

25
29



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

PAQUETE DE INGENIERIA BASICA PARA UNA PLANTA ENDULZADORA DE GAS EN PLATAFORMAS MARINAS



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

MEXICO, D. F.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

1989



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 está 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.

I N D I C E

- 1.- Introduccion
- 2.- Generalidades
- 3.- Selección del Proceso de Endulzamiento
- 4.- Fundamentos de Endulzamiento
- 5.- Ingeniería Básica
 - 5.1 Bases de Diseño
 - 5.2 Balance de Materia y Energía
 - 5.3 Diagrama de Flujo
 - 5.4 Descripción del Proceso
 - 5.5 Criterios de Diseño
 - 5.6 Memorias de Cálculo del Equipo
 - 5.7 Hojas de Datos de Equipo
 - 5.8 Filosofías de Operación
- 6.- Conclusiones
- 7.- Bibliografía

1. INTRODUCCION

1.- Introducción.

Desde hace algunos años, el gas natural ha tenido singular importancia debido a su uso como gas combustible y fuente de energía; también por su utilización como materia prima en la industria química y petroquímica.

El gas natural esta compuesto principalmente de metano, con cantidades menores de hidrocarburos parafínicos como: etano, propano, butano y compuestos no hidrocarburos como: nitrógeno, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono, helio y vapor de agua.

Los componentes como el ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y el agua en varias concentraciones son indeseables; debido a los problemas de corrosión que causan es necesaria su eliminación antes que el gas sea utilizado.

La figura 1.A representa un diagrama de bloques del proceso efectuado sobre el gas natural, para la obtención de gas combustible y la recuperación de licuables valiosos. El gas entra a un rectificador donde es separado de los condensados, y posteriormente se envía a una sección donde se eliminan los componentes ácidos del gas (H_2S y CO_2), el gas dulce obtenido se pasa a una planta recuperadora de licuables.

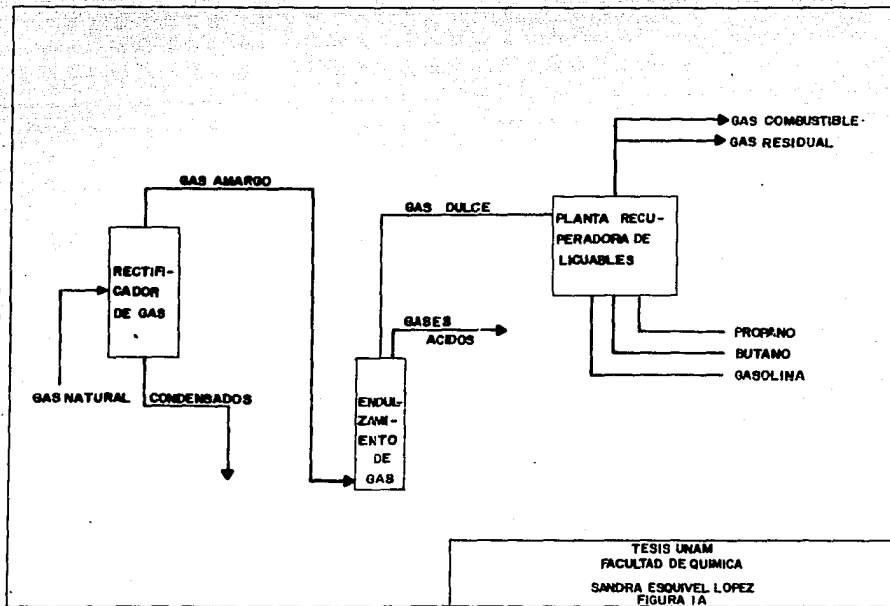
El tema del presente trabajo es el endulzamiento del gas amargo por absorción de los gases ácidos mediante el uso de un absorbente cuyo fin es eliminar al máximo el H_2S y el CO_2 presente.

La cantidad presente de componentes ácidos en el gas, varía de acuerdo al uso final que se le de; siendo la del gas combustible uno de los menos estrictos.

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

Para efectuar el acondicionamiento del gas amargo se utilizará el proceso más adecuado de acuerdo a la tecnología y literatura disponible. En México generalmente se usa para el endulzamiento del gas el proceso Girbotol. Debido a que es un proceso del dominio público, no requiere pagos de regalías, ni transferencia de tecnología y los absorbentes que utiliza están disponibles en el mercado mexicano a bajo costo, Sin embargo se analizan los diferentes procesos existentes para cumplir con el mismo objetivo.

Con el proceso seleccionado se desarrollará la Ingeniería Básica de Proceso en forma preliminar para obtener los documentos claves que sirven como base para el desarrollo de la Ingeniería Básica y de Detalle del Proceso.



2.- Generalidades

Los contaminantes del gas natural causan diferentes problemas. Los compuestos de sulfuro son tóxicos además de causar severos problemas de corrosión. La alta concentración de dióxido de carbono causa la disminución del calor de combustión del gas.

Si el gas esta saturado en agua y su temperatura es alta los problemas de corrosión se agravan debido a las reacciones del H_2S y el CO_2 con las paredes metálicas del sistema que lo procesa o transporta provocando los fenómenos llamados "Sulfur Stress Cracking" y picaduras por la presencia de hidrógeno molecular desprendido del H_2S .

Debido a los problemas ya mencionados es necesaria la eliminación del ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono del gas natural.

El dióxido de carbono separado del gas natural puede usarse posteriormente. El ácido sulfhídrico puede usarse para la obtención de azufre elemental, mediante un proceso tipo Claus.

2.1 Definiciones

Gas Natural.- Puede definirse como la mezcla de gases hidrocarburos y no hidrocarburos que se encuentran en las formaciones porosas de la superficie de la tierra; la mayoría de las veces se encuentra asociado con petróleo crudo. El componente principal del gas natural es el metano. Otros componentes son hidrocarburos pesados, y ciertos gases que no son hidrocarburos como: N_2 , CO_2 , H_2S y He. Adicionalmente puede contener cantidades muy pequeñas de O_2 y Ar.

2. GENERALIDADES

- Materia Prima

Síntesis de Amoniaco (del cual se deriva la industria de los fertilizantes nitrogenados y de la urea)

Síntesis del Alcohol Metílico o Metanol (para la industria química y la fabricación de formaldehído, base de la mayoría de las resinas sintéticas, materias plásticas y adhesivos de uso común)

Síntesis de Acetileno (Materia prima para los productos plásticos comunes; Cloruro de vinilo, Acetato de Polivinilo y demás productos químicos)

Preparación de hidrógeno puro (para numerosas síntesis en química orgánica)

Materia prima para diferentes Olefinas (Etileno, Polietileno, y altos polímeros, siempre y cuando el gas contenga cantidades apreciables de hidrocarburos insaturados)

Industria del Caucho.

2.2 Tratamiento posterior al Endulzamiento.

El gas una vez que ha sido purificado mediante una Unidad de Endulzamiento, si no se utiliza como gas combustible, se envía a una planta de Fraccionamiento.

El gas natural posteriormente de pasar a la planta de endulzamiento pasa a una unidad de deshidratación. Después entra a un sistema de enfriamiento por reducción de presión, que consiste en una combinación de refrigeración externa y un ciclo de expansión. Los líquidos condensados son fraccionados en una serie de columnas de Destilación.

En el siguiente diagrama de bloques se ilustra una planta de fraccionación de gas utilizando un ciclo Criogénico para la separación de corrientes ricas de Metano, Etano, Propano, Gas LP, Pentano y pesados.

Los diferentes usos de cada una de las corrientes generalmente son:

- Corriente rica en Metano: producción de fertilizantes nitrogenados en forma de urea.
- Corriente rica en Etano y Propano: industria petroquímica

para la producción de etileno y propileno.

- Corriente rica en gas LPG: combustible doméstico.
- Corriente rica en Pentano y pesados: se combina con productos de refinería similares. (8)

2.3 Propiedades.

A continuación se enumeran las propiedades de hidrocarburos, gases y gases ácidos.

- Hidrocarburos gaseosos.

Todos los miembros de este grupo contienen cierta cantidad de carbono e hidrógeno. El contenido de hidrocarburos en el gas natural es: (CH₄), 10% (C₂H₆) más (C₃H₈), (C₄H₁₀) y cantidades menores significantes de hidrocarburos más pesados.

Propiedades físicas: Su temperatura de ignición es 900° a 1 170 °F; su límite bajo de explosión: 3.6 a 6.5% y su límite alto de explosión: 13 a 17%.

Toxicidad: Es un asfixiante simple. Cuando se efectúa combustión incompleta se obtiene Monóxido de Carbono.

Seguridad: Cuando se expone al calor o flama, el peligro de incendio es muy alto. Y también existe peligro de explosión.

Reacciona violentamente con: BrF₅, Cl₂, ClO₂, NF₃, O₂(l), OF₂.

En caso de fuego debe detenerse el flujo de gas para apagarlo.

- Gases ácidos.

Acido Sulfhídrico (H₂S) es un gas flama, incoloro, olor inofensivo y su peso molecular es 34.08.

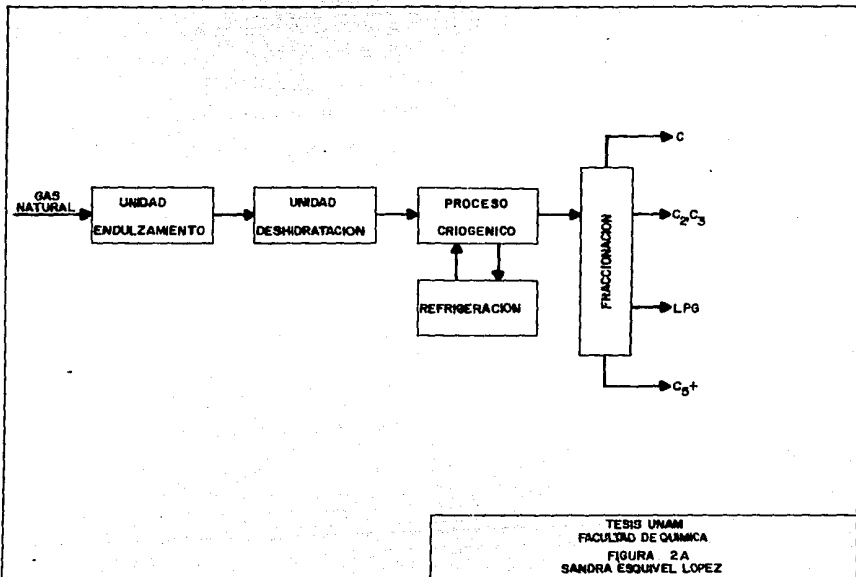
Propiedades físicas: Punto de fusión. -85.5°; Punto ebullición - 60.4°; Lim. bajo de explosión: 4%; Lim. alto de explosión: - 44%; Temp. de autoignición: 500°F; Densidad: 1.539 g/l@0°C; -- Presión de vapor: 200 @ 25.5°.

Toxicidad: Es irritante y asfixiante. Provoca fuerte irritación en los ojos y muerte por inhalación. A continuación se muestra una tabla de sus efectos tóxicos sobre el hombre.

TABLA 2.1

EFFECTOS TOXICOS DEL H_2S EN EL HOMBRE

CONCENTRACION H_2S ppm	TIEMPO EXPOSICION min	E F E C T O S
50 - 100	2 - 15	Irritación en los ojos y sistema respiratorio Edema Pulmunar
	30 - 1 hr.	
150 - 200	2 - 15	Pérdida del sentido Irritación en los ojos
	30 - 1 hr.	
500 - 600	2 - 15	Problemas respiratorios, irritación en los ojos e inconciencia. Irritación en los ojos seria, palpitaciones - en el corazón. Dolor de cabeza y en los ojos severos, vértigo, temblor en extremidades, debilidad y muerte.
	15 - 30	
	30 - 1 hr.	
600 - 1500	2 - 15	Colapso, inconciencia y muerte. Muerte Muerte
	15 - 30	
	30 - 1 hr.	



Seguridad: Cuando se expone al calor, flama u oxidantes; el peligro de incendio es muy alto y el peligro de explosión es moderado.

Reacciona violentamente con: Na_2O_2 , NI_3 , NCl_3 , NF_3 , HNO_3 , PbO_2 , F_2 , Cu, Na, cloruro de fenil diazonio, ($\text{NaOH} + \text{CaO} + \text{aire}$), - Na. El peligro de desastre es alto cuando se calienta a descomposición, ya que emite humos de óxido de sulfuro altamente tóxico, reaccionan vigorosamente con material oxidante.

En caso de fuego, debe detenerse el flujo de gas para apagarlo.

Dióxido de Carbono (CO_2) es un gas incoloro e insípido, su peso molecular es 44.01.

Propiedades físicas: sublimación a -78.5°C ,

Densidad del vapor: 1.53 g/l a 0°C .

Toxicidad: Es asfixiante. En concentraciones altas e insuficiencia de oxígeno (el necesario para que exista vida) se provoca malestares. Los signos y síntomas son los que proceden a la asfixia, especialmente dolor de cabeza, desvanecimiento, - deficiencia respiratoria, debilidad muscular, letargo y zumbido en los oídos.

Seguridad: Reacciona vigorosamente con: Al + Na_2O_2 , Cs_2O , - Mg (C_2H_5)₂, Li, (Mg + Na_2O_2), K, Na, Ti.

2.4 Endulzamiento

Cuando el gas natural contiene cantidades apreciables de Acido sulfhídrico, comercialmente se clasifica como "Gas Amargo" y de aquí proviene el término endulzamiento. Se denomina gas dulce aquel que contiene un máximo de 0.25 granos $\text{H}_2\text{S}/100 \text{ ft}^3$ estándar.

