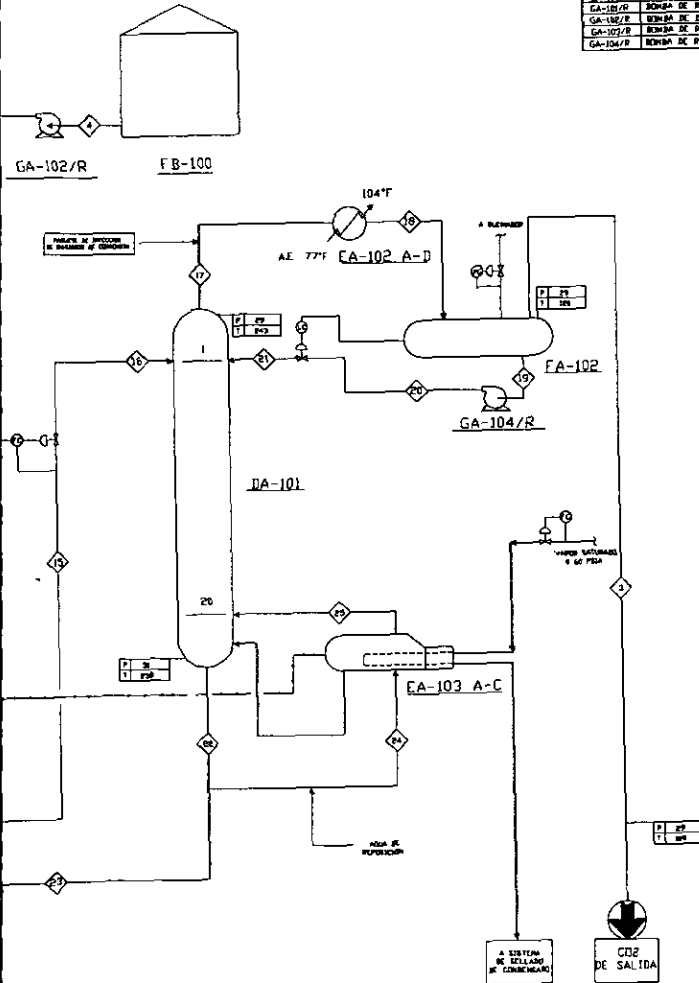
La solución de DEA pobre que sale del fondo de la torre regeneradora a 30 psia (2 kg/cm²) y 255°F (124°C), es enfriada hasta 194°F (90°C) en el Intercambiador de DEA rica/pobre EA-100 A-B y es enviada a la Bomba de Enfriador de DEA Pobre GA-100/R, donde incrementa su presión hasta 160 psia (11 kg/cm²).

Posteriormente, la solución de DEA pobre pasa por el Enfriador de DEA pobre EA-101 A-B donde alcanza una temperatura de 100°F (38°C); temperatura a la cual se alimenta al Tanque Mezclador de Amina FA-103 donde se reponen DEA y agua provenientes de los Tanques de Almacenamiento de DEA y agua de reposición FB-100 y FB-101, mediante las bombas GA-102/R y GA-103/R, respectivamente.

La corriente de salida de FA-103 se envía a la Bomba de Recirculación de DEA GA-101/R para pasar al Filtro de DEA pobre FG-100 A-B donde en realidad sólo se filtra el 10% en volumen de la solución, aunque fue diseñado para filtrar el 20%, con el propósito de eliminar cualquier compuesto producto de la descomposición de la DEA que pudo haberse formado por efecto de la temperatura, o bien, materia orgánica que pudiera causar espumación en la Torre Absorbadora. La solución efluente del filtro se une a la solución sin filtrar para alimentarla al plato 1 del absorbedor a 939 psia (65 kg/cm²) y 103°F (39°C).

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIOS	CARACTERISTICAS
DA-101	TORRE ABSORBEDORA	3600 mm DI x 10000 mm T-1
DA-102	TORRE RECTIFICADORA DE DEA	2200 mm DI x 16000 mm T-1
EA-101 B-F	INTERCAMBIADOR DE CAL RICA - DEA FUEBTE	Ø = 4.766 METROS
EA-102 A-F	ENFRIADOR DE DEA FUEBTE	Ø = 2630 METROS
EA-102 A-R	CONDENSADOR DE REFLUJO	Ø = 2630 METROS
EA-103 A-C	RESEVORIO DE DEA	Ø = 20 METROS
FA-100	TANQUE SEPARADOR DE GAS NATURAL	635 mm DI x 2430 mm T-2
FA-101	SEPARADOR DE HIELOCONDENSADOS DE DEA RICA	1905 mm DI x 6030 mm T-1
FA-102	ACUMULADOR DE REFLUJO	1815 mm DI x 2430 mm T-1
FA-103	TANQUE MEZCLADOR DE AMINA	1965 mm DI x 6850 mm T-1
FB-100	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA FRESCA	4372 mm DI x 4877 mm T-1
FB-101	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA	4372 mm DI x 4877 mm T-1
FG-100A-F	FILTRO DE DEA FUEBTE	1400 mm DI x 2660 mm T-1
FG-101-R	FILTRO DE DEA RICA	1875 mm DI x 2159 mm T-1
GA-101/R	BOMBA A EXPLOSIONES DE DEA FUEBTE	344 GPM ΔP = 139 PSI
GA-102/R	BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA	374 GPM ΔP = 826 PSI
GA-103/R	BOMBA DE DEA FRESCA	825 GPM ΔP = 1000 PSI
GA-104/R	BOMBA DE REPARACION DE AGUA	835 GPM ΔP = 1800 PSI
GA-104/R	BOMBA DE REFLUJO	54 GPM ΔP = 7 PSI



NOTAS

- 1) TEMPERATURA EN °F Y PRESION EN PSIA
- 2) NORMALMENTE SIN FLUJO

4.1.3 Balance de Materia

CORRIENTE		1	2	3	9
		(% MOL)	(%MOL)	(%MOL)	(%MOL)
COMPOSICION					
H ₂ O		0.00	0.11	5.85	0.00
CO ₂		11.0	8.86 PPM	93.84	11.0
CH ₄		86.3	96.86	0.3	86.3
C ₂ H ₆		2.10	2.36	0.009	2.10
N ₂		0.60	0.67	0.01	0.60
DEA		0.00	0.00	0.00	0.00
FLUJO	(Lb-mol/h)	3294	2907.26	383.3	3294
	(kg-mol/h)	1494	1318.7	174	1494
FLUJO	(Lb/h)	64185	47844	16255	64185
	(kg/h)	29114	21702	7373	29114
FLUJO	(MMPCDS)	30	26.5	3.5	30
	(Mm ³ /día STD)	849.5	750	99	849.5
FLUJO	(GPM)	N/A	N/A	N/A	N/A
	(m ³ /h)	N/A	N/A	N/A	N/A
PM		19.5	16.46	42.4	19.5
PRESION	(PSIA)	940	937	29	935
	(kg/cm ²)	65	64.6	2.0	64.5
TEMPERTURA	(°F)	86	104	120	86
	(°C)	30	40	49	30
DENSIDAD	(lb/ft ³)	3.5	2.76	0.19	3.49
	(kg/m ³)	56	44	3.0	56
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.365	0.568	1.46	0.673
ENTALPIA	(BTU/lb)	92	97.9	163.3	91.73
	(cal/g)	50.5	54	90	50.5
FASE		VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

4.1.3 Balance de Materia

CORRIENTE		11	14	16	23
		(% MOL)	(%MOL)	(%MOL)	(%MOL)
COMPOSICION					
H ₂ O		80.2	80.4	80.4	89.7
CO ₂		5.6	5.6	5.6	0.14
CH ₄		0.192	0.00	0.00	0.00
C ₂ H ₆		0.005	0.00	0.00	0.00
N ₂		0.003	0.00	0.00	0.00
DEA		14	14	14	10.16
FLUJO	(Lb-mol/h)	6631	6615.6	6615.6	9132.4
	(kg-mol/h)	3008	3001	3001	4142
FLUJO	(Lb/h)	209825	209493	209493	245655
	(kg/h)	95175	95024	95024	111427
FLUJO	(MMPCDS)	N/A	N/A	N/A	N/A
	(Mm ³ /día STD)	N/A	N/A	N/A	N/A
FLUJO	(GPM)	455	452	447	510.6
	(m ³ /h)	103.4	103	101.6	116
PM		31.6	31.6	31.6	27
PRESION	(PSIA)	939.4	89.7	28.7	31
	(kg/cm ²)	64.8	6.2	2.0	2.1
TEMPERATURA	(°F)	173	172.5	193	262
	(°C)	78.3	78	89.4	127.8
DENSIDAD	(lb/ft ³)	57.5	57.8	57.8	60
	(kg/m ³)	922	927	927	962.5
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.03	1.03	1.03	1.04
ENTALPIA	(BTU/lb)	54.3	54.11	72.8	184.3
	(cal/g)	30	29.8	40	101.5
FASE		LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO

4.1.3 Balance de Materia

CORRIENTE		26	32		
		(%MOL)	(%MOL)		
COMPOSICION					
H ₂ O		89.7	85.07		
CO ₂		0.14	0.13		
CH ₄		0.00	0.00		
C ₂ H ₆		0.00	0.00		
N ₂		0.00	0.00		
DEA		10.16	14.8		
FLUJO	(Lb-mol/h)	9132.4	6258		
	(kg-mol/h)	4142	2838.6		
FLUJO	(Lb/h)	245655	193708		
	(kg/h)	111427	87864.5		
FLUJO	(MMPCDS)	N/A	N/A		
	(Mm ³ /día STD)	N/A	N/A		
FLUJO	(GPM)	394	375		
	(m ³ /h)	89.5	85.2		
PM		31	31		
PRESION	(PSIA)	26	937		
	(kg/cm ²)	1.8	64.6		
TEMPERTURA	(°F)	234	104		
	(°C)	112	40		
DENSIDAD	(lb/ft ³)	61	64.4		
	(kg/m ³)	978.6	1033		
GRAVEDAD ESPECIFICA		1.05	1.05		
ENTALPIA	(BTU/lb)	154	53		
	(cal/g)	84.8	29		
FASE		LIQUIDO	LIQUIDO		