Existen diferentes procesos para eliminar el Acido sulfhídrico y el Dióxido de Carbono de una corriente gaseosa. Debido al número de procesos existentes; no resulta fácil escoger -- uno para un determinado problema. Sin embargo, hay varios factores que deben considerarse en la selección de un proceso de Endulzamiento:

- La clase de impurezas del gas
- La concentración y grado de eliminación de las impurezas
- Selectividad gas-ácido requerida
- El nivel de la concentración de gases ácidos
- El volumen, la temperatura y la presión del gas que se va a procesar.
- Facilidad de recuperación del azufre
- Tipo de Absorbente
- Disponibilidad de Tecnología.

3. SELECCION DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO

3.- Selección del Proceso de Endulzamiento.

Basicamente los procesos de endulzamiento pueden clasificarse en:

- | | | |
|----------------------------------|---|-----------------------|
| a) Procesos con agentes líquidos | } | con solvente químico |
| | | de conversión directa |
| | | con solvente físico |
| b) Procesos con agentes sólidos | | Mallas moleculares |

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

- Con solvente químico: se emplea un solvente en solución acuosa, que reacciona con los gases ácidos formando un complejo. En forma de complejo los gases ácidos son separados del gas natural; cuando se aumenta la temperatura y/o se reduce la presión del solvente el complejo se descompone y los gases ácidos son liberados.

- Con solvente físico: se emplea un solvente orgánico, el cual absorbe los gases ácidos en función de su presión parcial, si la presión parcial de los gases ácidos es alta más rápidamente es absorbido en el solvente.

- Conversión directa: se basa en la transformación directa del ácido sulfhídrico a azufre elemental. Existen dos tipos de estos procesos:

- Reacciones de óxido-reducción
- Reacciones estequiométricas de 2 moles de H_2S con una mol de SO_2 en presencia de

un solvente o catalizador

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

De todos los procesos de endulzamiento, los procesos con alkanolaminas han sido los más empleados, por su reactividad y disponibilidad a bajo costo.

La tabla mostrada a continuación enlista los procesos más comunmente usados para el endulzamiento de gas amargo. (3)

TABLA 3.1
 PROCESOS PARA ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL

T I P O	Medio Absorbente	PROCESO
ABSORCION- DESORCION Solvente Químico (Alkanolaminas y so- luciones de sales al- calinas)	MEA DEA TEA DEA MDEA DGA K_2CO_3 cal. K_2CO_3 cal. K_2CO_3 /Benf. K_2CO_3/As_2O_3 Na_2CO_3 K_2CO_3	Monoetanolamina Dietanolamina Trietanolamina SNPA:Dietanolamina Metildietanol. Econamina Carbonato de Potasio Catarcarb Benfield Gianmarco Vetrocoke Seaboard Carbonato al vacío
ABSORCION- DESORCION Solvente físico (Orgánicos)	Sulfonate/Diisop. Dimetil-polietil. Carbonato propil. N-Metil2Pirolidon Metanol frío Tri-N-Butil-Fosf.	Sulfinol Selexol Fluor Purisol Rectisol Estasolvan
ABSORCION- OXIDACION Conversión directa (Carbonato cal, y sales inorg.)	K_2CO_3 /Arsenitos Soln. Quinona Na_2CO_3/Fe_2O_3 $Na_2CO_3/Fe(OH)_3$ Tioersen. NH_3/Na Soln. quinona Trietilenglicol	Gianmarco Vetrocoke Strettford Ferrox Manchester Thylox Takahax Townsendo Lacy-Keller
CAMAS- SOLIDAS		Oxido de fierro Mallas moleculares

3.1- Análisis de los procesos de endulzamiento.

Para analizar las diferentes alternativas, se desarrollara cada proceso, indicando ventajas y desventajas de cada uno para obtener un argumento para analizarlo y evaluarlo, y se leccionar el proceso más adecuado.

3.1a- Criterios de selección del proceso.

Se basa en tres conceptos fundamentales:

- i) Naturaleza del medio absorbente (facilidad de suministro)
- ii) Naturaleza del gas a tratar (contenido de impureza)
- iii) Pureza requerida del gas obtenido (en función del uso posterior).

i) Naturaleza del medio absorbente

El medio absorbente tiene, dentro de ciertos límites, las siguientes características:

- Alta solubilidad de los gases ácidos
- Baja solubilidad de los otros compuestos gaseosos
- Reversibilidad en la reacción solvente-gas
- Baja presión de vapor
- Baja viscosidad
- Bajo punto de congelación
- Estabilidad química
- Bajo grado de corrosión
- Bajo precio

ii) Naturaleza del gas a tratar.

Las condiciones del gas que permiten la evaluación de un proceso son básicamente:

- Composición (contenido de impurezas)
- Presión
- Temperatura

iii) Pureza requerida del gas obtenido.

Las características del gas obtenido requeridas son:

- Contenido de H_2S y CO_2
- Presión
- Temperatura

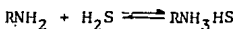
Para la selección se tomaran en cuenta los criterios requeridos y las características de cada proceso, de acuerdo con los requerimientos de diseño que a continuación se mencionan

	Gas amargo	Gas dulce	Gas ácido
HC, % mol	94.56	99.6457	-
CO_2 , % mol	4.26	0.03	16.987
H_2S , % mol	1.18	0.05	4.007
Presión. (kg/cm^2)	84.4	83.4	1.05
Temperatura ($^{\circ}C$)	51.7	57.0	113.0

3.1b-Descripción de los procesos de endulzamiento.

A.) Girbotol (MEA, DEA, TEA)

Los gases ácidos (H_2S y CO_2) reaccionan con ciertas aminas y forman compuestos que pueden descomponerse por calentamiento. La reacción reversible para el H_2S es:



(donde R es un radical orgánico)

El equilibrio se desplaza a la izquierda o la derecha, dependiendo de la temperatura y la presión parcial del H_2S . Las soluciones generalmente empleadas son soluciones acuosas de Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA) y Trietanolamina (TEA).

La operación es un proceso continuo donde la solución pasa a través del absorbedor a contracorriente con el gas amargo, el H_2S es extraído del gas. La solución pasa a través de un cambiador de calor y entra en un Regenerador. En la torre Regeneradora el H_2S es separado de la solución rica por calentamiento y sale de la torre como gas concentrado con vapor de agua y entran al enfriador de gases ácidos. En el enfriador el vapor es condensado y recirculado, mientras que el H_2S es enviado al quemador o se recupera como azufre.

La solución pobre esencialmente libre de gases ácidos, pasa del fondo de la Regeneradora a través del cambiador de calor, mediante una bomba pasa a un enfriador y regresa al Absorbedor.

El absorbedor y el Regenerador pueden ser empacados o de platos. (9)

De las aminas utilizadas cada una tiene diferentes propiedades. La Monoetanolamina (MEA) se usa principalmente para el endulzamiento del gas natural; la Dietanolamina (DEA) para endulzar hidrocarburos líquidos y gases de refinería y la Trietanolamina (TEA) no tiene gran aceptación comercial

por su alto costo y dificultad para regenerarla.

Para la carga a estas plantas se usan corrientes de hidrocarburos ligeros amargos, con contenidos de gases ácidos desde unas cuantas partes por millón hasta algunas unidades en porcentaje molar. Las presiones de operación van desde la atmosférica hasta 1200 psig, con especificaciones de línea muy atractivas: 0.03% de CO_2 y 0.005% de H_2S .

Las etanolaminas presentan problemas de corrosión especialmente donde se opera a altas temperaturas, lo que hace necesario el uso de aleaciones y materiales especiales para inhibir este problemas.

El proceso presenta el problema de producción de espuma lo que reduce la eficiencia de la planta y aumenta las pérdidas de amina; estos efectos combinados provocan una pérdida total de 2 lb/MMPCD de gas tratado.

Una ventaja del proceso es que no paga regalías por su uso. (3) (9)

B.) SNPA-DEA

El proceso es similar al proceso convencional de DEA en muchos aspectos. Las diferencias notables son: uso de concentraciones más altas de DEA, optimización de las condiciones de operación logrando mayores cargas de solución rica y acondicionamiento de una corriente extra de solución pobre que mantiene un bajo nivel de sólidos, productos corrosivos e hidrocarburos.

El gas amargo entra al Absorbedor, donde se contacta a contracorriente con la solución de DEA. La solución fluye a un tanque flash a baja presión para remover los hidrocarburos disueltos de donde intercambia calor con el solvente regenerado, pasando después al Regenerador. Aquí se separan los gases ácidos por medio de vapor (el Rehervidor calienta la solución pobre, suministra calor de desorción y genera el vapor para la separación), saliendo por el domo hacia un enfriador y a una planta recuperadora de Azufre. El solvente pobre regenerado pasa a un intercambiador de calor Dea pobre/DEA rica, a un enfriador y se recircula al Absorbedor.

Se emplea para endulzamiento de gases con un contenido mínimo de 10% de gases a eliminar; para que el proceso sea comercial. Opera a presiones de 500 psig y mayores. El gas dulce obtenido tiene las especificaciones de línea de 2% ó menos de CO_2 y 0.25 granos de H_2S / 100 ft³. (9)

Las unidades comerciales operan desde 600 a 1 100 psig, tratando gases conteniendo de 11 a 35 % de gases ácidos. Las pérdidas de solvente son de 2 lb/MMPCD de gas tratado.

El proceso presentó los mismos problemas de corrosión que el convencional de DEA (Girbotol).

La licencia de proceso es de la compañía "THE RALPH M. PARSONS CO".

C.) Sulfinol

El proceso utiliza un solvente orgánico "sulfolano" (Dióxido de tetrahidrotiofeno) mezclado con una alkanolamina (di-isopropanolamina) y agua. Se efectúa una absorción física y química.

El gas amargo se contacta a contracorriente en el absorbedor con el solvente regenerado; el gas dulce sale por el domo para su uso o tratamiento adicional.

Si la unidad opera a alta presión, el solvente pasa a un tanque flash, ahí se eliminan la mayoría de los gases HC'S absorbidos que se recirculan al absorbedor.

El solvente regenerado se enfría y se recircula al absorbedor, los gases ácidos se enfrían y parte de ellos va al Regenerador como reflujo, el resto se usa como combustible o se procesa.

Este proceso sirve para remover H_2S , CO_2 , COS y mercaptanos de gas natural, de síntesis o refinería. Elimina grandes cantidades de CO_2 y H_2S con bajas presiones parciales. Las pérdidas de solvente son del orden de 0.5 lb/MMPCSD. (9)

Trata gas natural donde la concentración de CO_2 va de 1.1 a 28% y la de H_2S de 0 a 53%. La presión de operación del proceso está dentro del rango de 0 a 1000 psig, se obtienen las especificaciones de línea del gas dulce 0.03% CO_2 y 0.005% H_2S . Los derechos de patente del proceso son de "Shell International Research Mij".

D.) Fluor

Este proceso emplea un compuesto anhidro orgánico (carbonato de propileno); para remover el CO_2 y H_2S de corrientes de gas natural. El uso de este solvente de alta capacidad, el cual absorbe los gases ácidos por absorción física; permite la regeneración del solvente simplemente por disminución de la presión del solvente rico, usualmente sin aplicación de calor.

El gas alimentado es tratado a contracorriente en un absorbedor por el solvente. El gas residual conteniendo 0.3% de CO_2 sale por el domo a la línea de transmisión. El solvente se regenera en cuatro operaciones de vaporización. Los hidrocarburos disueltos se vaporizan del solvente en la primera etapa de reducción de presión. La presión del solvente se reduce, desprendiéndose un gran volumen de CO_2 a una presión indicada para su uso en turbinas de expansión de gas y turboeyectores. El solvente es vaporizado a presión atmosférica desprendiéndose más CO_2 . La etapa final de regeneración se efectúa a vacío por los turboeyectores usando desechos de CO_2 como fluido motriz.

El proceso se aplica para eliminar altas concentraciones de impurezas ácidas, CO_2 y H_2S de corrientes de gas natural y gas de síntesis.

La absorción se favorece a bajas temperaturas y a menor contenido de hidrocarburos pesados aumenta la eficiencia global del proceso. (9)

La presión de operación debe ser de 700 a 1 300 psig; la presión parcial combinada de los gases ácidos en el gas amargo debe ser de 75 psig o mayor; así las especificaciones del gas dulce son 0.3% CO_2 y 0.25 granos $\text{H}_2\text{S}/100 \text{ ft}^3$ estándar. Las pérdidas por evaporación son del orden de 1 lb/MMPCD (por la baja presión de vapor del solvente y su estabilidad química). La licencia del proceso es de "Fluor Engineers and Constructor Inc."

E.) Selexol

El proceso utiliza un solvente llamado selexol (dimetil éter de polietilen glicol "DMPEG").

La corriente gaseosa es alimentada a uno o varios Absorbedores y es contactada a contracorriente con el solvente regenerado. El gas purificado sale por el domo, el solvente rico pasa a una etapa flash de alta presión desprendiéndose hidrocarburos, los cuales se recirculan a la alimentación. El solvente pasa a una segunda etapa de flasheo a presión media, en la cual se desprende CO_2 que sirve para las turbinas que proporcionan la potencia de bombeo.

El solvente se pasa a una etapa final de presión atmosférica, donde se elimina el resto de los gases ácidos. El solvente pobre se recircula al absorbedor o se alimenta a un Regenerador final (separación por aire o flasheo).

El proceso maneja grandes cantidades de impurezas (50% total) y no es adecuado para bajas presiones. La baja presión de vapor del solvente permite tener bajas pérdidas por evaporación y degradación térmica son 2 lb/MMPCD de gas tratado. El solvente no es corrosivo, por lo que puede emplearse Acero al Carbón en todo el equipo. El proceso no es adecuado para bajas concentraciones. El solvente absorbe los hidrocarburos pesados y su costo es elevado.

La presión de operación es de 700 a 1 300 psig. Las especificaciones del gas dulce son 0.5% CO_2 y menos de 0.25 granos de $\text{H}_2\text{S}/100\text{ft}^3$.