4.1.4 Lista de Equipo

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
DA-100	Torre Absorbedora	1680 mm Φ ; 20 000 mm T-T 27 Platos Cascarón/Internos A.C.
DA-101	Torre Regeneradora de DEA	2286 mm Φ ; 16 000 mm T-T 20 Platos Cascarón/Internos A.C.
EA-100 A-B	Intercambiador DEA rica/pobre	Q = 4.366 MM BTU/h (1091.5 Mkal/h) U = 160 BTU/h ft ² °F (781 kcal/h m ² °C) A = 441.9 ft ² (41 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.I.
EA-101 A-B	Enfriador de DEA pobre	Q = 20.20 MM BTU/h (5050 Mkal/h) U = 120 BTU/h ft ² °F (586 kcal/h m ² °C) A = 2723.8 ft ² (253 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
EA-102 A-D	Condensador de Reflujo	Q = 28.9 MM BTU/h (7225 Mkal/h) U = 95 BTU/h ft ² °F (464 kcal/h m ² °C) A = 11139 ft ² (1035 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
EA-103 A-C	Rehervidor de DEA	Q = 50 MM BTU/h (12500 Mkal/h) U = 140 BTU/h ft ² °F (683 kcal/h m ² °C) A = 4464.3 ft ² (415 m ²) Envolvente A.C./ Tubos A.C.
FA-100	Tanque Separador de Gas Natural	655 mm D.I. ; 2438 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FA-101	Separador de Hidrocarburos de DEA rica	1981 mm D.I. ; 6096 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FA-102	Acumulador de Reflujo	1219 mm D.I. ; 3658 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FA-103	Tanque Mezclador de Amina	1981 mm D.I. ; 6096 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FB-100	Tanque de Almacenamiento de Amina Fresca	4572 mm D.I. ; 4877 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.
FB-101	Tanque de Almacenamiento de Agua	4572 mm D.I. ; 4877 mm T-T Cascarón/Cabezas A.C.

FG-100 A-B	Filtro de DEA pobre	1400 mm D.I. ; 3000 mm T-T Cascaón/Cabezas A.C.
FG-101/R	Filtro de DEA rica	1219 mm D.I. ; 2159 mm T-T Cascaón/Cabezas A.C.
GA-100/R	Bomba a Enfriador de DEA pobre**	394 GPM (89.5 m ³ /h) $\Delta P = 139 \text{ PSI } (9.5 \text{ kg/cm}^2)$ Carcaza A.C./Impulsor A.I.*
GA-101/R	Bomba de Recirculación de DEA**	374 GPM (85 m ³ /h) $\Delta P = 832 \text{ PSI } (57.4 \text{ kg/cm}^2)$ Carcaza A.C./Impulsor A.I.*
GA-102/R	Bomba de DEA fresca**	0.023 GPD $\Delta P = 1000 \text{ PSI } (69 \text{ kg/cm}^2)$ Carcaza A.C./Impulsor A.I.*
GA-103/R	Bomba de Reposición de Agua**	0.95 GPM (0.22 m ³ /h) $\Delta P = 1000 \text{ PSI } (69 \text{ kg/cm}^2)$ Carcaza A.C./Impulsor A.I.*
GA-104/R	Bomba de Reflujo**	54 GPM (12 m ³ /h) $\Delta P = 1 \text{ PSI } (0.07 \text{ kg/cm}^2)$ Carcaza A.C./Impulsor A.I.*

*A.C. = acero al carbón

A.I. = acero inoxidable

** Accionados por motor eléctrico

4.1.5 Requerimiento de Servicios Auxiliares

4.1.5.1 Agua de Enfriamiento

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO	
		(lb/h)	(kg/h)
EA-101 A-B	Enfriador de DEA pobre	86037	39026
EA-102 A-D	Condensador de Reflujo	1230926	558339

4.1.5.2 Vapor de Baja Presión

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO	
		(lb/h)	(kg/h)
EA-103 A-C	Rehervidor de DEA	331031	150153

4.1.5.3 Energía Eléctrica

CLAVE	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	REQUERIMIENTO			
		VOLTS	FASES	POT. OP. (HP)	POT. INST. (HP)
GA-100/R	Bomba a enfriador de DEA pobre	440	3	39.8	40
GA-101/R	Bomba de recirculación de DEA	4000	3	227	250
GA-102/R	Bomba de DEA fresca	440	3	0.1	1
GA-103/R	Bomba de reposición de agua	440	3	0.7	1
GA-104/R	Bomba de reflujo	440	3	0.03	1

4.1.6 Recomendaciones de Diseño y Operación

Para un diseño y operación adecuados de una planta de tratamiento de gas natural con aminas, existen ciertos criterios que deben seguirse. A continuación se enlistan algunos de ellos, aunque en realidad son sólo algunas de las muchas recomendaciones que pueden hacerse para una operación óptima.

- El proceso SNPA-DEA que emplea solución de DEA en el rango de 25-30% en peso, puede absorber gases ácidos hasta una relación de 1 a 1.3 moles de DEA/mol de gas ácido, siempre y cuando la presión parcial del gas indeseable alimentado a la planta sea alta.
- Se recomienda una carga máxima de solución rica en CO₂ de 0.4 moles por cada mol de DEA para una solución de DEA al 30% en peso o menos.
- Para asegurarse que la desorción de los gases indeseables se efectúe en el regenerador de DEA y no en el rehervidor, la relación de reflujo debe estar en el rango de 3/1 a 1/1 lbmol de agua/lbmol de gas que se desea eliminar.
- En el enfriador de DEA pobre se recomienda agua como medio de enfriamiento y que fluya por los tubos. Esta corriente debe enfriarse hasta una temperatura de 100-130°F (38-54°C).
- La temperatura de alimentación de la solución de amina pobre al absorbedor, debe ser 10°F (-12°C) mayor a la del gas natural que entra por el fondo de la torre, esto para evitar condensación de hidrocarburos y formación de espuma (si la corriente gaseosa está húmeda).
- La solución de amina pobre en CO₂ se alimenta al absorbedor en un rango de temperatura de 100 a 130°F (38-54°C).
- Para corrientes de gas que contienen concentraciones superiores al 5% de CO₂ (o de gas ácido, en el caso de endulzamiento de gas natural), normalmente se requiere una gran cantidad de solución de amina por lo que ésta al llevarse esencialmente todo el calor de reacción enfría el gas que se está purificando. En

este caso la temperatura de salida del gas libre en CO_2 se supone igual a la de la solución pobre.

- La solución de amina rica debe alimentarse al regenerador en un rango de 180-200°F (82-93°C).
- Generalmente, la solución pobre deja al regenerador a una temperatura de 240-250°F (115-121°C), siendo la máxima temperatura de salida 260°F (127°C) que corresponde a una presión máxima en el fondo de la torre de 21 psig (1.5 kg/cm^2); esta temperatura debe evitarse ya que podría causar problemas de corrosión debido a la degradación de la amina.
- La máxima temperatura permisible en el rehedidor para la regeneración de la solución de amina es de 260°F (127°C) para evitar la degradación de la DEA.
- Se recomienda utilizar vapor saturado de baja presión, de 45-60 psia (3-4 kg/cm^2) para desorber los gases indeseables de la solución de amina.
- Debe evitarse que la temperatura del vapor de agotamiento sea superior a 298°F (148°C) para prevenir que las paredes de los tubos estén expuestas a altas temperaturas. Se aconseja rastrear las temperaturas del vapor para asegurar que no exista sobrecalentamiento. El sobrecalentamiento puede eliminarse inyectando vapor condensado en la línea de vapor de baja presión que va al rehedidor, si es necesario.
- El absorbedor puede operar en un rango amplio de presión que va desde la presión atmosférica, hasta 1200 psig (82.7 kg/cm^2) dependiendo del destino del gas libre de material indeseable.
- En la agotadora, normalmente el rango de operación es de 8 a 20 psia (0.5-1.4 kg/cm^2) (en el domo). Aunque la mejor regeneración de la solución se obtiene a mayor presión debido a que se incrementa la temperatura del fondo de la torre y con esto, se logra una mejor desorción.
- Se considera una caída de presión en la torre de 4 psi (0.3 kg/cm^2).

CAPITULO 5.

**Estimado de Inversión
y
Costos de Operación**

5.1 Estimado de Inversión

Los componentes fundamentales en el costo de una planta de procesamiento son: un componente de mano de obra, otro de gastos generales o de costo de realización de las operaciones y un beneficio. Cualquier estimado debe contener estos elementos básicos de costos. Al mantener los registros de costos de construcción de tal modo que se puedan dividir funcionalmente en los componentes básicos, se pueden reunir datos útiles para la factorización de estimaciones futuras.

La Tabla 2 es uno de esos conjuntos de datos de costos expresado como porcentaje de los costos instalados totales de la planta para plantas nuevas de procesamiento múltiple o adiciones grandes en el sitio. Estos datos se prepararon a partir de un estudio de costos instalados de más de 200 proyectos de capital para procesos químicos. Las gamas escogidas tienen un límite de seguridad del 95%; según referencia proporcionada por *Robert Perry* en el "*Manual de Ingeniero Químico*".

Es necesario establecer una base, estimando el costo de los equipos de procesamiento. Esto se realizó mediante los modelos propuestos por *James M. Douglas* en su libro "*Conceptual Design of Chemical Processes*", el cual considera el índice de inflación de *Marshall & Swift* para actualizar dichos costos. Estos índices se publican mensualmente en la revista *Chemical Engineering*.

A continuación, se presupone un factor para el costo instalado del equipo, como % del costo total de la planta, para llegar a un costo total de tanteo. Para este tipo de plantas se recomienda un valor del 21%, inferior al 25% mínimo de la gama mostrada en la Tabla 2; según datos del "*Manual de Endulzamiento de Gas Natural*" del Instituto Mexicano del Petróleo.