La licencia del proceso es de "Allied Chemical Corporation". (9)(3)

F.) Carbonato de Potasio caliente

Se usa una solución de Carbonato de Potasio caliente en un -- rango de concentración de 20 a 45%. La temperatura de la solución de carbonato es cercana a su punto de ebullición.

El gas de entrada es contactado a contracorriente con la solución, es un absorbedor, donde los gases ácidos reaccionan con el carbonato. El líquido se extrae del fondo del absorbedor y es flasheado dentro de una torre Regeneradora, de la cual el líquido es regresado al absorbedor como una fase continua. El método utilizado en la regeneración varía para cada aplicación particular, dependiendo de las utilidades. Contacto directo o Rehervido res pueden utilizarse.

El gas que sale del domo de la Regeneradora es enfriado antes de enviarse a quemador.

La presión de operación del proceso debe ser alta, 300 a 1 500 psig, se requieren elevadas presiones parciales del gas ácido con el fin de acelerar la reacción de absorción. (9)

El proceso trata gases con 25% CO_2 y 8% H_2S , obteniéndose gas dulce con especificaciones de 0.1% CO_2 y 0.25 granos $\text{H}_2\text{S}/100 \text{ ft}^3$.

El carbonato de potasio puede considerarse no corrosivo en -- condiciones de operación normales, por lo que se usa en la -- construcción de equipos Acero al Carbón.

En este proceso se basan los procesos Benfield, Catacarb y -- Gianmarco Vetrocoke; la diferencia son los aditivos añadidos al solvente. Presenta las mismas características de estos procesos.

No requiere su empleo el pago de regalías.

G.) Gianmarco Vetrocoke (H_2S)

El proceso consiste en la eliminación selectiva de H_2S . Este se basa en la absorción del ácido sulfhídrico en soluciones que contienen una mezcla de arsenatos y arsenitos alcalinos (Sodio).

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

El proceso opera con gases de bajas concentraciones de gas ácido, no elimina el dióxido de carbono y el gas dulce se obtiene con 4 ppm de H_2S . (9)

Se presentan bajas velocidades de corrosión por lo que el equipo puede fabricarse en acero dulce.

Se requiere una reposición de 0.5 lb de solución/MMPCD, para compensar las pérdidas físicas.

La licencia del proceso es de la compañía "Power Gas LTD".

H.) Gianmarco Vetrocoke (CO₂)

El proceso consiste en la eliminación de CO₂ de corrientes gaseosas libres de H₂S. El solvente es una solución de Carbonato (de sodio y potasio), el proceso mejora la velocidad de absorción y desorción de CO₂ en soluciones de carbonato. El carbonato de potasio es activado con un aditivo (óxido de arsenio, glicina, ó ácidos seleniosos o teluriosos).

El gas rico en CO₂ entra por el fondo del Absorbedor y se pone en contacto con la solución activada. El gas purificado sale por el domo del Absorbedor, la solución del fondo pasa a un tanque flash, donde se reduce la presión y se desprende parte de CO₂. La solución parcialmente libre fluye del fondo del tanque a través de un intercambiador de calor solución (rica/pobre) hacia el domo del Regenerador, donde se separa del resto del CO₂ de la solución la cual se recircula al Absorbedor.

Se aplica para gas natural, gas de síntesis y mezclas de hidrocarburos pesados y Dióxido de Carbono.

Las pérdidas de solvente son de 0.5 lb/MMPCD.

En presencia de ácido sulfhídrico el solvente lo absorbe irreversiblemente, no elimina el ácido sulfhídrico.

La solución debe entrar al Absorbedor a 77 Kg/cm² mínimo y una temperatura entre 50 y 100°C.

Las soluciones de arsénico inhiben la corrosión de equipo puesto en contacto con la solución de carbonato por lo que la planta puede fabricarse en acero dulce.

La licencia del proceso es de la compañía "Power Gas LTD".

I.) NH_3 Caustico

El medio absorbente empleado es una solución de amoniaco y una -- solución de sosa caústica.

El proceso se utiliza generalmente a bajas concentraciones de CO_2 no hay restricciones en el contenido de H_2S . La presión de operación debe ser de 300 psig mínimo y se obtiene un gas dulce con una pureza de 10 a 25 ppm de CO_2 , el H_2S no se elimina.

La solución de amoniaco se contacta con el gas en la columna. de absorción y la solución de sosa se utiliza para lavar el gas dulce. El solvente se regenera a una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas producido deberá tener una presión de 1.4 kg/cm^2 (20 psig) máximo.

El consumo de vapor en la regeneración es aproximadamente 20% de los costos de operación.

En el proceso existen bajas velocidades de corrosión, por lo que el equipo puede fabricarse en Acero al Carbón, excepto el Rehevidor debe ser de Acero Inoxidable por las altas temperaturas de operación; ésto origina productos de degradación y las pérdidas de solvente son hasta de 4 lb/MMPCD. (9)

J.) Mallas Moleculares

El proceso se aplica para deshidratación y remoción de CO_2 y H_2S de corrientes de gas natural.

Los productos obtenidos estan dentro de especificaciones de gas para gasoductos o corrientes para alimentación a plantas Criogénicas y plantas de LNG.

El proceso involucra absorbedores de dos ó más camas fijas que pueden ser regenerables.

El gas natural pasa a través de las camas donde las impurezas se remueven. Seco el gas tratado para regeneración se calienta a 400 - 600 °F en un calentador, se alimenta a contracorriente a través de las camas del absorbedor siendo regeneradas. Las impurezas gaseosas son desorbidas de las camas, el agua líquida es separada y las corrientes alimentadas salen como producto para su uso como combustible u otro tratamiento. La selección del tipo de malla molecular adecuado esta en función de las impurezas a remover. El tipo 4A se usa comunmente para deshidratación y el tipo 4a-LNG para remover CO_2 . Los tipos usados para la desulfuración esta en función de los compuestos clave de azufre y del grado de remoción.

Este proceso se emplea para remover CO_2 cuando se necesita un producto con poco contenido de CO_2 y la alimentación tiene 1.5% mol de CO_2 ó menor.

La licencia del proceso es de la compañía "Union Carbide Corp. Linde Div." (8)

K.) Strettford

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

El gas margo se alimenta a contracorriente con la solución Strettford en un Absorbedor. El H_2S se disuelve en la solución alcalina y reacciona con el Vanadato oxidándose a Azufre elemental y se separa en un tanque, se bombea a un Oxidador y se contacta con una corriente de aire para su regeneración. El Azufre que se forma se divide finamente y flota; se forma una nata de donde se recupera el solvente y se recircula al Absorbedor y el Azufre se envía a procesamiento.

Las temperaturas de operación están entre la temperatura ambiente y 49°C (120°F) por lo que no existen tendencias a la corrosión y el equipo se fabrica en Acero al Carbón.

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

La licencia del proceso es de la compañía "International Consultancy Services, British Gas Corporation". (9)

TABLA 3.2.

TABLA COMPARATIVA DE LOS DIVERSOS PROCESOS PARA LA ELIMINACION DE GASES ACIDOS

CARACTERISTICAS DE LOS GASES TRATADOS	GIBBOL	SNPA-DEA	SULFINOL	FLUOR	SELEXOL	K ₂ CO ₃ CAL	GIANNARCO VETROCOKE (CO ₂)	GIANNARCO VETROCOKE (H ₂ S)	NH ₃ CAUST.	STRETFORD	MALLAS MOLECULAR
APLICACION	RENUVE H ₂ S Y/O CO ₂	RENUVE H ₂ S Y/O CO ₂	RENUVE H ₂ S, CO ₂ , COS ² Y MERCAPTANOS	RENUVE H ₂ S, Y/O CO ₂	RENUVE H ₂ S, CO ₂ , COS ² Y MERCAPTANOS	RENUVE H ₂ S Y/O CO ₂	SOLO RENUEVE CO ₂	SOLO RENUEVE H ₂ S	SOLO RENUEVE CO ₂	SOLO RENUEVE H ₂ S	RENUVE H ₂ S Y/O CO ₂
COMPOSICION $\frac{CO_2}{H_2S}$	25 %	10% TOTAL MIN.	28 %	ALTA	50 %	75 %	50 %	SIN REST.	50 %	SIN REST.	1.5% MOL MAX.
MAXIMA ACEPTADA	25 %		53 %	ALTA	TOTAL	8 %	10 PPM	2 %	SIN REST.	25 %	ILIMITADA
RANGO DE PRESION DE OPERACION (PSIG)	0-1200	600-1100	0-100	700-1300	700-1300	300-1500	1100 MIN	1100 MIN	350 MIN	0 - 1000	ALTA PRESION
PUREZA DEL PRODUCTO $\frac{CO_2}{H_2S}$	0.03 %	< 2 %	0.03 %	0.3 %	0.5 % MAX	0.1 %	0.3 %	NO ELIMINA	10 PPM	NO ELIMINA	---
PRESION DE SALIDA DEL GAS ACIDO (PSIG)	20 MAX	20 + MAX	10 MAX	20 MAX	20 MAX	10 MAX	20 MAX	---	20 MAX	20 MAX	20 MAX
TIPO DE SOLVENTE	MEA & DEA	SOLN. AQ. DEA	SULFOLANE	PROPILER CARBONATO	SOLVENTE SELEXOL	K ₂ CO ₃ CALIENTE	K ₂ CO ₃ CAL. HAS AS ₂ O ₃	NO 2 CO ₂ Y ARSENITOS	NH ₃ CAUSTICO	SOLVENTE STRETFORD	CANAS FIJAS DE MALLAS MOLEC.
DISPONIBILIDAD DEL SOLVENTE EN MEXICO.	DISPONIBLE	ADITIVOS NO DISPONIBLES	NO DISPONIBLE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE AS ₂ O ₃	NO DISPONIBLE ARSENITOS	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE
DEGRADACION DEL SOLVENTE	SI	SI	NO	NO	SI	NO	NO	NO	SI	NO	---
PERDIDA DE SOLVENTE (lb / MPP CP)	2.0	2.0	0.5	1.0	2.0	0.5	0.5	0.5	4.0	0.5	---
CAPACIDAD INSTALADA	3,700 NMPC MEXICO	2500 NMPCD EN MEXICO, NO EXISTE.	HAS DE 100 V UNID. EN MEXICO NO EXISTE	10 PLANTAS EN MEXICO NO EXISTE	900 NMPCD EN MEXICO, NO EXISTE	NO SE REPORTAN DATOS	180 PIAS EN MEXICO NO EXISTE	NO SE REPORTAN DATOS	NO SE REPORTAN DATOS	1000 NMPCD MIN-GUNA EN MEXICO	2000 NMPC MIN-GUNA EN MEXICO
REGALIAS LICENCIADOR	NO	SI THE RALPH H. PARSONS CO.	SI SHELL INTERNATIONAL RES. N.I.J.	SI FLOUR ENGINEER AND CONST. INC.	SI ALLIED CHEM. CORP.	NO	SI POWER GAS LTD	SI POWER GAS LTD	SI DESCONOCIDO	SI INTENTIONAL CONSUL. SER	SI UNION CAR BIDE CORP.
TOTAL DE EQUIPO MAYOR (PRINCIPAL)	8	8	8	9	9	6	5	5	6	6	---
CONCLUSION	CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE
CARACTERISTICA DE APLICACION PARA CALIFICACION	SE OBTIENE LA PUREZA REQUERIDA DEL PROD. NO PAGA REGALIAS DISPONIBILIDAD DEL SOLVENTE EN MEXICO.	A CONC. DE GASES ACIDOS MEJORES 10% EL PROCESO ES INEFICIENTE.	RANGO PRESION OPERACION NO - HAY DISPONIBILIDAD DEL SOLV. EN MEXICO.	POR LA CONC. DE GASES ACI-	NO SE OBTIENE LA PUREZA REQUERIDA DEL PRODUCTO.	NO SE OBTIENE LA PUREZA REQUERIDA DEL PRODUCTO.	NO ELIMINA EL H ₂ S	NO ELIMINA EL CO ₂	NO ELIMINA EL H ₂ S RANGO PRESION OP NO APLICA	NO ELIMINA EL CO ₂	POR LA LIMITACION DE LA CONC. CO ₂ EN EL GAS ANARGO

TABLA 3.2.