Tabla 2. Escalas de costos relativos para plantas completas de multiproceso*.
En % del costo instalado total de la planta.

COSTOS DIRECTOS	GAMA, %	MEDIANA, %
Equipos de proceso	24-40	32.5
Mano de obra para el equipo de proceso	1.5-4.5	3
Materiales de proceso	8-18	13
Subestructuras de concreto	1-4	2.5
Tuberías y ductos	2-8	5
Accesorios y eléctricos	1-3	2
Aislamiento	0.5-1	0.75
Materiales estructurales de proceso	2-7	4
Instrumentación	1-5	3
Pintura	0.1-0.2	0.15
Mano de obra para materiales de proceso	4-12	8
Subestructuras de concreto	1.5-5	3.3
Tuberías y ductos	1.5-7	4.3
Accesorios y eléctricos	1.5-6	3.8
Aislamiento	1-3	2
Materiales estructurales de proceso	1-4	2.5
Instrumentación	0.5-2	1.3
Pintura	0.2-1.4	0.8
Partes de repuesto		1
Contingencias		2
COSTOS INDIRECTOS		
Gastos de la oficina central, sin incluir los generales	5-9	7
Incluso los gastos generales	11-20	15.5
Ingeniería	1.5-3	2.3
Diseño	3-6	5
Compras	0.15-0.4	0.28
Contabilidad, construcción e ingeniería de costos	0.15-0.4	0.28
Viajes y subsistencia	0.1-0.5	0.3
Copias, comunicaciones	0.2-0.4	0.3
Gastos en el terreno, incluso los gastos generales	6-14	10
Operaciones y construcciones temporales	1.5-3	2.3
Alquileres y herramientas de construcción	2-6	4
Personal de oficina central	0.2-2	1.1
Nómina en el terreno	0.5-5	2.8
Viajes y subsistencia	0.1-0.8	0.45
Impuestos y seguros	1.5-2.5	2
Arranque de la construcción, matls. y M.O.	0.5-2	1.3
Honorarios de contratistas	1.5-5	3
Diversos	0.25-0.75	0.5

* Las cifras en negritas indican valores para rubros globales

Referencia: "Manual del Ingeniero Químico", Perry Robert H. & Chilton Cecil H.

Como primer intento, el costo instalado total es un poco más de cuatro veces el costo del equipo. Los costos estimados de otros componentes del costo de la planta se obtienen aplicando factores razonables al costo total de tanteo, dentro de las gamas que aparecen en la Tabla 2.

Así, para los dos procesos aquí propuestos el capital fijo de inversión obtenido se muestra en la Tabla 3.

CONCEPTO	PROCESO DEA	PROCESO MEMBRANAS
Equipo de Proceso	25,950,000	35,000,000
Mano de Obra para equipo de proceso	3,707,000	5,012,000
Materiales de proceso	16,062,000	21,720,000
Mano de Obra para materiales de proceso	9,885,000	13,400,000
Partes de repuesto	1,300,000	1,754,000
Costos Indirectos	24,711,000	33,415,000
Contingencias	2,595,000	3,509,000
INVERSION TOTAL (PESOS)	84,210,000	113,802,000

Tabla 3. Capital Fijo de Inversión

5.2 Costos de Operación

Los costos de operación se relacionan con los requerimientos de servicios auxiliares de la planta, es decir, consumo de agua de enfriamiento, energía eléctrica, vapor, químicos, etc. y la mano de obra directa.

Para este fin se tomó como base la siguiente lista de costos de servicios auxiliares:

SERVICIO	COSTO (PESOS)
Agua de enfriamiento (Mm ³)	829
Energía Eléctrica (KWH)	0.41
Vapor de Baja Presión (Ton)	63

* Datos del 1er. Trimestre de 1999

Los costos de operación, de acuerdo al consumo requerido para ambos procesos, se presentan en la Tabla 4.

CONCEPTO	PROCESO DEA	PROCESO MEMBRANA
Agua de Enfriamiento	788	49
Energía Eléctrica	179	336
Vapor de Baja Presión	10428	67
COSTO DE OPERACIÓN / HORA	11395	452
COSTO DE OPERACIÓN / AÑO (PESOS)	92,870,000	3,684,000

Tabla 4. Costos de Operación

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

Si se desea conocer el costo total (inversión total y de operación) de cada proceso en un espacio de 10 años; será necesario considerar el valor de la depreciación del equipo y un índice inflacionario.

Si se toman en cuenta los índices de precios de los últimos 10 años y se obtiene un promedio de los mismos, se obtiene un valor de 20.85%.

NOTA: Para conocer los valores anuales y cálculos detallados, ver Anexo "B".

Para el proceso de absorción de gases con DEA, se considera que el equipo de proceso tiene una vida útil de 10 años; por lo tanto, se depreciará un 10% de su valor inicial, anualmente.

De todas las partidas que integran el costo total de un proceso, inversión inicial y costo de operación, sólo se considera que se depreciará el **equipo de proceso**.

Para este proceso, los valores estimados se presentan en la Tabla 5.

Para el proceso de separación de gases con membranas; se considera una vida útil de 4 años para las membranas y de 10 años para el equipo de proceso restante.

Por lo tanto, el valor de depreciación de las membranas corresponde a un 25% de su valor inicial, es decir, 733,000 pesos, aproximadamente; mientras que para el equipo de proceso (intercambiadores de calor, tanques separadores y compresores) el valor de la depreciación es de 3,216,000 pesos aproximadamente, dando los valores totales que se muestran en la Tabla 6.

En la Tabla 7 se presentan los valores anuales para cada proceso y se esquematizan en la Gráfica 1 (*los períodos 1 a 10 corresponden a los años 1999 a 2008*).

CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
PROCESO DEA										
EQUIPO DE PROCESO	3,707,000.00	4,479,909.50	5,413,970.43	8,542,783.51	9,904,953.37	9,545,853.35	11,547,889.71	13,051,691.00	16,895,368.00	20,341,797.33
MANO DE OBRA PARA PROCESO										
MATERIALES DE PROCESO										
MANO DE OBRA PARA MATERIALES DE PROCESO										
MATERIALES DE PROCESO	8,865,000.00	11,946,072.50	14,438,788.19	17,448,334.36	21,084,499.22	22,480,817.41	30,783,258.17	37,213,754.97	44,972,798.35	54,349,828.81
PARTES DE REPUESTO	24,511,000.00	29,863,143.50	38,060,728.77	43,814,438.43	57,700,048.04	63,897,377.02	78,878,842.88	91,020,690.08	119,425,171.48	135,868,919.73
COSTO INDIRECTOS	82,910,000.00	112,233,985.00	135,034,057.86	163,913,789.92	198,089,777.86	239,391,498.30	289,304,873.27	349,624,637.22	422,551,374.09	510,617,000.59
COSTO DE OPERACIÓN	151,724,000.00	182,097,167.50	223,153,857.84	268,338,221.83	324,194,851.04	382,183,396.77	471,988,130.81	571,544,831.28	684,178,770.41	813,438,428.45
TOTAL	155,431,000.00	186,567,077.00	228,567,835.63	286,786,605.39	344,279,350.41	404,664,294.18	493,976,261.68	593,088,562.26	708,374,138.41	834,876,926.84

Tabla 5. Costo total del proceso de absorción de gases con DEA (10 años)

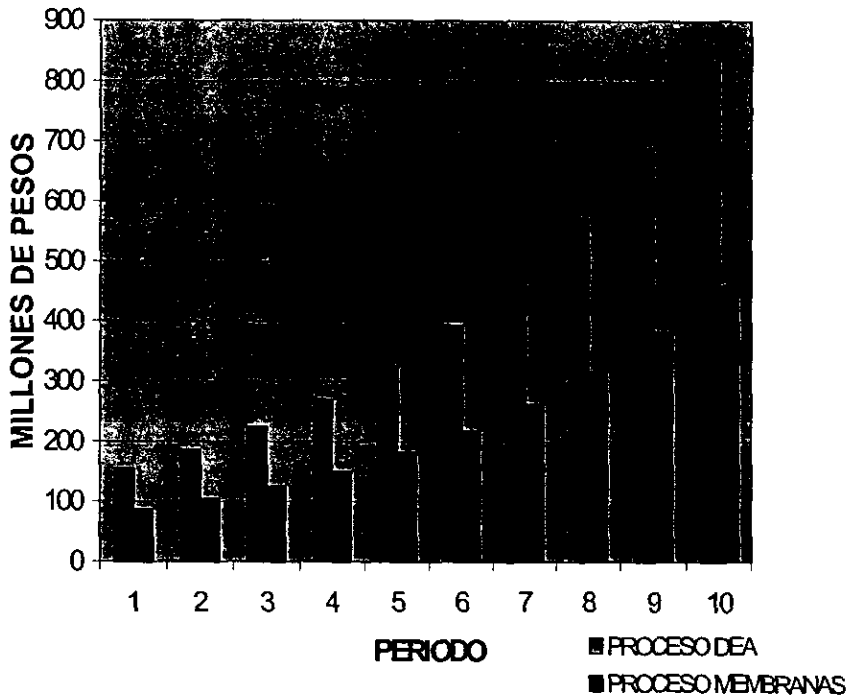
CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
PROCESO MEMBRANA										
EQUIPO DE PROCESO	5,012,000.00	6,057,002.00	7,319,888.92	8,848,083.34	10,890,491.72	12,919,536.24	15,813,185.48	18,888,511.70	22,802,598.30	27,556,937.74
MANO DE OBRA PARA PROCESO										
MATERIALES DE PROCESO										
MANO DE OBRA PARA MATERIALES DE PROCESO										
MATERIALES DE PROCESO	13,400,000.00	16,193,900.00	19,979,328.15	23,650,741.57	28,581,921.19	34,541,251.75	41,743,102.74	50,446,539.87	60,964,643.16	73,675,771.29
PARTES DE REPUESTO	33,415,000.00	40,362,027.50	48,901,000.23	58,978,830.56	71,273,498.23	84,134,424.41	104,020,984.52	125,798,352.46	152,024,691.95	183,222,181.92
COSTO INDIRECTOS	3,954,000.00	4,452,114.00	5,380,278.77	6,262,188.92	7,857,895.35	9,498,968.53	11,478,228.10	13,860,033.74	16,790,277.28	20,265,338.91
COSTO DE OPERACIÓN	84,441,033.95	103,842,192.50	124,428,391.34	148,548,512.98	180,240,306.81	217,423,333.46	261,766,982.82	315,340,258.83	381,881,646.53	460,118,113.91
TOTAL	93,467,033.95	110,242,194.50	131,728,690.29	154,407,344.81	181,132,819.72	207,364,819.65	247,567,116.32	296,187,800.61	351,567,519.17	424,750,231.90