TABLA COMPARATIVA DE LOS DIVERSOS PROCESOS PARA LA ELIMINACION DE GASES ACIDOS

CARACTERISTICAS DE LOS GASES TRATADOS	CIRBOTOL	SMVA-DEA	SULFINOL	FLUOR	SELEXOL	K ₂ CO ₃ CAL	GIANNARCO VETROCOKE (CO ₂)	GIANNARCO VETROCOKE (H ₂ S)	NH ₃ CAUST.	STRETFORD	MALLAS MOLICULAR
APLICACION	REHUYE H ₂ S Y/O CO ₂	REHUYE H ₂ S Y/O CO ₂	REHUYE H ₂ S, CO ₂ COS Y MERCAPTANOS	REHUYE H ₂ S, Y/O CO ₂	REHUYE H ₂ S, CO ₂ COS Y MERCAPTANOS	REHUYE H ₂ S Y/O CO ₂	SOLO REHUYE CO ₂	SOLO REHUYE H ₂ S	SOLO REHUYE CO ₂	SOLO REHUYE H ₂ S	REHUYE H ₂ S Y/O CO ₂
COMPOSICION CO ₂ H ₂ S MAXIMA ACEPTADA	25 % 25 %	100% TOTAL MIN.	28 % 53 %	ALTA ALTA	50 % TOTAL	25 % 8 %	50 % 10 PPM	SIN REST. 2 %	50 % SIN REST.	SIN REST. 25 %	1.5% MOL MAX. ILIMITADA
RANGO DE PRESTON DE OPERACION (PSIG)	0-1200	600-1100	0-100	700-1300	700-1300	300-1500	1100 MIN	1100 MIN	350 MIN	0 - 1000	ALTA PRESSION
PUREZA DEL PRODUCTO CO ₂ H ₂ S	0.03 % 0.005%	<2 % 0.006 PPM	0.03 % 4 PPM	0.3 % 0.005 PPM	0.5 % MAX 4 PPM	0.1 % 4 PPM	0.3 % NO ELIMINA	NO ELIMINA 4 PPM	10 PPM NO ELIMINA	NO ELIMINA 1 PPM	— —
PRESTON DE SALIDA DEL GAS ACIDO (PSIG)	20 MAX	20 - MAX	10 MAX	20 MAX	20 MAX	10 MAX	20 MAX	—	20 MAX	20 MAX	20 MAX
TIPO DE SOLVENTE	MEA & DEA	SOLN. AQ. DEA	SULFOLANE	PROPYLEN CARBONATO	SOLVENTE SELEXOL	K ₂ CO ₃ CALIENTE	K ₂ CO ₃ CAL. NAS AS ₂ O ₃	Na ₂ CO ₃ T ARSENITOS	NH ₃ CAUSTICO	SOLVENTE STRETFORD	CANAS FIJAS DE MALLAS MOLEC.
DISPONIBILIDAD DEL SOLVENTE EN MEXICO.	DISPONIBLE	ADITIVOS NO DISPONIBLES	NO DISPONIBLE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE AS ₂ O ₃	NO DISPONIBLE ARSENITOS	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE
DEGRADACION DEL SOLVENTE	SI	SI	NO	NO	SI	NO	NO	NO	SI	NO	—
PERDIDA DE SOLVENTE (lb / MPP CF)	2.0	2.0	0.5	1.0	2.0	0.5	0.5	0.5	4.0	0.5	—
CAPACIDAD INSTALADA	3,700 MPPC MEXICO	2500 MPPC EN MEXICO, NO EXISTE.	NAS DE 100 V UNID. EN MEXICO NO EXISTE	10 PLANTAS EN MEXICO	900 MPPC EN MEXICO, NO EXISTE	NO SE REPORTAN DATOS	180 PIAS EN MEXICO NO EXISTE	NO SE REPORTAN DATOS	NO SE REPORTAN DATOS	1000 MPPC BINGUNA EN MEXICO	2000 MPPC BINGUNA EN MEXICO
REGALIAS LICENCIADOR	NO	SI THE DALPH H. PARSONS CO.	SI SHELL INTERNATIONAL RES.N.I.J.	SI FLOUR INGINEER AND CONST.INC.	SI ALLIED CHEM. CORP.	NO	SI POWER GAS LTD	SI POWER GAS LTD	SI DESCONOCIDO	SI INTERNATIONAL CONSUL. SER	SI UNION CAR BIDE CORP.
TOTAL DE EQUIPO MAYOR (PRINCIPAL)	8	8	8	9	9	6	5	5	6	6	—
CONCLUSION	CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE
CARACTERISTICA DE APLICACION PARA CALIFICACION	SE OBTIENE LA PUREZA REQUERIDA DEL PROD.NO PAGA REGALIAS DISPONIBILIDAD DEL SOLVENTE EN MEXICO.	A CONC. DE GASES ACIDOS MENORES 100 EL PROCESO ES INEFICIENTE.	RANGO PRESSION OPERACION NO APLICA Y NO HAY DISPONIBILIDAD DEL SOLV. EN MEXICO.	POR LA CONC. DE GASES ACID.	NO SE OBTIENE LA PUREZA REQUERIDA DEL PRODUCTO.	NO SE OBTIENE LA PUREZA REQUERIDA DEL PRODUCTO.	NO ELIMINA EL H ₂ S	NO ELIMINA EL CO ₂	NO ELIMINA EL H ₂ S RANGO PRESSION OP NO APLICA	NO ELIMINA EL CO ₂	POR LA LIMITACION DE LA CONC. CO ₂ EN EL GAS ANARAGO

4. FUNDAMENTOS DE ENDULZAMIENTO

4.- FUNDAMENTOS DE ENDULZAMIENTO

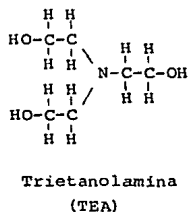
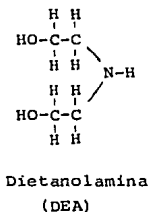
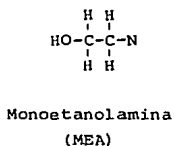
De acuerdo a tabla comparativa de proceso, la alternativa seleccionada usa un absorbente tipo amino, por tanto se hará una descripción detallada de los mecanismos y propiedades de las aminas empleadas en el endulzamiento.

4.1- Endulzamiento con aminas.

El uso de las aminas como agentes para tratamiento de gas viene desde 1930, se usan en la purificación de gas combustible, de gas natural, de refinería y manufacturado.

La trietanolamina fue la primera alkanolamina utilizada como un absorbente para los gases ácidos. Con la introducción comercial de otras alkanolaminas; estas se evaluaron como posibles absorbentes de gases ácidos; teniendo así diferentes compuestos de acuerdo a los distintos requerimientos.

Las dos aminas de mayor interés comercial para purificación de gas son la Monoetanolamina y la Dietanolamina:



La amina reacciona químicamente con los gases ácidos; la base es la reacción (reversible de una base débil con un ácido débil para formar una sal soluble en agua) de la amina primaria con los constituyentes ácidos del gas.

En general el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor y aumentar la solubilidad en agua, el grupo amino da la

sulfuro existentes se descomponen liberando los gases ácidos. (2)

A continuación se presenta una tabla comparativa de las características tres aminas.

TABLA 4.1
TABLA COMPARATIVA DE LAS AMINAS UTILIZADAS PARA ENDULZAMIENTO DE GAS

	MEA	DEA	TEA
Estabilidad	Excelente	Buena	Baja
Degradación	Mínima	Nula	Mínima
Presión de Vapor	Alta	Baja	Baja
Pérdidas por Vaporización	si	no	no
Velocidad de Absorción	Alta *	Alta	Baja
Capacidad de Absorción	Alta	Alta	Baja
Grado de Pureza	0.25 granos/100 CF ó 0.05 granos/CF mayor que DEA	0.1 granos/100 CF (no reduce el H ₂ S a espec.tub)	no reduce el H ₂ S a espec. tuberías
Facilidad regeneración	Alta de solns. conmtaminadas	Se requiere equipo adicional para regenerarla	Se requiere equipo adicional para regenerarla
Corrosión	Media (aumenta con la concent)	Media (aumenta con la concent)	Media
Costo	Bajo	Bajo	Medio
Observaciones	En presencia de CS y CS ₂ reacciona irreversiblemente.	Se usa con gas de refinría y manufactura, conteniend CS y CS ₂ pues no reacciona con ellos.	Es selectiva para H ₂ S en presencia de CO ₂

* Base más fuerte de las aminas.

TABLA 4.2
PROPIEDADES DE ETANOLAMINAS

PROPIEDAD	MEA	DEA	TEA
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_3\text{N}$
Peso Molecular	61.1	105.1	149.2
Gravedad específica	1.0179	1.0919	1.1258
Punto de Ebullición °F			
760 mm Hg	339	515 *	680
50 mm Hg	212	369	471
10 mm Hg	156	302	406
Presión de Vapor 68°F (mm Hg)	0.4	0.01	0.01
Solubilidad 68°F (% peso)			
en agua	Completa		Completa
de agua en amina	Completa		Completa
Calor específico 30°C			
Cal/g °C	0.497	0.531	
Calor de Fusión (Cal/mol)	4 900	6 000	
Calor de Vaporización en el			
Punto de Ebullición (cal/mol)	12 150	15 590	
Temperatura Crítica °C	341.3	442.1	
Presión Crítica (atm)	44.1	32.3	
Viscosidad Abs. (cp) 68°F	24.1	380	1 013
Índice de refracción 20°C	1.4544	1.4747	1.4852

MEA Monoetanolamina

DEA Dietanolamina

TEA Trietanolamina

4.2- Endulzamiento con Dietanolamina (DEA).

Para simplificar los cálculos de una endulzadora de gas con a minas se deben efectuar aproximaciones y suposiciones obtenidas de estudios efectuados en unidades en operación y en labo ratorio.

4.2-a) En la figura 4.A se tiene una correlación de conversión de normalidad equivalente a por ciento en peso de amina en solución de agua y viceversa. La DEA y la diglicolamina se encuentran en la misma línea ya que sus pesos moleculares son muy parecidos.

4.2-b) Concentración de la solución de amina.

De acuerdo a la amina seleccionada para el endulzamiento y en base a la experiencia de operación se selecciona la concentra ción de la solución acuosa.

Generalmente la MEA se usa de 10% a 20% en peso, aunque se re comienda como concentración adecuada 15% en peso.

Para las soluciones de DEA se usa también de 10% a 20% en peso aunque se han utilizado concentraciones más altas, en un rango mayor de 30% en peso.

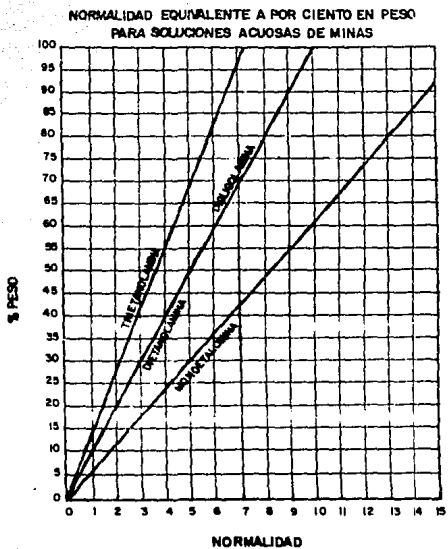
La alta concentración de la DEA (30%) da la misma relación molar de amina y agua que para una solución de MEA de 15% a 20% en peso, debido al alto peso molecular de la DEA.

Generalmente para la purificación de gas natural, las concentraciones van del 25% al 35% en peso. (2) (13)

4.2-c) Concentración residual de gases ácidos en la amina pobre.

Para la determinación de la concentración residual se tienen varias gráficas resultado del estudio de varias plantas traba jando con aminas con varias corrientes de alimentación de gas natural.

En la figura 4.B se muestra una gráfica sobre el efecto de la relación de gases ácidos en la solución de amina regenerada, se tiene la concentración residual de H_2S en granos por galón y las libras de vapor necesarias para que se efectue la desor ción de los gases ácidos en un galón de solución de amina re-



TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ
FIGURA 4A

circulada.

Tenemos que relaciones altas de H_2S/CO_2 en el gas amargo dan como resultado un alto residuo de H_2S en la amina pobre. Muestra que independientemente de la cantidad de vapor en el Re - hervidor, hay para cada relación de H_2S/CO_2 un valor asintótico para la concentración de gas ácido residual abajo de la cual el contenido de H_2S no puede reducirse.

Debido a que el CO_2 se absorbe más rápido en la solución de MEA que en las otras aminas, también se desorbe más lentamente. Así el CO_2 ayuda en el agotamiento del H_2S en el Regenerador, ya que provoca un incremento en la presión de vapor del H_2S mayor que la predicha para corrientes libres de CO_2 .

A relaciones altas de H_2S a CO_2 la ayuda del CO_2 al agotamiento de H_2S se minimiza. Aunque la concentración residual de CO_2 en la solución de amina pobre sea baja; provoca un incremento en la presión de vapor del H_2S , lo cual dificulta la obtención de gas dulce dentro de especificaciones.

Las figuras 4.C y 4.D muestran los datos de la figura 4.B graficados en otra forma.

En la figura 4.C la concentración residual de H_2S en la amina pobre puede determinarse directamente, conociendo la composición del gas y la relación de vapor necesaria en el Regenerador para liberar los gases ácidos. La línea punteada indica el límite de operación del Regenerador para producirse solución de amina capaz de endulzar el gas natural a especificaciones de 0.25 granos/100 ft³ de H_2S , con 900 lb/in² y 110°F en el Absorbedor. (2)

La figura 4.D muestra el efecto de la relación de vapor de regeneración y la relación H_2S/CO_2 en el gas amargo en la retención de CO_2 en la solución de amina regenerada. (2)

Ambas figuras se emplean en el Balance de Materia.

La concentración residual de gases ácidos en la solución de amina regenerada tiene un valor recomendado máximo de 0.1 moles de gas ácido por mol de amina para evitar problemas de corrosión.

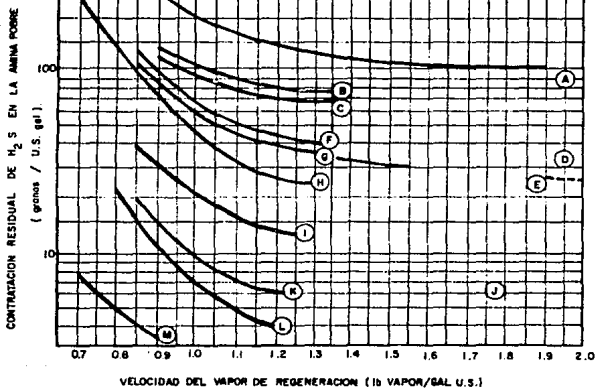
La relación de vapor empleada para regenerar la amina pobre es de 1.1 a 1.2 lb vapor/galón de solución. Para cumplir con los

EFFECTO DE LA RELACION GAS - ACIDO EN LA SOLUCION

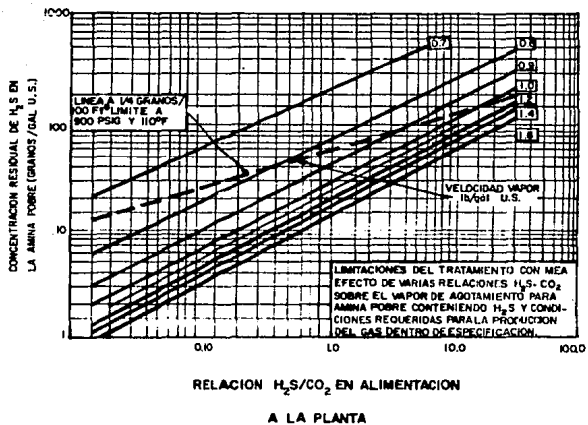
DE MEA REGENERACION

LINEA	RELACION H ₂ S/CO ₂	CONCENTRACION PROMEDIO (% PESO)	CARGA PROMEDIO DE SOLUCION (MOL MEA/MOL G. A.)
A	18.5	12.7	3.60
B	11.2	14.4	1.54
C	6.29	11.1	1.93
D	3.67	17.0	1.78
E	3.17	14.7	1.54
F	1.65	20.5	3.20
G	1.72	18.4	2.29
H	2.45	19.7	2.40
I	0.65	14.6	2.15
J	0.26	15.1	3.38
K	0.30	14.8	2.30
L	0.09	13.0	2.28
M	0.15	20.0	2.05

VELOCIDAD DE VAPOR FLUJO EFECTIVO 470 lb/psf U.S.