Tabla 6. Costo total del proceso de separación de gases con membranas poliméricas (10 años)

CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
PROCESO DEA	153,724,686.50	185,235,211.50	223,153,857.84	268,338,221.83	324,194,851.04	382,183,396.77	473,988,328.77	571,548,831.28	680,175,770.41	813,438,428.45
PROCESO MEMBRANAS	86,442,193.55	103,842,192.50	124,428,391.34	148,548,512.98	180,240,306.81	217,423,333.46	261,766,982.82	315,340,258.83	381,881,646.43	460,118,113.91
DIFERENCIA POR AÑO	67,282,492.95	81,593,098.95	98,887,466.50	119,757,709.24	144,215,538.53	174,239,763.37	211,628,288.09	256,208,072.41	308,312,124.02	373,419,680.48

Tabla 7. Comparación de costos de cada proceso.

COMPARACION DE COSTOS POR PROCESO



CAPITULO 6.

Conclusiones

6.1 Conclusiones

De acuerdo a los resultados obtenidos en los procesos de separación de gases aquí estudiados; aplicados a la eliminación de CO₂ de una corriente de gas natural, puede concluirse lo siguiente:

- La inversión inicial para un proceso de absorción de gas con DEA, de **84,210,000 pesos** es ciertamente inferior al de un proceso que emplee membranas poliméricas como medio de separación, pues el costo es de **113,802,000 pesos**.
- A diferencia de lo anterior, en lo que respecta a los costos de operación, el segundo proceso es mucho más barato que el primero; de **3,684,000 pesos** que cuesta un proceso con membranas, a **92,870,000 pesos** al año que costaría una planta con DEA.

Esto es muy claro al analizar el requerimiento de servicios auxiliares; para el proceso con DEA se requiere mucho mayor cantidad de vapor de baja presión y agua de enfriamiento. Aunque para el proceso con membrana, el consumo de energía eléctrica es más alto debido a la existencia de los 3 compresores de permeado.

- En la gráfica 1 se ilustran los costos de ambos procesos, considerando una vida útil del equipo de proceso de 10 años, con excepción de la membrana de acetato de celulosa que sólo se considera de 4 años. Por lo anterior, se deduce que dicho equipo se depreciará un 10% de su valor inicial cada año; a diferencia de la mano de obra, partes de repuesto y demás partidas del costo total cuyo valor aumentará cada año considerando el índice inflacionario.

Al término de los 10 años, el proceso de separación de gases con membranas continúa siendo más barato, a pesar de que ésta debe cambiarse cada 4 años aproximadamente, si se opera de manera adecuada.

- Pueden observarse ventajas considerables al cambiar de un proceso convencional de separación de gases, como lo es el de DEA, a uno relativamente nuevo, como lo son las membranas; a parte de los costos de operación menores, este proceso es altamente automatizable haciendo más fácil y eficiente su operación; además de requerir poco personal humano. Las unidades que contienen las membranas pueden empaquetarse en módulos y facilitar su instalación. Por supuesto, esto es una gran ventaja si se desea ahorrar espacio y si se quisiera aumentar la capacidad de la planta sólo tendrían que anexarse más módulos de separación, pero dentro del mismo espacio de suelo.
- En cuanto a pureza del producto se refiere, es muy claro que el proceso con DEA elimina casi por completo el contenido de CO_2 de la corriente de gas natural, reduciéndolo tan sólo a 9 PPM; mientras que el proceso con membranas permite una concentración del 2% en mol de este gas.

Los límites máximos permisibles de CO_2 en una corriente de gas natural oscilan entre el 2 y 3% en mol; así que el segundo proceso entonces, está dentro de la norma.

- La recuperación de metano (o de gas natural) en el proceso con DEA es prácticamente del 100%, mientras que con el de membrana es tan sólo del 95%.
- Las membranas son particularmente competitivas a bajas velocidades de flujo (debido a su modularidad) o a altas concentraciones de CO_2 ; aunque flujos muy bajos pueden contribuir al fenómeno de polarización de la concentración. Son menos competentes para aquellos procesos donde las presiones de la alimentación y el producto son bajas (inferiores a 350 psig (24 kg/cm²)).
- Entre mayor sea la concentración de CO_2 en la corriente de gas natural, el costo del proceso con membranas va disminuyendo; mientras que con la DEA pasa al revés; al aumentar dicha concentración aumentará el costo de manera proporcional.

CAPITULO 7.

Bibliografía

7.1 Bibliografía

1. Chemical Engineering, "Economic Indicators", Febrero de 1999.
2. Coady A.B. & Davis J.A., "CO₂ recovery by Gas Permeation", Chemical Engineering Progress, Octubre 1982, pp. 44-49
3. Cook P.J. & Losin M.S., "Membranes provide cost-effective natural gas processing", Hydrocarbon Processing, Abril 1995, pp. 79-84
4. Douglas James M., "Conceptual Design of Chemical Processes", Mc Graw Hill, 1990, pp. 568-577
5. Instituto Mexicano del Petróleo, "Manual de Endulzamiento de Gas Natural con aminas", División de Ingeniería de Proceso, 1981
6. Kern Donald Q., "Process Heat Transfer", Mc Graw Hill, 1950, pp. 840-843
7. Koros William J., "Membranes: Learning a Lesson from Nature", Chemical Engineering Progress, Octubre 1995, pp. 68-81
8. MacLean D.L., et al, "Fundamentals of Gas Permeation", Hydrocarbon Processing, Agosto 1983, pp. 47-51
9. Mazur William H. & Chan Martin C., "Membranes for Natural Gas Sweetening and CO₂ Enrichment", Chemical Engineering Progress, Octubre 1982, pp. 38-43
10. Perry Robert H. & Chilton Cecil H., "Manual del Ingeniero Químico", Mc Graw Hill, 5ª. Edición 1982, pp. 14-2 - 14-6, 17-38 - 17-54, 25-14 - 25-38

11. **Rousseau Ronald W.**, "Handbook of Separation Process Technology", Cap. 20 "Separation of Gaseous Mixtures Using Polymer Membranes", pp. 862-943, Wiley-Interscience Publication, 1987,
12. **Russell F.G.**, "Operation Permeation Systems", Hydrocarbon Processing, Agosto 1983, pp. 55-56
13. **Schell W.J.**, "Membrane use/technology growing", Hydrocarbon Processing, Agosto 1983, pp. 43-46
14. **Schell W.J. & Houston C.D.**, "Spiral-Wound Permeators for Purification and Recovery", Chemical Engineering Progress, Octubre 1982, pp. 33-37
15. **Schendel R.L., et al**, "Is permeation competitive?", Hydrocarbon Processing, Agosto 1983, pp. 58-62
16. **Spillman Robert W.**, "Economics of Gas Separation Membranes", Chemical Engineering Progress, Enero 1989, pp. 41-62
17. **Tajar G. Joseph & Miller F. Irving**, "The Permeation of Carbon Dioxide, Oxygen and Nitrogen Through Weakly Basic Polymer Membranes", AIChE Journal, Enero 1972, pp. 78-83
18. **Treybal Robert E.**, "Mass Transfer Operations", Cap. 8 "Gas Absorption", International Student Edition, 2ª. Edición 1968, pp. 220-273
19. **Tuwiner B. Sidney, et al**, "Diffusion and Membrane Technology", Cap. 12 "Permeation of Membranes by Gases and Vapors", Reinhold Publishing Corporation, 1962, pp. 215-236
20. **Uppal K.B.**, "Cost Estimating made simple", Hydrocarbon Processing, Septiembre 1997, pp. 168-C - 168-E

21. **Walas M. Stanley**, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Butterworth-Heinemann Pub., 1990, pp. 631-633

22. **Yoshihito Osada & Tsutomu Nakagawa**, "Membrane Science and Technology", Cap. 1 "The Physical Chemistry of Membranes", Cap. 7 "Gas Separation and Pervaporation", Marcel Dekker Incorporation, 1992, pp. 3-10; 239-259

ANEXO "A"



STREAM MOLAR COMPONENT RATES

```

=====

```

STREAM ID	AUX-AGUA	AUX-DEA	S1	S4
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR				
1 H2O	3000.0000	.0000	.8418	.0000
2 CO2	.0000	.0000	2.6241	.0000
3 CH4	.0000	.0000	11.6808	.0000
4 C2H6	.0000	.0000	.2880	.0000
5 N2	.0000	.0000	.1661	.0000
6 DEA	.0000	2000.0000	2.1168E-05	1999.9999
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	3000.0000	2000.0000	15.6009	1999.9999
TEMPERATURE, F	99.9999	99.9999	172.5433	99.9999
PRESSURE, PSIA	14.7000	14.7000	94.7000	14.7000
ENTHALPY, MM BTU/HR	3.6725	7.2883	.0659	7.2883
MOLECULAR WEIGHT	18.0150	105.1380	21.2401	105.1380
MOLE FRAC VAPOR	.0000	.0000	1.0000	.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000	.0000	1.0000

STREAM ID	S5	1	2	3
NAME				
PHASE	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR
FLUID RATES, LB-MOL/HR				
1 H2O	2973.9473	.0000	2.8398	22.3710
2 CO2	.0000	362.3347	1.5265E-04	359.7012
3 CH4	.0000	2842.6802	2829.8490	1.1504
4 C2H6	.0000	69.1730	68.8504	.0346
5 N2	.0000	19.7637	19.5651	.0324
6 DEA	.0000	.0000	6.1577E-05	4.8227E-08
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	2973.9473	3293.9516	2921.1046	383.2897
TEMPERATURE, F	99.9999	86.0000	103.8298	120.0003
PRESSURE, PSIA	14.7000	944.7001	931.7000	29.0000
ENTHALPY, MM BTU/HR	3.6406	5.8784	4.7064	2.6546
MOLECULAR WEIGHT	18.0150	19.4858	16.4557	42.4062
MOLE FRAC VAPOR	.0000	1.0000	1.0000	1.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	.0000	.0000	.0000

STREAM MOLAR COMPONENT RATES

```

=====

```

STREAM ID	4	5	6	7
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR				
1 H2O	.0000	.0000	26.0527	26.0527
2 CO2	.0000	.0000	.0000	.0000
3 CH4	.0000	.0000	.0000	.0000
4 C2H6	.0000	.0000	.0000	.0000
5 N2	.0000	.0000	.0000	.0000
6 DEA	8.2793E-05	8.2793E-05	.0000	.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	8.2793E-05	8.2793E-05	26.0527	26.0527
TEMPERATURE, F	99.9999	106.4392	99.9999	103.7460
PRESSURE, PSIA	14.7000	1014.7000	14.7000	1014.7000
ENTHALPY, MM BTU/HR	3.0171E-07	3.3145E-07	.0319	.0336
MOLECULAR WEIGHT	105.1380	105.1380	18.0150	18.0150
MOLE FRAC VAPOR	.0000	.0000	.0000	.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

STREAM ID	8	9	10	11
NAME				
PHASE	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR				
1 H2O	.0000	.0000	2.8398	5320.2347
2 CO2	362.3347	362.3347	1.5265E-04	370.7595
3 CH4	2842.6802	2842.6802	2829.8490	12.8312
4 C2H6	69.1730	69.1730	68.8504	.3226
5 N2	19.7637	19.7637	19.5651	.1986
6 DEA	.0000	.0000	6.1577E-05	926.8021
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	3293.9516	3293.9516	2921.1046	6631.1487
TEMPERATURE, F	86.0000	85.7418	104.0478	173.1137
PRESSURE, PSIA	944.7001	939.7001	936.7000	939.4000
ENTHALPY, MM BTU/HR	5.8784	5.8784	4.7064	11.4019
MOLECULAR WEIGHT	19.4858	19.4858	16.4557	31.6422
MOLE FRAC VAPOR	1.0000	1.0000	1.0000	.0000
MOLE FRAC LIQUID	.0000	.0000	.0000	1.0000

STREAM MOLAR COMPONENT RATES

=====

STREAM ID		12	13	14	15
NAME					
PHASE		MIXED	LIQUID	MIXED	MIXED

FLUID RATES, LB-MOL/HR					
1	H2O	5320.2347	5319.3929	5319.3929	5319.3929
2	CO2	370.7595	368.1353	368.1353	368.1353
3	CH4	12.8312	1.1504	1.1504	1.1504
4	C2H6	.3226	.0346	.0346	.0346
5	N2	.1986	.0324	.0324	.0324
6	DEA	926.8021	926.8021	926.8021	926.8021

TOTAL RATE, LB-MOL/HR		6631.1487	6615.5478	6615.5478	6615.5478
-----------------------	--	-----------	-----------	-----------	-----------

TEMPERATURE, F		172.5433	172.5433	172.5393	200.0000
PRESSURE, PSIA		94.7000	94.7000	89.7000	84.7000
ENTHALPY, MM BTU/HR		11.4019	11.3360	11.3360	15.7019
MOLECULAR WEIGHT		31.6422	31.6668	31.6668	31.6668
MOLE FRAC VAPOR		2.3527E-03	.0000	1.6012E-05	2.3832E-04
MOLE FRAC LIQUID		.9976	1.0000	1.0000	.9998

STREAM ID		16	17	18L	18V
NAME					
PHASE		MIXED	VAPOR	LIQUID	VAPOR

FLUID RATES, LB-MOL/HR					
1	H2O	5319.3929	1492.8351	1470.4641	22.3710
2	CO2	368.1353	360.9382	1.2370	359.7012
3	CH4	1.1504	1.1506	2.1020E-04	1.1504
4	C2H6	.0346	.0346	5.3580E-06	.0346
5	N2	.0324	.0324	2.2278E-06	.0324
6	DEA	926.8021	.1807	.1807	4.8227E-08

TOTAL RATE, LB-MOL/HR		6615.5478	1855.1716	1471.8820	383.2897
-----------------------	--	-----------	-----------	-----------	----------

TEMPERATURE, F		192.9215	243.3112	120.0003	120.0003
PRESSURE, PSIA		28.7000	29.0000	29.0000	29.0000
ENTHALPY, MM BTU/HR		15.7019	33.9156	2.3321	2.6546
MOLECULAR WEIGHT		31.6668	23.0802	18.0475	42.4062
MOLE FRAC VAPOR		8.7147E-03	1.0000	.0000	1.0000
MOLE FRAC LIQUID		.9913	.0000	1.0000	.0000

```

=====

```

STREAM ID	22	23	25	26
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR				
1 H2O	8192.5993	5297.0217	2895.5776	5297.0235
2 CO2	12.1530	8.4343	3.7187	8.4388
3 CH4	.0000	.0000	.0000	.0000
4 C2H6	.0000	.0000	.0000	.0000
5 N2	.0000	.0000	.0000	.0000
6 DEA	927.6494	926.8021	.8473	926.8021
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	9132.4016	6232.2581	2900.1435	6232.2644
TEMPERATURE, F	258.0282	261.6289	261.6289	233.6392
PRESSURE, PSIA	30.8000	31.0000	31.0000	26.0000
ENTHALPY, MM BTU/HR	45.2655	34.1202	61.1455	29.7541
MOLECULAR WEIGHT	26.8994	31.0063	18.0738	31.0063
MOLE FRAC VAPOR	.0000	.0000	1.0000	.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000	.0000	1.0000

STREAM ID	27	28	29	30
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR				
1 H2O	5297.0235	5297.0235	5323.0763	5323.0763
2 CO2	8.4388	8.4388	8.4388	8.4388
3 CH4	.0000	.0000	.0000	.0000
4 C2H6	.0000	.0000	.0000	.0000
5 N2	.0000	.0000	.0000	.0000
6 DEA	926.8021	926.8021	926.8021	926.8021
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	6232.2644	6232.2644	6258.3172	6258.3172
TEMPERATURE, F	234.2933	99.9999	100.0120	103.9458
PRESSURE, PSIA	164.7000	159.7000	159.7000	991.7001
ENTHALPY, MM BTU/HR	29.8555	9.6183	9.6519	10.2296
MOLECULAR WEIGHT	31.0063	31.0063	30.9522	30.9522
MOLE FRAC VAPOR	.0000	.0000	.0000	.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

=====

STREAM ID	31	32
NAME		
PHASE	LIQUID	LIQUID
FLUID RATES, LB-MOL/HR		
1 H2O	5323.0763	5323.0763
2 CO2	8.4388	8.4388
3 CH4	.0000	.0000
4 C2H6	.0000	.0000
5 N2	.0000	.0000
6 DEA	926.8021	926.8021
TOTAL RATE, LB-MOL/HR	6258.3172	6258.3172
TEMPERATURE, F	103.9458	103.9458
PRESSURE, PSIA	941.7001	936.7001
ENTHALPY, MM BTU/HR	10.2296	10.2296
MOLECULAR WEIGHT	30.9522	30.9522
MOLE FRAC VAPOR	.0000	.0000
MOLE FRAC LIQUID	1.0000	1.0000

THE FOLLOWING STREAMS WERE NOT PRINTED BECAUSE THEY HAVE ZERO FLOW RATES
OR THEIR TEMPERATURES OR PRESSURES ARE AT ABSOLUTE ZERO