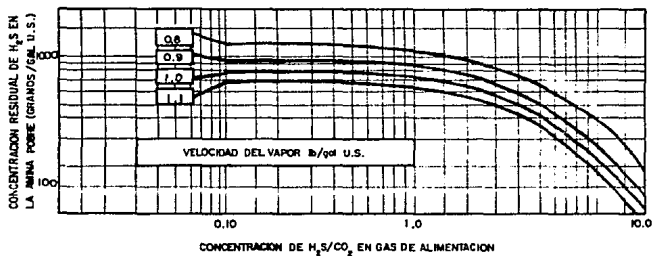


TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ
FIGURA 4B



TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ
FIGURA 4C

CONCENTRACION DE CO₂ EN SOLUCIONES DE MEA



TESIS UNAM
 FACULTAD DE QUIMICA
 SANDRA ESQUIVEL LOPEZ
 FIGURA 4D

requerimientos de la amina regenerada.

Para que la desorción de gases ácidos se efectue en la torre regeneradora de DEA y no en el Rehervidor, se recomienda una relación de reflujo de 3/1 a 1/1 lb mol de agua/lb mol de gas ácido.

4.2-d) Carga de solución rica de amina.

La mayoría de las corrientes de gas amargo contienen H_2S y CO_2 . Cuando una amina reacciona parcialmente con alguno de los componentes del gas ácido ejercerá una presión de vapor igual a la del otro componente del gas ácido. El CO_2 tiene un efecto adverso en la capacidad de absorción de la solución de amina para el H_2S . La absorción del H_2S también provoca un efecto contrario en la capacidad de absorción de la solución de amina para el CO_2 .

La concentración de la solución de amina rica en el fondo del Absorbedor se toma como 70% de la concentración en el equilibrio en el fondo de la Regeneradora.

También puede fijarse una carga máxima en la solución rica dentro del siguiente rango 0.3 a 0.4 moles de gas ácido por mol de amina circulada, para soluciones de MEA no mayores de 20% en peso y soluciones de DEA hasta 30% en peso. (2)

4.2-e) Temperatura

Absorbedor

La temperatura de la solución de amina pobre que se alimenta al absorbedor debe ser 10°F mayor que la temperatura del gas amargo de entrada. Para evitar la condensación de hidrocarburos y la subsecuente formación de espumas.

El rango normal de alimentación de la solución pobre es de 100 a 130°F.

Para corrientes con proporciones de gas ácido alrededor de 1% la circulación de solución para efectuar la purificación es pequeña y la temperatura del gas dulce es elevada debido a que la mayor parte del calor de reacción se va con el.

Para corrientes con proporciones de gas ácido mayores de 5%

la circulación de solución para efectuar la purificación es grande, y esta se lleva casi todo el calor de reacción y enfría el gas, la temperatura de salida del gas dulce se supone igual a la de la solución pobre.

Regenerador

La temperatura de la corriente de alimentación al regenerador se fija en el rango de 180°- 200°F.

La temperatura de la corriente de amina pobre que deja el Regenerador debe estar en el rango de 230°- 240°F y no debe exceder una temperatura de 260°F, obteniendo 25 lb/in² abs. como presión máxima en el fondo de la torre Regeneradora. (2)

4.2-f) Presión

Absorbedor

El absorbedor puede operar en un amplio rango de presión que va desde la presión atmosférica hasta 1200 lb/in² man. en función del destino del gas dulce. Para gas combustible la presión de la torre Absorbedora será mayor de 60 lb/in² man.

Regenerador

La presión de la torre regeneradora depende de la presión de entrega que se requiere en límites de batería del gas ácido. El rango normal de operación es de 8 a 20 lb/in² man. en el domo, aunque la mejor regeneración de la solución se obtiene a mayor presión, por el incremento de la temperatura en el fondo de la regeneradora para una mejor desorción; pero esto provoca el aumento de corrosión y degradación de la amina. Por tanto la presión en el fondo de la torre no debe exceder 25 lb/in² abs. que corresponde a una temperatura de 60°F. En la torre se tiene una caída de presión de 4 lb/in² man.

4.2-g) Pérdidas de la solución

Las pérdidas de solución de amina por arrastre de hidrocarburos es de 2.0 lb/MMPCSD.

4.2-h) Filtrado

La filtración de la solución es importante para mantener la

ficiencia y limpieza de la solución de amina. Puede usarse un filtro con Carbón activado (6 filtro de cartuchos) para remover los sólidos producto de la erosión, corrosión y parte de los productos de degradación de DEA. Se debe filtrar de 10% a 20% de la solución de amina pobre circulada. (2)

4.2-i) Agua de reposición

La cantidad de agua por reponer es el agua de saturación de los gases dulces, gases ácidos.

Se recomienda usar agua destilada.

4.3 Descripción del Proceso

La función de la planta de endulzamiento es eliminar el gas ácido presente en las corrientes de gases naturales.

El gas amargo se alimenta al Absorbedor para ponerse en contacto a contracorriente con una solución de dietanolamina (DEA) pobre regenerada que se alimenta en la parte superior. Por el domo se obtiene gas dulce como producto y por el fondo una solución de DEA rica (con gases ácidos).

El Absorbedor de gases ácidos es de platos; en los que la solución de DEA pobre absorbe los gases ácidos. El gas dulce antes de salir del absorbedor pasa a través de una malla para disminuir el arrastre de DEA. También posteriormente pasa al salir del Absorbedor a un Separador con malla separadora que asegura el no arrastre de DEA por el gas dulce.

La solución de DEA rica se envía al acumulador de DEA rica, donde se separan los hidrocarburos que se hubiesen solubilizado (por reducción de presión). La solución se filtra para remover los sólidos producto de la erosión, corrosión y parte de los productos de degradación de la DEA para alimentarse después al Regenerador previo calentamiento con la solución de DEA pobre en el intercambiador DEA/DEA. El cambiador de calor sirve como un dispositivo de conservación de calor para disminuir los requerimientos de energía totales del sistema.

El gas ácido se elimina por calentamiento de la solución de -

DEA en el Rehervidor de la Regeneradora de DEA. Se obtiene en el domo de la Regeneradora gas ácido y agua, la última se separa mediante condensación y se recircula a la Regeneradora.

Del fondo de la Regeneradora la solución de amina se envía al Rehervidor, del cual se recircula por un lado una corriente de vapor de agua a la regeneradora; y por la otra se extrae la solución de amina pobre (regenerada) que se envía a la torre de Absorción. La amina rica deja el absorbedor a una temperatura elevada debido al calor de reacción liberado cuando reaccionan los gases ácidos con la amina. Debido a esto al intercambiar calor con la DEA pobre, en el intercambiador amina-amina, no la enfría lo suficiente; así es necesario que la amina pobre pase por un enfriador antes de alimentarse al Absorbedor. Ya que las altas temperaturas causan excesivas pérdidas de amina por vaporización y también disminuye la capacidad de absorción de la solución por los efectos de la temperatura.

La solución de DEA regenerada después de intercambiar calor con la solución de DEA rica se envía al Tanque de balance de DEA. Del Tanque de balance de DEA se envía al Absorbedor, pero antes se desvía un 20% de la corriente y se filtra (para eliminar productos de degradación de DEA y contaminantes). Ya filtrada la solución se reintegra a la corriente principal y va al Enfriador, en el cual la DEA pobre se enfría a la temperatura adecuada para que se efectue la eliminación efectiva de los gases ácidos en el Absorbedor. Una vez que sale del Enfriador se envía al Absorbedor.

El medio de calentamiento para dar el calor necesario para la desorción de gases ácido puede ser vapor saturado de baja presión o aceite de calentamiento.

A la línea de alimentación al tanque de balance de DEA, se une una línea de agua y solución de DEA, para reponer al sistema el agua perdida en las corrientes de gas ácido y gas dulce y también la DEA requerida para mantener la concentración de amina en el sistema.

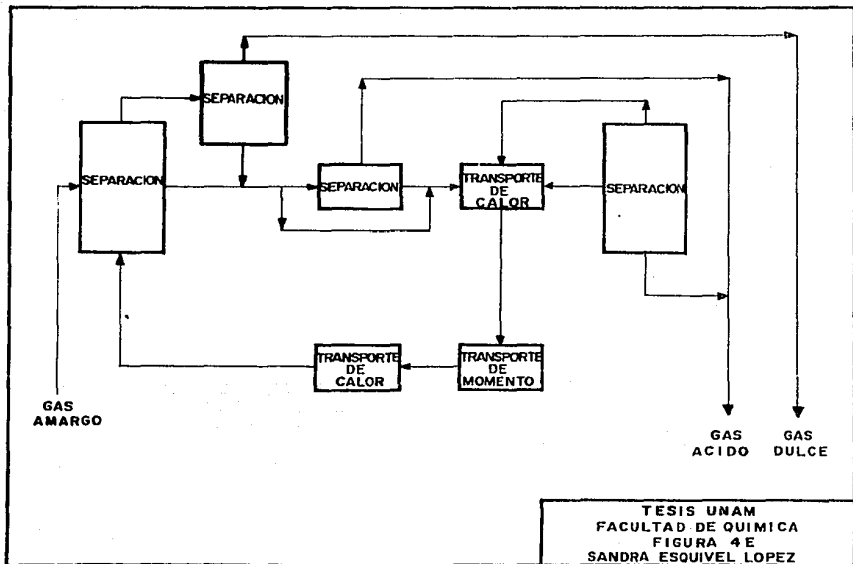
4.4 Diagrama de Bloques.

Para tener una idea más clara del Proceso Girbotol, a continuación se muestra un Diagrama de Bloques (figura 4.E).

Se tienen cuatro etapas de separación; en el primer módulo se separan los gases ácidos del gas natural, en la segunda se separa la DEA arrastrada por el gas dulce, en la tercera se separa el gas acidulado y solvente semi-pobre, en la cuarta se obtiene el solvente regenerado y los gases ácidos.

El módulo de transporte de calor, se usa para calentar el solvente rico y enfriar el solvente regenerado.

El módulo de transporte mecánico eleva la presión del solvente regenerado al valor apropiado para la absorción, el segundo módulo de transporte de calor enfría el solvente regenerado.



5. INGENIERIA BASICA

5.1 BASES DE DISEÑO

5.1 Bases de Diseño.

Nombre: Planta Endulzadora de Gas Amargo.

Localización: Sonda de Campeche, México.

1.- Generalidades

1.1 Función de la planta

La planta se diseñara para eliminar el contenido de gases ácidos de una corriente de gas amargo para obtener gas dulce que será utilizado como combustible.

1.2 Tipo de Proceso

Para el endulzamiento del gas se usará el proceso Girbo - tol. Como medio de absorción de gases ácidos se utilizará una solución acuosa de Dietanolamina (DEA) al 30% en peso.

2.- Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

2.1 Factor de Servicio

La planta se diseñará para operar 330 días al año.

2.2 Capacidad y Rendimiento

La planta será diseñada para una carga de 10 MM ft³/día estándar que es el flujo normal. El flujo mínimo es 5 MM - ft³/día estándar.

2.3 Flexibilidad

La planta deberá seguir operando bajo las siguientes condiciones anormales:

a) Falla de energía eléctrica.

La planta no operara a falla de energía eléctrica.

b) Falla de aire

Se deben interconectar los sistemas de aire de planta y de

instrumentos, para usar aire de planta en caso de fallar el sistema de aire de instrumentos.

c) Agua de enfriamiento

La planta no operará a falla de agua de enfriamiento.

3.- Especificaciones de la Alimentación.

A continuación se da la composición, impurezas y flujo de la corriente gaseosa de alimentación.

Componente	% Mol
Acido Sulfhídrico	1.18
Dióxido de Carbono	4.26
Nitrógeno	1.09
Metano	60.42
Etano	18.55
Propano	9.77
I-Butano	0.97
N-Butano	2.49
I-Pentano	0.42
N-Pentano	0.53
N-Hexano	0.32
Total	100.00
Flujo	1 098.00 lb mol/hr

4.- Especificaciones de los productos

Componente	Gas Acido	Gas Dulce
Acido Sulfhídrico % mol	16.987	0.03
Dióxido de Carbono % mol	4.807	0.05

Para el gas dulce es el contenido máximo de gases ácidos.

5.- Condiciones de la alimentación en L.B.

Alimentación	Edo. Físico	Presión Man.			Temperatura			Forma de recibo
		kg / cm ²			°C			
		Max	Nor	Min	Max	Nor	Min	
Gas Amargo	Gas	88.4	77.4	77.4	51.7	38	26.6	tubería

6.- Condiciones de los productos en L.B.

Producto	Estado físico	Presión Manométrica			Temperatura			Forma de recibo
		kg / cm ²			°C			
		MAX.	NOR.	MIN.	MAX	NOR	MIN	
Gas Dulce	Gas	83.4	83.4	82.2	57	57	54	Tubería
Gas Acido	Gas	0.7	0.7	0.56	52	52	49	Tubería

7.- Eliminación de Deshechos

7.1 Normas y requerimientos respecto a la pureza de:

- Agua se usarán las normas de la SSA y SARH, se tratará en un separador gas-aceite-agua en la plataforma.
- Se contará con un drenaje presurizado el cual se enviara a quemador para purga de DEA.