OUTPUT
 STREAM SUMMARY

SGM

```

=====
STREAM ID          AUX-AGUA      AUX-DEA      S1          S4
NAME
PHASE              LIQUID        LIQUID        VAPOR        LIQUID
-----
---- TOTAL STREAM ----
RATE, LB-MOL/HR    3000.000      2000.000      15.601      2000.000
  M LB/HR          54.045        210.276        .331        210.276
STD LIQ RATE, FT3/HR 866.958      3047.373      12.980      3047.373
TEMPERATURE, F     100.000      100.000      172.543      100.000
PRESSURE, PSIA     14.700        14.700        94.700        14.700
MOLECULAR WEIGHT   18.015        105.138        21.241        105.138
ENTHALPY, MM BTU/HR 3.672         7.288         6.594E-02     7.288
  BTU/LB          67.952        34.661        198.978        34.661
MOLE FRACTION LIQUID 1.0000        1.0000         .0000         1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .4803         .4221         1.4898         .4221
  PRES (KAYS RULE) 4.5821E-03    .0237         .1087         .0237
ACENTRIC FACTOR    .3480         .9529         .0677         .9529
WATSON K (UOPK)    8.762         8.962         15.012         8.962
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 62.338        69.002        25.529        69.002
  SPECIFIC GRAVITY .9996         1.1064         .4093         1.1064
  API GRAVITY      10.063        -3.608        214.175        -3.608

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR    N/A           N/A           15.601        N/A
  M LB/HR          N/A           N/A           .331          N/A
  M FT3/HR         N/A           N/A           1.109        N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR N/A           N/A           5.920        N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A           N/A           .733         N/A
MOLECULAR WEIGHT   N/A           N/A           21.241        N/A
ENTHALPY, BTU/LB  N/A           N/A           198.978        N/A
CP, BTU/LB-F      N/A           N/A           .439          N/A
DENSITY, LB/M FT3 N/A           N/A           298.737        N/A
Z (FROM DENSITY)  N/A           N/A           .9924         N/A

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR    3000.000      2000.000      N/A           2000.000
  M LB/HR          54.045        210.276      N/A           210.276
  FT3/HR          873.306      3105.751      N/A           3105.751
  GAL/MIN         108.880      387.211      N/A           387.211
STD LIQ RATE, FT3/HR 866.958      3047.373      N/A           3047.373
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) .9996         1.1064        N/A           1.1064
MOLECULAR WEIGHT   18.015        105.138      N/A           105.138
ENTHALPY, BTU/LB  67.952        34.661        N/A           34.661
CP, BTU/LB-F      .998          .529         N/A           .529
DENSITY, LB/FT3   61.885        67.705        N/A           67.705
Z (FROM DENSITY)  7.1247E-04    3.8007E-03    N/A           3.8007E-03
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID          S5          1          2          3
NAME
PHASE             LIQUID         VAPOR         VAPOR         VAPOR
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR   2973.947      3293.952      2921.105      383.290
  M LB/HR         53.576        64.185        48.069        16.254
STD LIQ RATE, FT3/HR 859.429      2851.216      2531.313      314.444
TEMPERATURE, F    100.000       86.000       103.830      120.000
PRESSURE, PSIA    14.700        944.700       931.700       29.000
MOLECULAR WEIGHT  18.015        19.486        16.456        42.406
ENTHALPY, MM BTU/HR 3.641         5.878         4.706         2.655
  BTU/LB          67.952        91.585        97.910       163.324
MOLE FRACTION LIQUID 1.0000        .0000         .0000         .0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .4803         1.4782        1.6198        .9944
  PRES (KAYS RULE) 4.5821E-03    1.3280        1.3917        .0243
ACENTRIC FACTOR    .3480         .0367         .0130         .2371
WATSON K (UOPK)    8.762         16.676        19.360         8.544
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 62.338        22.511        18.990        51.691
  SPECIFIC GRAVITY .9996         .3610         .3045         .8288
  API GRAVITY      10.063        260.516      333.219      39.224

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR   N/A           3293.952      2921.105      383.290
  M LB/HR         N/A           64.185        48.069        16.254
  M FT3/HR        N/A           18.259        17.507        81.553
STD VAP RATE(1), M FT3/HR N/A           1250.000      1108.511      145.452
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A           .673          .568          1.464
MOLECULAR WEIGHT  N/A           19.486        16.456        42.406
ENTHALPY, BTU/LB  N/A           91.585        97.910       163.324
CP, BTU/LB-F      N/A           .560          .639          .215
DENSITY, LB/M FT3 N/A           3515.184      2745.637      199.304
Z (FROM DENSITY)  N/A           .8943         .9234         .9919

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR   2973.947      N/A           N/A           N/A
  M LB/HR         53.576        N/A           N/A           N/A
  FT3/HR          865.722      N/A           N/A           N/A
  GAL/MIN        107.934      N/A           N/A           N/A
STD LIQ RATE, FT3/HR 859.429      N/A           N/A           N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) .9996         N/A           N/A           N/A
MOLECULAR WEIGHT  18.015        N/A           N/A           N/A
ENTHALPY, BTU/LB  67.952        N/A           N/A           N/A
CP, BTU/LB-F      .998          N/A           N/A           N/A
DENSITY, LB/FT3   61.885        N/A           N/A           N/A
Z (FROM DENSITY)  7.1247E-04   N/A           N/A           N/A
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)


```

=====
STREAM ID          4          5          6          7
NAME
PHASE             LIQUID     LIQUID     LIQUID     LIQUID
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR   8.279E-05  8.279E-05  26.053     26.053
  M LB/HR         8.705E-06  8.705E-06  .469       .469
STD LIQ RATE, FT3/HR 1.262E-04  1.262E-04  7.529     7.529
TEMPERATURE, F    100.000    106.439    100.000    103.746
PRESSURE, PSIA   14.700     1014.700   14.700     1014.700
MOLECULAR WEIGHT  105.138    105.138    18.015     18.015
ENTHALPY, MM BTU/HR 3.017E-07  3.314E-07  3.189E-02  3.365E-02
  BTU/LB         34.661     38.077     67.952     71.690
MOLE FRACTION LIQUID 1.0000     1.0000     1.0000     1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .4221      .4270      .4803      .4835
  PRES (KAYS RULE) .0237      1.6384     4.5821E-03 .3163
ACENTRIC FACTOR   .9529      .9529      .3480      .3480
WATSON K (UOPK)   8.962      8.962      8.762      8.762
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 69.002     69.002     62.338     62.338
  SPECIFIC GRAVITY 1.1064     1.1064     .9996      .9996
  API GRAVITY     -3.608     -3.608     10.063     10.063

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR   N/A        N/A        N/A        N/A
  M LB/HR         N/A        N/A        N/A        N/A
  M FT3/HR        N/A        N/A        N/A        N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR N/A        N/A        N/A        N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A        N/A        N/A        N/A
MOLECULAR WEIGHT  N/A        N/A        N/A        N/A
ENTHALPY, BTU/LB  N/A        N/A        N/A        N/A
CP, BTU/LB-F     N/A        N/A        N/A        N/A
DENSITY, LB/M FT3 N/A        N/A        N/A        N/A
Z (FROM DENSITY) N/A        N/A        N/A        N/A

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR   8.279E-05  8.279E-05  26.053     26.053
  M LB/HR         8.705E-06  8.705E-06  .469       .469
  FT3/HR         1.286E-04  1.290E-04  7.584     7.590
  GAL/MIN        1.603E-05  1.608E-05  .946       .946
STD LIQ RATE, FT3/HR 1.262E-04  1.262E-04  7.529     7.529
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 1.1064     1.1064     .9996      .9996
MOLECULAR WEIGHT  105.138    105.138    18.015     18.015
ENTHALPY, BTU/LB  34.661     38.077     67.952     71.690
CP, BTU/LB-F     .529       .532       .998       .998
DENSITY, LB/FT3  67.705     67.501     61.885     61.835
Z (FROM DENSITY)  3.8007E-03 .2601     7.1247E-04 .0489
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID          8          9          10          11
NAME
PHASE              VAPOR       VAPOR       VAPOR       LIQUID

----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR   3293.952   3293.952   2921.105   6631.149
  M LB/HR         64.185    64.185    48.069    209.824
STD LIQ RATE, FT3/HR 2851.216  2851.216  2531.313  3277.545
TEMPERATURE, F    86.000    85.742    104.048   173.114
PRESSURE, PSIA   944.700   939.700   936.700   939.400
MOLECULAR WEIGHT  19.486    19.486    16.456    31.642
ENTHALPY, MM BTU/HR 5.878     5.878     4.706     11.402
  BTU/LB         91.585    91.585    97.910    54.340
MOLE FRACTION LIQUID .0000     .0000     .0000     1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) 1.4782    1.4775    1.6204    .5495
  PRES (KAYS RULE) 1.3280    1.3209    1.3992    .3452
ACENTRIC FACTOR  .0367     .0367     .0130     .4253
WATSON K (UOPK)  16.676    16.676    19.360    8.847
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 22.511    22.511    18.990    64.018
  SPECIFIC GRAVITY .3610     .3610     .3045     1.0265
  API GRAVITY     260.516   260.516   333.219    6.348
  
```

```

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR   3293.952   3293.952   2921.105   N/A
  M LB/HR         64.185    64.185    48.069    N/A
  M FT3/HR        18.259    18.353    17.417    N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 1250.000  1250.000  1108.511  N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) .673       .673       .568       N/A
MOLECULAR WEIGHT  19.486    19.486    16.456    N/A
ENTHALPY, BTU/LB  91.585    91.585    97.910    N/A
CP, BTU/LB-F     .560       .559       .640       N/A
DENSITY, LB/M FT3 3515.184  3497.304  2759.827  N/A
Z (FROM DENSITY) .8943     .8945     .9232     N/A
  
```

```

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR   N/A        N/A        N/A        6631.149
  M LB/HR         N/A        N/A        N/A        209.824
  FT3/HR         N/A        N/A        N/A        3648.247
  GAL/MIN        N/A        N/A        N/A        454.847
STD LIQ RATE, FT3/HR N/A        N/A        N/A        3277.545
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) N/A        N/A        N/A        1.0265
MOLECULAR WEIGHT  N/A        N/A        N/A        31.642
ENTHALPY, BTU/LB  N/A        N/A        N/A        54.340
CP, BTU/LB-F     N/A        N/A        N/A        .755
DENSITY, LB/FT3  N/A        N/A        N/A        57.513
Z (FROM DENSITY) N/A        N/A        N/A        .0751
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID              12              13              14              15
NAME
PHASE                 MIXED              LIQUID              MIXED              MIXED
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR      6631.149          6615.548          6615.548          6615.548
  M LB/HR             209.824           209.493           209.493           209.493
STD LIQ RATE, FT3/HR 3277.545          3264.565          3264.565          3264.565
TEMPERATURE, F       172.543           172.543           172.539           200.000
PRESSURE, PSIA       94.700            94.700            89.700            84.700
MOLECULAR WEIGHT     31.642            31.667            31.667            31.667
ENTHALPY, MM BTU/HR  11.402            11.336            11.336            15.702
  BTU/LB              54.340            54.112            54.112            74.952
MOLE FRACTION LIQUID .9976             1.0000            1.0000            .9998
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .5490            .5482             .5482             .5720
  PRES (KAYS RULE)   .0348            .0347             .0329            .0311
ACENTRIC FACTOR     .4253             .4262             .4262             .4262
WATSON K (UOPK)     8.847            8.837             8.837            8.837
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 64.018           64.172           64.172           64.172
  SPECIFIC GRAVITY  1.0265           1.0289           1.0289           1.0289
  API GRAVITY        6.348            6.019            6.019            6.019

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR      15.601            N/A                .106              1.577
  M LB/HR             .331             N/A                2.278E-03        4.792E-02
  M FT3/HR            1.109           N/A                7.953E-03        .130
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 5.920           N/A                4.020E-02        .598
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) .733            N/A                .743              1.049
MOLECULAR WEIGHT     21.241           N/A                21.508           30.393
ENTHALPY, BTU/LB    198.980          N/A                200.802           222.888
CP, BTU/LB-F        .439             N/A                .433              .312
DENSITY, LB/M FT3   298.735          N/A                286.460           367.567
Z (FROM DENSITY)    .9924            N/A                .9927            .9893