8.- Instalaciones requeridas de Almacenamiento.

No se requieren.

9.- Servicios Auxiliares

9.1 Agua de Enfriamiento

Fuente de suministro: Circuito Abierto de mar

Sistema de enfriamiento: se contará con una toma de agua de mar a una profundidad determinada para obtener la temperatura deseada, se filtra y se alimenta a la planta.

Características:

-Calor específico	0.955 BTU/lb°F	29 °C
-Sólidos disueltos totales	35 ppm	
-Presión de entrada en L.B.	3.5 kg/cm ² man.	(50 psig)
-Temperatura entrada en L.B.	23.9 °C (75°F)	
-Temperatura de salida en L.B.	35 °C (95 °F)	
-Disponibilidad	ilimitada	

9.2 Agua para servicios y usos sanitarios

- Fuente de suministro	En plataforma se genera a partir de agua de mar
- Presión	3.0 kg/cm ² man. (42 psig)
- Temperatura	Ambiente
- Disponibilidad	La requerida

9.3 Agua Potable

Mediante un sistema de potabilización de agua de mar se obtendrá en plataforma.

9.4 Agua contraincendio

- Fuente suministro	Agua de mar
- Presión en L.B.	10 kg/cm ² man. (142 psig)
- Disponibilidad	La requerida

9.5 Aire de Instrumentos

- Fuente de Suministro	Se genera en la plataforma por medio de un paquete de compresión y se seca en L.B.
- Presión del sistema	7.03 kg/cm ² man. (100 psig)

9.6 Aire de planta

- Fuente de suministro	Idem a 9.5
------------------------	------------

9.7 Combustible

9.7.1 Gas

- Fuente de suministro Generada en plataforma, mediante paquete de endulzamiento
- Naturaleza Gas Natural Amargo
- Peso molecular 24.027
- Disponibilidad La requerida

9.8 Alimentación de Energía Eléctrica

La Energía Eléctrica se genera por medio de un turbogenerador a base de gas combustible.

Características:

- Tensión 4160 V
- Número de fases 3
- Frecuencia 60 ciclos
- Factor de potencia 0.85
- No. de conductores uno por fase por alimentador

9.9 Desfogue

El sistema de desfogue estará ubicado en L.B. tiene integrado un quemador.

Presiones en L.B.

- Presión cabezal alta 3.52 kg/cm² man. (50 psig)
- Presión cabezal baja 1.05 kg/cm² man. (15 psig)

10.- Sistema de Seguridad

10.1 Sistema contra-incendio

Para el diseño de la red contra incendio se utilizarán las normas y criterios del código del NFPA.

11.- Condiciones Climatológicas

11.1 Precipitación Pluvial

- Horaria Máxima 88 mm

11.2 Viento

- Dirección de los vientos dominantes de este a oeste
- Dirección de los vientos reinantes de norte a sur; nores
te a suroeste y sures
te a noroeste.
- Velocidad media 52 km/hr
- Velocidad Máxima 240 km/hr

11.3 Húmedad

- Máxima 100%
- Mínima 82.7%

11.4 Atmosfera

- Presión Atmosférica 760 mm Hg
- Atmosfera corrosiva Si, Ambiente marino

5.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

5.2-Balance de Materia y Energía

Se tratará una corriente de gas amargo con una solución de DEA al 30% en peso, para obtener un gas dulce con las especificaciones siguientes:

4 ppm de H₂S
1 000 ppm de CO₂

Balance de Materia

Características de la alimentación.

Componente	% mol	PM	lb/hr
H ₂ S	1.18	34.08	12.96
CO ₂	4.26	44.01	46.77
N ₂	1.09	28.02	11.97
CH ₄	60.42	16.04	663.38
C ₂ H ₆	18.55	30.07	203.67
C ₃ H ₈	9.77	44.09	107.27
iC ₄ H ₁₀	0.97	58.12	10.65
nC ₄ H ₁₀	2.49	58.12	27.34
iC ₅ H ₁₂	0.42	72.15	4.61
nC ₅ H ₁₂	0.53	72.15	5.82
nC ₆ H ₁₄	0.32	86.17	3.51

1 097.95 (total)

Presión: 1 200 lb/plg²

Temperatura: 125 °F

PM promedio: 24.027

Características de los productos.

	Presión (lb/plg ²)	Composición (ppm)
Gas dulce	1 186	4 de H ₂ S 1000 de CO ₂

Gas Acido	Presión (lb/plg ²)	Composición (ppm)
	10	-

5.2.A) Cantidad de agua arrastrada por el gas dulce:

$$1 \text{ MMPCD} = 109.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} @ 60^\circ\text{F}, 1 \text{ atm}$$

Entran 1 098 lb/hr de hidrocarburos a la torre Absorbedora:
asi:

$$1 \text{ 098 } \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ MMPCD}}{109.8 \text{ lb/hr}} = 10 \text{ MMPCD}$$

El agua de saturación de los hidrocarburos se evalua mediante la gráfica 2 (referencia 6) y las condiciones del gas dulce en el domo de la Absorbedora (1186 psig y 135°F) Se considera que el flujo de hidrocarburos en el gas de entrada y salida (gas amargo y gas dulce) es el mismo.

$$\frac{1 \text{ lb H}_2\text{O}}{\text{MMPC}} = 121$$

tenemos:

$$10 \frac{\text{MMPC}}{\text{dia}} \times 121 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMPC}} \times \frac{1 \text{ Lb H}_2\text{O}}{18 \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}} = 2.6 \text{ lb}$$

5.2.B) Cálculo de la relación de alimentación (R)

$$R = \frac{(\text{lb/hr}) \text{ H}_2\text{S entrada}}{(\text{lb/hr}) \text{ CO}_2 \text{ entrada}}$$

$$R = \frac{12.96}{46.77} = 0.27 \frac{\text{lb H}_2\text{S}}{\text{lb CO}_2}$$

5.2.c) Cálculo de la concentración residual (C_R) en la solu-

ción pobre con la relación de alimentación (R) y una relación de 1.1 lb de vapor/galón de solución, de las figuras 4B y 4C.

$$C_R \text{ H}_2\text{S} = 10 \text{ granos /galón de soln.}$$

$$C_R \text{ CO}_2 = 700 \text{ granos/galón de soln.}$$

Para expresar las concentraciones residuales en relación mol:

$$1 \text{ lb} = 7 \text{ 000 granos}$$

Se evalúa la presión en el fondo de la torre Regeneradora, por ahí sale la DEA pobre, debido a que en el fondo de la torre hay vapor de agua, con esta presión, se obtiene la temperatura (Tablas de vapor Saturado) para obtener la densidad de la DEA pobre.

$$\text{Presión}_{\text{eval.}} = 19 \text{ lb/plg}^2 \quad T = 257 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{s.g.} \left. \begin{array}{l} 257^\circ\text{F} \\ \text{DEA 30\%} \end{array} \right\} = 0.96 \quad \rho_{\text{H}_2\text{O}}^{60^\circ\text{F}} = 62.37 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{S}}{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} = 10 \frac{\text{granos H}_2\text{S}}{\text{Gal soln.}} \times 7.48 \frac{\text{Gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0.96 \times 62.37 \text{ lb sol.}} \times 1 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{S}}{7000 \text{ gran H}_2\text{S}} \times \frac{1 \text{ lb H}_2\text{S}}{34 \text{ lb H}_2\text{S}} \times \frac{1 \text{ lb soln}}{0.3 \text{ lb DEA}} \times \frac{105 \text{ lb DEA}}{1 \tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} = 0.0018$$

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ CO}_2}{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} = 700 \frac{\text{granos CO}_2}{\text{Gal soln.}} \times 7.48 \frac{\text{Gal}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0.96 \times 62.37 \text{ lb sol.}} \times 1 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ CO}_2}{7000 \text{ gran CO}_2} \times \frac{1 \tilde{\text{lb}} \text{ CO}_2}{44 \text{ lb CO}_2} \times \frac{1 \text{ lb soln}}{0.3 \text{ lb DEA}} \times \frac{105 \text{ lb DEA}}{1 \tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} = 0.995$$

Concentración residual total en la DEA pobre.

$$C_{R \text{ total}} = C_R \text{ H}_2\text{S} + C_R \text{ CO}_2$$

$$C_{R \text{ total}} = 0.0018 + 0.995 = 0.101 \frac{\text{lb Gas ácido}}{\text{lb DEA}}$$

5.2.D) Cálculo de la reposición de la solución en el Absorbedor. Es igual a la carga máxima menos la concentración residual total. La carga máxima de gas ácido en la solución rica se fija como: 0.4 lb gas ácido/lb DEA.

$$R_B = 0.4 - 0.101 = 0.299 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ Gas ácido}}{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}}$$

5.2.E) Cálculo de la cantidad de solución requerida para la absorción:

$$\frac{\tilde{lb} \text{ GAS ACIDO}}{hr} = \frac{\tilde{lb} \text{ H}_2\text{S}}{hr} + \frac{\tilde{lb} \text{ CO}_2}{hr}$$

$$= 12.96 + 46.77 = 59.75 \frac{\tilde{lb} \text{ GAS ACIDO}}{hr}$$

$$\frac{\tilde{lb} \text{ GAS AC.}}{hr} = \left(12.96 \frac{\tilde{lb} \text{ H}_2\text{S}}{hr} \times 34.08 \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right) + \left(46.77 \frac{\tilde{lb} \text{ CO}_2}{hr} \times 44.01 \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right) = 2500$$

$$\frac{\tilde{lb} \text{ DEA}}{hr} = \frac{59.75 \tilde{lb} \text{ GAS AC.}}{0.299 \text{ lb GAS AC.} / \tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} = 21007$$

$$\frac{1 \text{ lb DEA}}{hr} = 199.8 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}}{hr} \times 105.14 \frac{\text{lb}}{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} = 21007$$

YA QUE SE UTILIZA UNA SOLUCION DE DEA AL 30% EN PESO, TENEMOS:

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ SOLN}}{hr} = \frac{21007 \text{ lb DEA} / hr}{0.3 \text{ lb DEA} / \tilde{\text{lb}} \text{ SOLN}} = 70023$$

5.2.F) Composición de la solución de DEA pobre.

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{S}}{hr} = 0.0018 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{S}}{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} \times 199.8 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}}{hr} = 0.3996$$

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ CO}_2}{hr} = 0.0995 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ CO}_2}{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}} \times 199.8 \frac{\tilde{\text{lb}} \text{ DEA}}{hr} = 19.78$$

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{O}}{hr} = \frac{(70023 \text{ lb SOLN} / hr) - (21007 \text{ lb DEA} / hr)}{18.016 \text{ lb H}_2\text{O} / \tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{O}} = 2720.693$$

(NOTA: AL VALOR CONTENIDO SE LE ADICIONA LA CANTIDAD DE AGUA QUE ARRASTRA EL GAS DULCE, CALCULADO EN EL INCISO A).

$$\frac{\tilde{\text{lb}} \text{ H}_2\text{O}}{hr} = 2720.693 + 2.646 = 2723.339$$

Componente	$\tilde{\text{lb}}/hr$	lb/hr	% mol	PM
H ₂ O	2723.339	49064	92.5261	18.016
CO ₂	19.780	871	0.6720	44.01
H ₂ S	0.3996	14	0.0136	34.08
DEA	199.80	21007	6.7883	105.14

5.2.G) Composición del gas dulce.

5.2.G-1) Acido sulfhídrico (H₂S)

$$\frac{\tilde{lb} \text{ H}_2\text{S}}{\tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} + \tilde{lb} \text{ HC's} + \tilde{lb} \text{ H}_2\text{O}} = 0.000004$$

$$\begin{aligned} \tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} &= 4 \times 10^{-6} \tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} + \tilde{lb} \text{ HC's} + \tilde{lb} \text{ H}_2\text{O} \\ &= 4 \times 10^{-6} \tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} + 1038.22 + 2.64 \end{aligned}$$

$$\tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} - 4 \times 10^{-6} \tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} = 4 \times 10^{-3}$$

$$\tilde{lb} \text{ H}_2\text{S} = \frac{4 \times 10^{-3}}{1 - 4 \times 10^{-6}} = 0.0042$$

5.2.G-2) Dióxido de carbono (CO₂)

$$\frac{\tilde{lb} \text{ CO}_2}{\tilde{lb} \text{ CO}_2 + \tilde{lb} \text{ HC's} + \tilde{lb} \text{ H}_2\text{O}} = 0.001$$

$$\begin{aligned} \tilde{lb} \text{ CO}_2 &= 0.001 \tilde{lb} \text{ CO}_2 + \tilde{lb} \text{ H}_2\text{O} + \tilde{lb} \text{ HC's} \\ &= 0.001 \tilde{lb} \text{ CO}_2 + 1038.22 + \tilde{lb} \text{ H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\tilde{lb} \text{ CO}_2 - 0.001 \tilde{lb} \text{ CO}_2 = 1.04$$

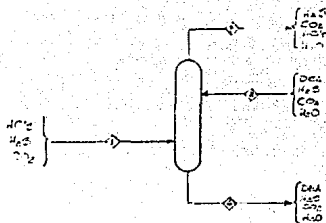
$$\tilde{lb} \text{ CO}_2 = \frac{1.04}{1 - 0.001} = 1.04$$

Componente	\tilde{lb}/hr	lb/hr	% mol
H ₂ S	0.0042	0.143	0.0004
CO ₂	1.042	45.858	0.1000
H ₂ O	2.646	47.670	0.2540
HC's	1038.22	25094.329	99.6457
total	1041.912	25188.000	100.0000

5.2.H) Composición de la solución rica

Balance de materia para Agua

$$[H_2O]_4 = [H_2O]_2 - [H_2O]_3$$



Balance de materia para H_2S y CO_2

$$\begin{aligned} [H_2S]_4 &= [H_2S]_1 + [H_2S]_2 - [H_2S]_3 \\ &= 12.96 + 0.399 - 0.0042 = 13.355 \text{ } \tilde{\text{lb}}/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} [CO_2]_4 &= [CO_2]_1 + [CO_2]_2 - [CO_2]_3 \\ &= 46.77 + 19.78 - 1.04 = 65.5 \text{ } \tilde{\text{lb}}/\text{hr} \end{aligned}$$

$$[H_2O]_4 = 2723.4 - 2.64 = 2720.7 \text{ lb/hr}$$

Componente	$\tilde{\text{lb}}/\text{hr}$	lb/hr	%mol
H_2S	13.3554	455	0.4453
CO_2	65.508	2883	2.1841
DEA	199.80	49017	6.6614
H_2O	2720.693	21007	
total	2999.3564	73362	

Balance de Energía

5.2.1) Temperatura de la solución de DEA rica

N°	Corriente	lb/hr
1	Gas amargo de entrada	27 594
2	Solución de DEA pobre	70 956
3	Gas dulce de salida	25 188
4	Solución de DEA rica	73 362

Balance de calor en el absorbedor.

$$M_1 C_{p1} (T_1 - T_B) + M_2 C_{p2} (T_2 - T_B) + Q_R = W_3 C_{p3} (T_3 - T_B) + W_4 C_{p4} (T_4 - T_B)$$

donde: T_B = temperatura base (°F)

Q_s = Calor de solución (H_s) BTU/hr

W_{GA} = lb/hr de gases ácidos en el gas amargo

ΔH_s = Entalpia de solución BTU/lb (soln. de DEA)

W = Flujo masa lb/hr

Si $T_B = T_1$

$$M_2 C_{p2} (T_2 - T_B) + Q_R = W_3 C_{p3} (T_3 - T_B) + W_4 C_{p4} (T_4 - T_B)$$

El calor de reacción (Q_R) esta dado por:

$$Q_R = (Q_R)_{H_2S} + (Q_R)_{CO_2}$$

$$Q_{R H_2S} = n_{H_2S} \times \Delta H_{s H_2S_4} - M_{H_2S} \times \Delta H_{s H_2S_2}$$

$$Q_{R CO_2} = M_{CO_2} \times \Delta H_{s CO_2_4} - M_{CO_2} \times \Delta H_{s CO_2_2}$$

El ΔH_s para H_2S y CO_2 respectivamente se obtiene mediante el factor " α " (Tablas 3.4 y 3.5 de la Referencia 2)

α = relación mol en el líquido (CO_2/DEA ó H_2S/DEA)

$$\alpha_{H_2S_4} = \frac{13.35 \text{ lb } H_2S/hr}{199.8 \text{ lb DEA/hr}}$$

$$\alpha_{H_2S} \quad 2 = \frac{0.3996 \frac{\text{lb } H_2S}{\text{hr}}}{199.8 \frac{\text{lb DEA}}{\text{hr}}} = 0.002$$

$$\gamma_{CO_2} \quad 4 = \frac{65.508 \frac{\text{lb } CO_2/\text{hr}}{\text{lb DEA/hr}}}{199.8} = 0.33$$

$$\alpha_{CO_2} \quad 2 = \frac{19.78 \frac{\text{lb } CO_2/\text{hr}}{\text{lb DEA/hr}}}{199.8} = 0.10$$

Con las gráficas de las figuras 3.4 y 3.5 obtenemos ΔH_g (referencia 2)

	α	ΔH_g (BTU/lb)
$(H_2S)_4$	0.07	870.42
$(H_2S)_2$	0.002	952.78
$(CO_2)_4$	0.33	621.34
$(CO_2)_2$	0.10	819.88

Calculamos Q_R

$$Q_R \quad H_2S = 455 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (870.42 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) - 14 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (952.78 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) = 382 \, 646 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$Q_R \quad CO_2 = 2883 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (621.34 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) - 871 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (819.88 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) = 1 \, 077 \, 207 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$Q_R \quad \text{TOTAL} = 1 \, 077 \, 207 + 382 \, 646 = 1 \, 459 \, 854 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

(Calor de reacción del gas ácido alimentado con DEA).

Se sustituye en la ecuación "K"

Componente	Temp. (°F)	Cp (BTU/lb°F)
DEA 30%	125	0.895
Gas dulce	135	0.7281
DEA rica	*	**

* Se supone una temperatura y obtenemos el Cp, es un cálculo iterativo.

$$70 \frac{956 \text{ lb}}{\text{hr}} (0.895 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (135-125^\circ\text{F}) + (1.459 \frac{854 \text{ BTU}}{\text{hr}}) - (25188 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}) (0.7218 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (135-125^\circ\text{F}) =$$

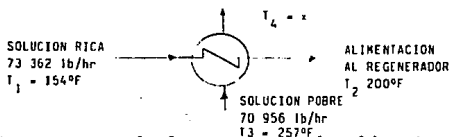
$$= 73 \frac{362 \text{ lb}}{\text{hr}} C_{p4} (T_4 - 125^\circ\text{F})$$

$$26.08 = C_{p4} (T_4 - 125^\circ\text{F})$$

TEMPERATURA SUPUESTA (°F)	C _p OBTENIDO DE TEMP. SUPUESTA (BTU / lb°F)	IGUALDAD (26.08)
150	0.90	22.5
154	0.904	26.2

$$T_4 = 154^\circ\text{F}$$

5.2.J) Temperatura de la solución pobre a la salida del intercambiador de calor (DEA rica/DEA pobre).



Nota: La temperatura de la corriente de alimentación al Regenerador se fija en el rango de 180°F a 200°F.

Balace de energía en la solución rica:

$$Q = M_1 C_p (T_2 - T_1)$$

$$C_p \left| \begin{array}{l} \text{DEA 30\%} \\ 200^\circ\text{F} \end{array} \right. = 0.924 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \quad C_p \left| \begin{array}{l} \text{DEA 30\%} \\ 154^\circ\text{F} \end{array} \right. = 0.902 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$\overline{C_p} = 0.916 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$Q = 73 \frac{362 \text{ lb}}{\text{hr}} (0.916 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (200 - 154)^\circ\text{F} = 3 \ 074 \ 308 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Balace de energía en la solución pobre:

$$Q = M_3 C_p (T_3 - T_4)$$

$$3 \ 074 \ 308 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = 70956 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} C_p (157 - T_4)^\circ\text{F}$$

$$C_p (257 - T_4)^\circ\text{F} = 43.327$$

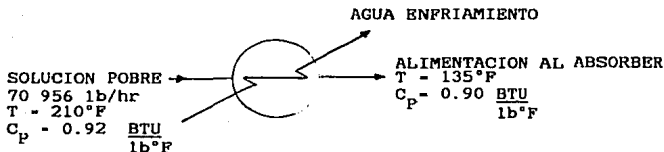
Mediante un cálculo interactivo.

$$T_4 = 210^{\circ}\text{F} \quad C_P \left| \begin{array}{l} \text{DEA} \\ / \\ 210^{\circ}\text{F} \end{array} \right. = 0.92$$

$$0.92 (257 - 210)^{\circ}\text{F} = 43.24$$

$$T_P = 210^{\circ}\text{F}$$

5.2.K) Carga térmica del enfriador de DEA pobre.



$$Q = 70\,956 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (0.91 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}}) (120 - 135)^{\circ}\text{F} = 4\,842\,747 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

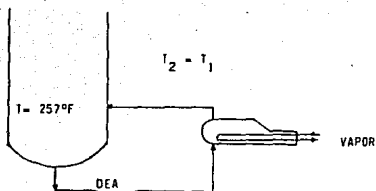
5.2.L.) Carga térmica del Rehervidor del Regenerador.

- La carga térmica del Rehervidor por calcular, es la necesaria para efectuar la desorción de los gases ácidos y la regeneración de la DEA.

- La carga térmica del Rehervidor es constante e independiente del medio de calentamiento.

- Los requerimientos de vapor de agotamiento para que se efectue la desorción de gases ácidos serán de 1.1 lb de vapor/galón de solución.

La presión mínima de saturación del vapor de agua para agotar la solución de amina es aproximadamente de 45 a 55 psig. Se usa vapor de agua a 50 psig. como medio de calentamiento.



$$1.1 \frac{\text{lb VAPOR}}{\text{GAL. SOLN.}}$$

S.g. DEA 30%
200°F = 0.985

$$\lambda \left| \frac{\text{VAP H}_2\text{O}}{50 \text{ lb/in}^2} = 911.70 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right.$$

$$\text{OCEN} = 1.1 \frac{\text{lb VAPOR}}{\text{GAL. SOLN.}} \times 73 \frac{362 \text{ lb}}{\text{hr}} \frac{1}{0.985 \times 62.37 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \times 7.48052 \frac{\text{GAL}}{\text{ft}^3} = 911.7 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 8 \ 958 \ 363 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

5.2.M) Carga térmica de entrada al Regenerador con la solución rica (Q_A)

$$Q_A = M_A C_p (T_A - T_B)$$

donde: T_B = Temperatura del gas ácido en Límites de Batería

$$T_B = 125^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.890 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p = 0.907 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$T_A = 200^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.924 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q_A = 73 \ 362 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot 0.907 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} (200 - 125)^\circ\text{F} = 4 \ 990 \ 450 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

5.2.N) Carga térmica de salida del REgenerador con la solución pobre (Q_P)

$$Q_P = M_P C_p (T_P - T_B)$$

$$T_F = 257^\circ\text{F}$$

$$C_{PF} = 0.94 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\overline{C_P} = 0.915 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$T_B = 125^\circ\text{F}$$

$$C_{PO} = 0.89 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

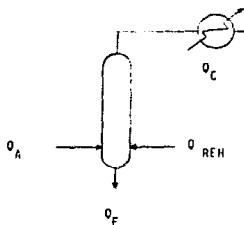
$$Q_F = 70\,956 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cdot 0.915 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} (257 - 125)^\circ\text{F} = 8\,570\,066 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

5.2.O) Calor necesario para desorber el gas ácido de la solución de amina (Q_{des}). Es igual al calor de reacción de los gases ácidos en la amina (Q_R)

$$Q_{\text{des}} = Q_R = 1\,459\,854 \text{ BTU/hr}$$

5.2.P) Carga térmica del condensador (Q_c)

Se efectúa un balance en el Regenerador



$$Q_A + Q_{\text{REH}} = Q_F + Q_C + Q_{\text{des}}$$

$$Q_C = Q_A + Q_{\text{REH}} - Q_F - Q_{\text{des}}$$

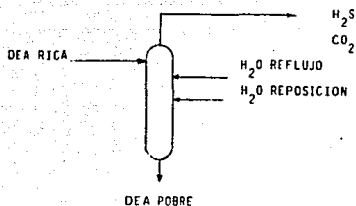
$$Q_C = 4\,990\,450 + 8\,958\,363 - 8\,570\,066 - 1\,459\,854$$

$$Q_C = 3\,918\,893 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

5.2.Q) Temperatura en el domo del Regenerador.

Se obtiene el gas ácido desorbido por un balance en el Regenerador.

Componente	DEA rica (lb/hr)	DEA pobre (lb/hr)	Gas ácido (lb/hr)
H ₂ S	13.3554	0.3996	12.956
CO ₂	65.508	19.780	45.728
DEA	199.80	199.80	-
H ₂ O	2 720.693	2 723.339	-



$$\begin{aligned}
 & \text{H}_2\text{S} \\
 & 13.3554 - 0.3996 = 12.956 \\
 & \text{CO}_2 \\
 & 65.508 - 19.780 = 45.728
 \end{aligned}$$

Se supone una temperatura en el domo del Regenerador para encontrar la composición de los gases ácidos y agua, se evalúa la carga térmica del condensador, se compara con la carga térmica del condensador ya evaluada; si son iguales, la temperatura supuesta es correcta; sino son iguales se supone otra temperatura y se realiza otra vez la secuencia antes descrita.

Balance en el Condensador:

$$Q = M_{\text{DOMO}} \left(\frac{C_p}{\text{REGEN}} \right) \text{ ENT. COND.} + \left(\frac{C_p}{2} \right) \text{ SAL. COND.} (T_{\text{SUP}} - 135) + \lambda (M_{\text{H}_2\text{O}} \text{ ENT.} - (M_{\text{H}_2\text{O}} \text{ SAL.}))$$

$$T_{\text{SUP}} = 236^\circ\text{F} \quad b^a \text{H}_2\text{O} = 23.22 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \text{ a bs a } 236^\circ\text{F}$$

$$P_{\text{TOT}} = 29.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \text{ a bs}$$

$$x = \frac{23.22}{29.7} = 0.782$$

$$\frac{\tilde{M}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{hr}} = \frac{0.782 (58.684 \frac{\text{lb}}{\text{hr}})}{1 - 0.782} = 210.509$$

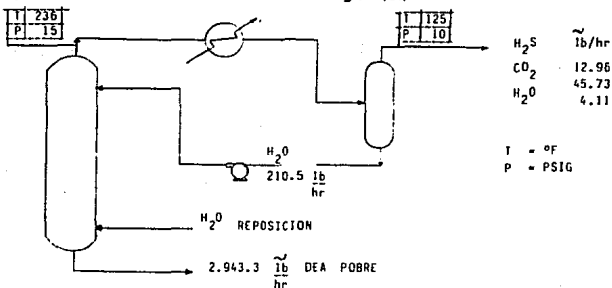
Componente	\tilde{M}/hr	lb/hr	f. peso	Cp (BTU/hr °F)
H ₂ S	12.956	441.54	0.0707	0.25
CO ₂	45.728	2 012.50	0.3222	0.22
H ₂ O	210.509	3 792.55	0.6070	0.45

$$\frac{C_p}{\text{REGEN}} = 0.362$$

$$Q_C = C_{ON} T_{SUP} = 6246.6 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \frac{(0.362) + (0.230)}{2} \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} (236 - 135)^{\circ}\text{F} + 1022.7 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} 3792 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} - 74.05 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$Q_C = 4008184 \text{ BTU} \quad T_{SUP} = 236^{\circ}\text{F} \text{ ES CORRECTA}$$

5.2.R) Cálculo de relación de reflujo (R)



$$R = \frac{210.5 \text{ (lb/hr)} H_2O}{62.8 \text{ (lb/hr)} \text{GAS AC.}} = 3.3 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{lb GAS AC.}}$$

El valor de R se encuentra en el rango recomendado (3 a 1) para una buena operación del Regenerador.