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR      6615.548          6615.548          6615.442          6613.971
  M LB/HR             209.493           209.493           209.491           209.445
  FT3/HR              3625.593          3625.593          3625.439          3659.582
  GAL/MIN             452.022           452.022           452.003           456.260
STD LIQ RATE, FT3/HR 3264.565          3264.565          3264.477          3263.310
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 1.0289           1.0289           1.0290           1.0291
MOLECULAR WEIGHT     31.667           31.667           31.667           31.667
ENTHALPY, BTU/LB    54.112           54.112           54.110           74.918
CP, BTU/LB-F        .755             .755             .755             .764
DENSITY, LB/FT3     57.781           57.781           57.783           57.232
Z (FROM DENSITY)    7.6496E-03       7.6496E-03       7.2455E-03       6.6201E-03
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID          16          17          18L          18V
NAME
PHASE              MIXED          VAPOR          LIQUID          VAPOR

----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR    6615.563    1855.056    1471.743    383.313
  M LB/HR          209.494      42.816     26.561     16.255
STD LIQ RATE, FT3/HR 3264.572    740.693    426.234    314.463
TEMPERATURE, F     192.920     243.311     120.000     120.000
PRESSURE, PSIA     28.700      29.000      29.000      29.000
MOLECULAR WEIGHT    31.667      23.081      18.048      42.406
ENTHALPY, MM BTU/HR 15.702      33.913      2.332       2.655
  BTU/LB           74.950     792.062     87.792     163.324
MOLE FRACTION LIQUID .9913       .0000       1.0000      .0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .5659       .6730       .4977       .9944
  PRES (KAYS RULE) .0105       .0104       9.0455E-03 .0243
ACENTRIC FACTOR    .4262       .3251       .3480       .2371
WATSON K (UOPK)    8.837       8.679       8.761       8.544
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 64.172     57.805     62.316     51.691
  SPECIFIC GRAVITY 1.0289      .9269       .9992       .8288
  API GRAVITY      6.019      21.165     10.114     39.224

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR    57.663     1855.056     N/A         383.313
  M LB/HR          2.085      42.816     N/A         16.255
  M FT3/HR         13.967     476.734     N/A         81.558
STD VAP RATE(1), M FT3/HR 21.882     703.963     N/A         145.461
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) 1.248       .797        N/A         1.464
MOLECULAR WEIGHT    36.158     23.081     N/A         42.406
ENTHALPY, BTU/LB   292.505     792.062     N/A         163.324
CP, BTU/LB-F       .254        .372        N/A         .215
DENSITY, LB/M FT3  149.270     89.811     N/A         199.304
Z (FROM DENSITY)   .9927       .9879       N/A         .9919

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR    6557.900     N/A         1471.743     N/A
  M LB/HR          207.409     N/A         26.561     N/A
  FT3/HR           3584.853     N/A         432.115     N/A
  GAL/MIN          446.943     N/A         53.874     N/A
STD LIQ RATE, FT3/HR 3224.473     N/A         426.234     N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 1.0314      N/A         .9992     N/A
MOLECULAR WEIGHT    31.627     N/A         18.048     N/A
ENTHALPY, BTU/LB   72.763     N/A         87.792     N/A
CP, BTU/LB-F       .765        N/A         .996       N/A
DENSITY, LB/FT3    57.857     N/A         61.468     N/A
Z (FROM DENSITY)   2.2402E-03 N/A         1.3687E-03 N/A
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID          22          23          25          26
NAME
PHASE              LIQUID       LIQUID       VAPOR       LIQUID
-----
TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR   9132.402   6232.258   2900.144   6232.264
  M LB/HR         245.655   193.239    52.416    193.239
STD LIQ RATE, FT3/HR 3791.354  2950.115   841.240   2950.118
TEMPERATURE, F    258.028   261.629   261.629   233.639
PRESSURE, PSIA    30.800    31.000    31.000    26.000
MOLECULAR WEIGHT  26.899    31.006    18.074    31.006
ENTHALPY, MM BTU/HR 45.266    34.120    61.146    29.754
  BTU/LB          184.264   176.570   1166.537   153.975
MOLE FRACTION LIQUID 1.0000    1.0000    .0000     1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .6078     .6070     .6194     .5835
  PRES (KAYS RULE) .0105     .0110    9.6735E-03 9.2191E-03
ACENTRIC FACTOR    .4093     .4378     .3480     .4378
WATSON K (UOPK)    8.840     8.862     8.761     8.862
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 64.793    65.502    62.308    65.502
  SPECIFIC GRAVITY 1.0389    1.0503    .9991     1.0503
  API GRAVITY     4.700     3.226    10.132     3.226

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR   N/A        N/A        2900.144   N/A
  M LB/HR         N/A        N/A        52.416    N/A
  M FT3/HR        N/A        N/A        713.584   N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR N/A        N/A        1100.556   N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A        N/A        .624      N/A
MOLECULAR WEIGHT  N/A        N/A        18.074    N/A
ENTHALPY, BTU/LB  N/A        N/A        1166.537   N/A
CP, BTU/LB-F     N/A        N/A        .460      N/A
DENSITY, LB/M FT3 N/A        N/A        73.455    N/A
Z (FROM DENSITY) N/A        N/A        .9854     N/A

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR   9132.402   6232.258   N/A        6232.264
  M LB/HR         245.655   193.239   N/A        193.239
  FT3/HR          4095.427  3204.728  N/A        3160.223
  GAL/MIN         510.599   399.551   N/A        394.002
STD LIQ RATE, FT3/HR 3791.354  2950.115  N/A        2950.118
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 1.0389    1.0503    N/A        1.0503
MOLECULAR WEIGHT  26.899    31.006    N/A        31.006
ENTHALPY, BTU/LB  184.264   176.570   N/A        153.975
CP, BTU/LB-F     .858      .817      N/A        .805
DENSITY, LB/FT3  59.983    60.298    N/A        61.147
Z (FROM DENSITY)  1.7933E-03 2.0593E-03 N/A        1.7720E-03
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID          27          28          29          30
NAME
PHASE              LIQUID       LIQUID       LIQUID       LIQUID
----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR   6232.264    6232.264    6258.317    6258.317
  M LB/HR         193.239    193.239    193.709    193.709
STD LIQ RATE, FT3/HR 2950.118    2950.118    2957.647    2957.647
TEMPERATURE, F    234.293    100.000    100.012    103.946
PRESSURE, PSIA    164.700    159.700    159.700    991.700
MOLECULAR WEIGHT   31.006     31.006     30.952     30.952
ENTHALPY, MM BTU/HR 29.855     9.618      9.652      10.230
  BTU/LB         154.500    49.774    49.827    52.809
MOLE FRACTION LIQUID 1.0000     1.0000     1.0000     1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .5840     .4710     .4710     .4743
  PRES (KAYS RULE) .0584     .0566     .0566     .3514
ACENTRIC FACTOR   .4378     .4378     .4374     .4374
WATSON K (UOPK)   8.862     8.862     8.862     8.862
STD LIQ DENSITY, LB/FT3 65.502    65.502    65.494    65.494
  SPECIFIC GRAVITY 1.0503    1.0503    1.0501    1.0501
  API GRAVITY     3.226     3.226     3.243     3.243

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR   N/A        N/A        N/A        N/A
  M LB/HR         N/A        N/A        N/A        N/A
  M FT3/HR        N/A        N/A        N/A        N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR N/A        N/A        N/A        N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A        N/A        N/A        N/A
MOLECULAR WEIGHT   N/A        N/A        N/A        N/A
ENTHALPY, BTU/LB   N/A        N/A        N/A        N/A
CP, BTU/LB-F       N/A        N/A        N/A        N/A
DENSITY, LB/M FT3  N/A        N/A        N/A        N/A
Z (FROM DENSITY)   N/A        N/A        N/A        N/A

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR   6232.264    6232.264    6258.317    6258.317
  M LB/HR         193.239    193.239    193.709    193.709
  FT3/HR         3161.219    2993.888    3001.484    3005.453
  GAL/MIN        394.126    373.264    374.211    374.706
STD LIQ RATE, FT3/HR 2950.118    2950.118    2957.647    2957.647
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 1.0503    1.0503    1.0501    1.0501
MOLECULAR WEIGHT   31.006     31.006     30.952     30.952
ENTHALPY, BTU/LB   154.500    49.774    49.827    52.809
CP, BTU/LB-F       .806       .760       .761       .762
DENSITY, LB/FT3    61.128     64.544     64.537     64.452
Z (FROM DENSITY)   .0112     .0128     .0128     .0787
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

```

=====
STREAM ID                31                32
NAME
PHASE                    LIQUID          LIQUID

----- TOTAL STREAM -----
RATE, LB-MOL/HR          6258.317        6258.317
  M LB/HR                 193.709         193.709
STD LIQ RATE, FT3/HR     2957.647        2957.647
TEMPERATURE, F           103.946         103.946
PRESSURE, PSIA           941.700         936.700
MOLECULAR WEIGHT         30.952          30.952
ENTHALPY, MM BTU/HR      10.230          10.230
  BTU/LB                  52.809          52.809
MOLE FRACTION LIQUID     1.0000          1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) .4743            .4743
  PRES (KAYS RULE)        .3337            .3319
ACENTRIC FACTOR          .4374            .4374
WATSON K (UOPK)          8.862            8.862
STD LIQ DENSITY, LB/FT3  65.494           65.494
  SPECIFIC GRAVITY        1.0501           1.0501
  API GRAVITY              3.243            3.243
  
```

```

----- VAPOR -----
RATE, LB-MOL/HR          N/A              N/A
  M LB/HR                 N/A              N/A
  M FT3/HR                 N/A              N/A
STD VAP RATE(1), M FT3/HR N/A              N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A              N/A
MOLECULAR WEIGHT         N/A              N/A
ENTHALPY, BTU/LB         N/A              N/A
CP, BTU/LB-F             N/A              N/A
DENSITY, LB/M FT3        N/A              N/A
Z (FROM DENSITY)         N/A              N/A
  
```

```

----- LIQUID -----
RATE, LB-MOL/HR          6258.317        6258.317
  M LB/HR                 193.709         193.709
  FT3/HR                  3005.453        3005.453
  GAL/MIN                 374.706         374.706
STD LIQ RATE, FT3/HR     2957.647        2957.647
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 1.0501           1.0501
MOLECULAR WEIGHT         30.952          30.952
ENTHALPY, BTU/LB         52.809          52.809
CP, BTU/LB-F             .762             .762
DENSITY, LB/FT3          64.452           64.452
Z (FROM DENSITY)         .0748            .0744
  
```

(1) STANDARD VAPOR VOLUME IS 379.49 FT3/LB-MOLE (60 F AND 14.696 PSIA)

THE FOLLOWING STREAMS WERE NOT PRINTED BECAUSE THEY HAVE ZERO FLOW RATES
 OR THEIR TEMPERATURES OR PRESSURES ARE AT ABSOLUTE ZERO

ANEXO "B"

COSTO TOTAL DEL PROCESO DE SEPARACION DE GASES CON MEMBRANAS POLIMERICAS (10 AÑOS)

CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
EQUIPO DE PROCESO										
MANO DE OBRA PARA EQUIPO DE PROCESO	5,012,000.00	6,037,602.00	7,319,486.92	8,846,083.34	10,890,491.72	12,919,459.24	15,613,158.49	18,688,511.70	22,802,956.39	27,556,937.74
MATERIALES DE PROCESO	21,720,000.00	23,130,000.00	24,540,000.00	25,950,000.00	27,360,000.00	28,770,000.00	30,180,000.00	31,590,000.00	33,000,000.00	34,410,000.00
MANO DE OBRA PARA MATERIALES DE PROCESO	13,400,000.00	18,193,800.00	19,770,328.15	23,850,741.37	28,581,921.19	34,341,251.75	41,743,102.74	50,446,539.87	60,964,643.19	73,875,771.29
IMPUESTOS Y GASTOS DE PROCESO	33,415,000.00	40,322,077.80	48,301,882.23	58,378,830.36	71,273,458.73	86,134,024.15	104,032,864.53	125,398,352.46	152,024,801.85	183,722,084.92
COSTO INDIRECTOS	3,694,000.00	4,452,114.00	5,390,379.77	6,502,169.05	7,857,495.35	9,498,268.53	11,476,238.10	13,869,033.74	16,760,727.28	20,255,338.91
COSTO DE OPERACION	3,694,000.00	4,452,114.00	5,390,379.77	6,502,169.05	7,857,495.35	9,498,268.53	11,476,238.10	13,869,033.74	16,760,727.28	20,255,338.91
TOTAL	88,442,183.35	105,842,182.58	124,428,391.34	148,548,512.58	180,738,235.41	217,423,533.40	267,760,062.82	315,340,788.85	381,863,646.43	462,116,165.83

* Este valor corresponde a la suma de la depreciación del equipo de proceso y de la membrana.

CALCULO DE LA DEPRECIACION DEL EQUIPO DE PROCESO*

AÑO	COSTO ANUAL**	DEPRECIACION	DEPRECIACION ACUMULADA
1999	32,155,108.00	3,215,510.80	3,215,510.80
2000	28,939,597.20	3,215,510.80	6,431,021.60
2001	25,724,086.40	3,215,510.80	9,646,532.40
2002	22,508,575.60	3,215,510.80	12,862,043.20
2003	19,293,064.80	3,215,510.80	16,077,554.00
2004	16,077,554.00	3,215,510.80	19,293,064.80
2005	12,862,043.20	3,215,510.80	22,508,575.60
2006	9,646,532.40	3,215,510.80	25,724,086.40
2007	6,431,021.60	3,215,510.80	28,939,597.20
2008	3,215,510.80	3,215,510.80	32,155,108.00

* Sin considerar los módulos de membrana.

** Se calcula el costo (ficticio) para cada año considerando el índice inflacionario.

Se considera una vida útil del equipo de proceso de 10 años.

CALCULO DE LA DEPRECIACION DE LA MEMBRANA

AÑO	COSTO ANUAL*	DEPRECIACION	DEPRECIACION ACUMULADA
1999	2,930,731.00	732,682.75	732,682.75
2000	2,199,048.25	732,682.75	1,465,365.50
2001	1,465,365.50	732,682.75	2,199,048.25
2002	732,682.75	732,682.75	2,930,731.00

* Se calcula el costo (ficticio) para cada año considerando el índice inflacionario.

Se considera una vida útil de la membrana de 4 años.

COSTO TOTAL DEL PROCESO DE ABSORCION DE GASES CON DEA (10 AÑOS)

CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2007	2008	2009
EQUIPO DE PROCESO	3.707.000,00	4.479.909,50	5.413.870,63	6.542.783,51	7.906.553,87	9.555.533,75	11.547.686,71	13.955.571,09	18.895.368,08	20.381.797,33
MANO DE OBRA PARA EQUIPO DE PROCESO	3.707.000,00	4.479.909,50	5.413.870,63	6.542.783,51	7.906.553,87	9.555.533,75	11.547.686,71	13.955.571,09	18.895.368,08	20.381.797,33
MATERIALES DE PROCESO	9.885.000,00	11.946.022,30	14.436.788,19	17.448.834,36	21.084.489,35	25.480.617,43	30.793.329,17	37.213.724,87	44.972.758,35	54.349.678,81
MANO DE OBRA PARA MATERIALES DE PROCESO	9.885.000,00	11.946.022,30	14.436.788,19	17.448.834,36	21.084.489,35	25.480.617,43	30.793.329,17	37.213.724,87	44.972.758,35	54.349.678,81
PARTES DE REPUESTO	24.711.000,00	29.867.743,50	36.089.728,77	43.614.438,45	52.708.648,84	63.691.677,02	76.878.842,08	93.026.589,88	112.425.177,48	135.865.619,73
COSTO INDIRECTOS	24.711.000,00	29.867.743,50	36.089.728,77	43.614.438,45	52.708.648,84	63.691.677,02	76.878.842,08	93.026.589,88	112.425.177,48	135.865.619,73
CONTINGENCIAS	92.870.000,00	112.233.365,00	135.634.057,86	163.913.758,97	198.089.777,66	239.391.496,30	289.334.623,27	349.624.637,33	423.521.374,09	510.812.080,59
COSTO DE OPERACIÓN	92.870.000,00	112.233.365,00	135.634.057,86	163.913.758,97	198.089.777,66	239.391.496,30	289.334.623,27	349.624.637,33	423.521.374,09	510.812.080,59
TOTAL	153.724.664,50	182.235.281,90	223.316.877,48	289.336.227,48	324.851.831,94	392.163.298,77	473.368.352,01	571.546.831,28	690.173.779,43	833.538.436,45

**CALCULO DE LA DEPRECIACION (A 10 AÑOS)
PROCESO DE ABSORCION DE GASES CON DEA**

AÑO	COSTO ANUAL*	DEPRECIACION	DEPRECIACION ACUMULADA
1999	25.950.000,00	2.595.000,00	2.595.000,00
2000	23.355.000,00	2.595.000,00	5.190.000,00
2001	20.760.000,00	2.595.000,00	7.785.000,00
2002	18.165.000,00	2.595.000,00	10.380.000,00
2003	15.570.000,00	2.595.000,00	12.975.000,00
2004	12.975.000,00	2.595.000,00	15.570.000,00
2005	10.380.000,00	2.595.000,00	18.165.000,00
2006	7.785.000,00	2.595.000,00	20.760.000,00
2007	5.190.000,00	2.595.000,00	23.355.000,00
2008	2.595.000,00	2.595.000,00	25.950.000,00

* Se calcula el costo (futuro) para cada año considerando el índice inflacionario.

**CALCULO DE LA DEPRECIACION DE LA MEMBRANA
(AL 9o. AÑO)**

AÑO	COSTO ANUAL*	DEPRECIACION	DEPRECIACIÓN ACUMULADA
2003	6,251,189.24	1,562,797.06	1,562,797.06
2004	4,668,391.18	1,562,797.06	3,125,594.12
2005	3,125,694.12	1,562,797.06	4,688,391.18
2006	1,562,797.06	1,562,797.06	6,251,189.24

* Se calculó el costo (futuro) para cada año considerando el Índice Inflationario.

**CALCULO DE LA DEPRECIACION DE LA MEMBRANA
(AL 9o. AÑO)**

AÑO	COSTO ANUAL*	DEPRECIACION	DEPRECIACIÓN ACUMULADA
2007	13,333,654.45	3,333,413.61	3,333,413.61
2008	10,000,240.84	3,333,413.61	6,666,827.23
2009	6,666,827.23	3,333,413.61	10,000,240.84
2010	3,333,413.61	3,333,413.61	13,333,654.45

* Se calculó el costo (futuro) para cada año considerando el Índice Inflationario.

COMPARACIÓN DE LOS DOS PROCESOS

	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
PROCESO DE MEMBRANA	183,243,431.60	208,359,211.83	233,475,092.06	268,590,872.29	303,706,652.52	338,822,432.75	373,938,212.98	409,054,003.21	444,169,783.44	479,285,563.67	514,401,343.90
PROCESO DE MEMBRANA	86,442,193.35	102,627,192.95	128,811,192.55	154,995,192.15	181,179,191.75	207,363,191.35	233,547,190.95	259,731,190.55	286,115,190.15	312,499,189.75	338,883,189.35
DIFERENCIA POR AÑO	96,801,238.25	105,732,018.88	104,663,900.51	113,595,680.14	122,527,460.77	131,459,241.40	140,391,022.03	149,322,802.66	158,254,583.29	167,185,373.92	176,117,154.55