5.3

DIAGRAMA FLUJO PROCESO

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
FLUIDO	GAS	GAS	GAS	LIQ.	LIQ.	LIQ.	LIQ.	LIQ.	LIQ.	MEZ.	MEZ.	LIQ.	LIQ.	LIQ.	GAS	LIQ.	LIQ.
FLUJO Kg/hr	448	11425	11425	32185	33306	33306	33306	33306	1722	2836	2836	32214	32214	1722	1114	32135	32135
FLUJO Kg/mol/hr	472	472	335	1361.5	1361	1361	1361	1361	96	95.3	95.3	1336	1336	96	26.6	1335	1335
FLUJO MMPC std/dia @ 20°C, 1 Kg/cm ² abs	10.0																
PRESION Kg/cm ² man	84.4	83.4	83.0	86.5	82	4.6	30	28	1.05	1.05	0.70	1.05	0.14	0.7	0.7	1.33	83.4
TEMPERATURA °C	51.6	57.0	57.0	57.0	67	68	678	93.3	50	113.3	51.6	25	99	52	52	99.0	99.0

LISTA DE MATERIAL

CLAVE SERVICIO CARACTERISTICAS

TR-01	TORNE AROMEDORA DE BARRILLO	184 mm D.E. X 8784 mm TT
TR-01	TORNE REGENERADORA	884 mm D.E. X 12432 mm TT
TB-01	TANQUE DE BALANCE DE AGUA	1628 mm D.E. X 5457 mm TT
TD-01	TANQUE REGENERADOR DE BARRILLO/AGUA	600 mm D.E. X 2743 mm TT
TD-02	TANQUE DE SERVICION DE ANODOS/SUBSIDIO	1047 mm D.E. X 3048 mm TT
TD-03	TANQUE DE CONDENSADOS	810 mm D.E. X 7829 mm TT
FC-01	FILTRO DE AGUA POROSA	35 6PM
FC-02	FILTRO DE AGUA RICA	188 6PM
ED-01	ENFRIGADOR DE AGUA POROSA	123 M ² int./m
ED-02	ENFRIGADOR DE BARRILLO/AGUA	948 M ² int./m
ED-03	ENFRIGADOR DE AGUA/AGUA POROSA	778 M ² int./m
ED-04	ENFRIGADOR	2388 M ² int./m
BR-01	BOMBA DE RECIRCULACION DE AGUA POROSA	187 6PM, 0.26 Kg/cm ²
BR-02	BOMBA DE REFUSO DEL	8.8 6PM, 0.26 Kg/cm ²

NOTAS:
L- PRESION: Kg/cm²
T- TEMPERATURA: °C

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

PLANTA ENDULZADORA DE GAS

TESIS UNAM

FACULTAD DE QUIMICA

SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

5.4 DESCRIPCION DEL PROCESO

5.4.- Descripción del Proceso

Para el tratamiento del gas amargo se utilizará el proceso Girbotol, el cual usa una solución de DEA al 30% en peso como medio absorbente.

El tratamiento del gas ácido se puede dividir en dos secciones: Absorción y Regeneración de la amina.

En la sección de Absorción se alimentan dos corrientes, una de gas amargo a 1 200 lb/plg² y 125 °F (84.4 kg/cm² y 51.7°C) y la otra de DEA (30% peso y 135 °F) proveniente de la sección de Regeneración. El gas amargo se alimenta a la torre Absorbadora (TA-01) en la parte inferior y fluye hacia arriba a través del Absorbador en contacto a contracorriente de la solución de DEA pobre regenerada que se alimenta en la parte superior de la Absorbadora, esta se encuentra a 1 196 lb/plg² y 129 °F (84.1 kg/cm² y 54 °C).

El gas que sale del domo del Absorbador cumple con las especificaciones requeridas, es gas dulce a 1 186 lb/plg² y 135 °F (83.4 kg/cm² y 57 °C).

El gas dulce al dejar la torre Absorbadora pasa al tanque separador de DEA (TD-01) equipado con una malla separadora para asegurar el no arrastre de DEA por el gas dulce que sale del Absorbador.

La DEA que se recupera en el tanque TD-01 se une a la DEA rica proveniente del Absorbador y se envían a la sección de Regeneración.

En la sección de Regeneración. se alimenta a la amina proveniente de la sección de Absorción.

La solución de amina proveniente del Absorbador de DEA rica,

se alimenta al tanque de desorción de hidrocarburos (TD-02) a 65 lb/plg² y 154 °F (4.6 kg/cm² y 68 °C). En el tanque se separan los hidrocarburos que se absorbieron en la DEA en el Absorbedor, al igual que una porción de los gases ácidos en la DEA. Después la DEA rica pasa al filtro (FC-02) para eliminar los residuos productos de la erosión en el Absorbedor. Una vez filtrada la DEA pasa al intercambiador (ED-03) donde recibe calor de la solución de DEA pobre proveniente de la torre Regeneradora (TR-01) a 15 lb/plg² y 236 °F (1.05 kg/cm² y 113 °C).

Una vez que la DEA rica intercambio calor se alimenta al Regenerador (TR-01) por la parte superior. Una porción de los gases ácidos se libera de la solución de DEA en el domo de la torre, el resto de la solución fluye hacia abajo a contra corriente con vapor de agua generado en el Rehervidor calentando la solución de amina.

Los gases ácidos y el vapor salen por el domo del Regenerador y pasan a través del enfriador de gases ácidos (ED-02). El agua que se produce se separa en el Acumulador de reflujo (ED-03) a 10 lb/plg² y 125°F (0.7 kg/cm² y 52°C) y se recircula al Regenerador como reflujo mediante la bomba (BR-02). Los gases ácidos son enviados a quemador o a proceso.

Por el fondo del Regenerador (TR-01) sale la DEA pobre que se recircula a la sección de Absorción, pasando al intercambiador de calor con la DEA rica y se envía al tanque de Balance de DEA (TB-01) a 2 lb/plg² y 210°F (0.14 kg/cm² y 99°C).

La DEA se envía a la succión de la bomba de recirculación (BR-01), esta bomba desvía el 20% de la solución y la envía al filtro de DEA pobre (FC-01) donde se eliminan los productos de la degradación de la DEA formados en el Rehervidor. La DEA pobre filtrada se une con la DEA no filtrada y se envía al enfriador de DEA pobre (ED-01) donde se enfría a 135°F

(57°C) y se alimenta a la Torre de Absorción para eliminar los gases ácidos del gas amargo.

5.5 CRITERIOS DE DISEÑO

CRITERIOS DE DISEÑO GENERALES.

Criterios generales de Diseño para la Planta Endulzadora de Gas Amargo ubicada en la Sonda de Campeche.

Se utiliza el proceso Girbotol, el cual tiene como absorbente - para la eliminación de los gases ácidos, una solución de Dietanolamina (DEA) al 30% en peso.

1.- La capacidad de la planta es 267.5 M de m³ estandar/día (capacidad normal) de hidrocarburos gaseosos amargos, con una flexibilidad de operación de 70%.

2.- Las características del gas dulce son: 0.03% mol H₂S y 0.05% mol, CO₂; 99.6457% mol de hidrocarburos y 0.2540% mol de agua.

3.- La presión en la Torre Regeneradora de DEA se seleccionó en función de las condiciones de entrega en límites de batería de los gases ácidos y de la temperatura máxima de operación de la torre con la finalidad de evitar la degradación de la solución de DEA.

4.- Para la regeneración de DEA se usan 1.2 lb/gal de solución y la concentración residual es de 0.0018 lb H₂S/lb DEA y 0.0995 lb CO₂/lb DEA.

5.- El rehervidor de amina proporciona la carga térmica necesaria para obtener la DEA regenerada con las concentraciones residuales antes mencionadas.

6.- El vapor utilizado como medio de calentamiento se encuentra a 50 lb/in² es vapor de agua.

7.- Las pérdidas de solución en el sistema son de 2 lb/MMPCSD.

8.- Para separar los productos de degradación de la solución de DEA pobre y DEA rica se cuenta con un sistema de filtrado que consta de un filtro de carbón activado y uno de cartuchos.

CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO.

1.- Absorbedor y Regenerador.

1.1 Selección. Para efectuar la absorción de gases ácidos por la solución de DEA y la regeneración de la solución de DEA, se pueden utilizar torres empacadas o de platos. Para la selección de una u otra se toman en cuenta diferentes factores:

a) Factores dependientes del sistema

- Si hay sólidos en suspensión se recomienda de Platos.
- Si se remueve calor de solución se recomienda de Platos.
- Si hay tendencia espumante se recomienda Empacada, sino Ambas.

b) Factores dependientes del modo de operación

- Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase líquida se recomienda Platos, si controla la fase gaseosa se recomienda Empacada.
- Si hay variaciones amplias en el flujo del líquido y/o gas se recomienda Platos.

c) Factores dependientes de la naturaleza física de la columna.

- Si se prevee limpieza frecuente se recomienda platos.
- Si hay salidas laterales, se recomienda platos.
- Si el diámetro de la columna es menor de 3 ft, se recomienda empacada; si es mayor se recomienda Platos.
- Si el espacio es crítico se recomienda de Platos, sino Ambas.

De acuerdo a los parámetros anteriores, se selecciona una torre de platos. Con base en datos de Plantas en operación de Endulzamiento con aínas se seleccionan platos tipo Válvula.

Lo anterior ya que éstos presentan amplia flexibilidad, ya que - tienen la capacidad de absorber cambios de carga del gas y líquido; así la capacidad de la planta puede variar; modificando el flujo de gas alimentado y la cantidad de amina recirculada.

El número de platos se establece en base a las plantas ya instaladas y a la experiencia, debido a que no existen datos o correlaciones para el cálculo de eficiencia para absorción H_2S-CO_2 -- en torres de platos y casi no hay datos de equilibrio (las velocidades de transferencia de masa no son muy exactas).

1.2 Los criterios utilizados para el Diseño de los platos son:

	Absorbedor	Regenerador
- Factor de sistema	0.73	0.85
- Factor de inundación máxima	0.80	0.80
- Material de cascarón	A. C.	A. C.
- Material construc.	Ac.Inox.	Ac.Inox.

1.3 Internos. Para evitar el arrastre de la solución de DEA por la corriente de gas dulce se coloca una malla en la parte superior de la Torre Absorbadora.

2. Recipientes.

2.1 Posición. Los separadores líquido-vapor, serán verticales - cuando la relación $L(\text{lb/hr})/ V (\text{lb/hr})$ sea menor que uno.

Cuando la relación sea mayor de uno, se utilizarán separadores horizontales.

2.2 Materiales de construcción Acero al Carbón. Deben ser resistentes a los efectos de corrosión y erosión; y deben tener suficiente resistencia para soportar la temperatura y presión de diseño.

2.3 Internos. Entre los internos necesarios de un tanque se encuentran las mallas separadoras que evitan el arrastre del líquido por el gas.

2.4 Tiempo de residencia. Es el tiempo mínimo requerido para proporcionar una flexibilidad de operación razonable. Existen valores recomendados.

2.5 Relación óptima L/D (longitud/diámetro). Esta relación debe estar en un rango de 1 a 5.

2.6 Niveles del líquido. En forma general tenemos los siguientes criterios:

- El nivel normal se considera al 60% entre el nivel máximo y el mínimo.
- Alarma por alto nivel se considera al 80% entre el nivel mínimo y el máximo.
- Alarma por bajo nivel se considera al 25% entre el nivel mínimo y el máximo.

En tanques donde no exista separación teórica de líquido se colocará la alarma de alto nivel a 2 ft del nivel mínimo, el nivel de paro estará a 1 ft de la alarma de alto nivel.

3. Filtros

- 3.1 Filtro de DEA pobre. Filtro de carbón activado, por el pasa un porcentaje de la solución circulada a través de una cama de carbón que remueve impurezas y surfactantes de la solución de DEA a la entrada del Absorbedor. Este filtro elimina hidrocarburos condensados, partículas de sulfuro y dióxido de fierro, productos de la degradación de DEA, contaminantes causantes de corrosión y espumamiento. Los contaminantes reducen la tensión superficial de la amina; lo cual es causa principal de la formación de espuma en el Absorbedor. Se filtra un 10% de la amina circulada, se tienen dos filtros en paralelo diseñados para un 20% de amina. Así cuando uno este en mantenimiento el otro podrá filtrar 20% de la solución.
- 3.2 Filtro de DEA rica. Para remover los sólidos producto de la erosión/corrosión y parte de los productos de degradación de DEA la solución se pasa por un filtro de cartuchos. El filtro de cartuchos es muy utilizado en la práctica, presentan la desventaja de requerir cambios frecuentes.

5.6 MEMORIAS DE CALCULO DEL EQUIPO

5.6.1 Tanque separador de DEA/GAS dulce, se encuentra después del Absorbedor y sirve como protección en caso de arrastre de DEA u otros componentes por el gas dulce.

1.) Condiciones de operación

$$W_v = 25\ 188\ \text{lb/hr}$$

$$\rho_v = 7.1943\ \text{lb/ft}^3$$

$$\mu_v = 0.0147\ \text{cp}$$

W_l = Normalmente sin flujo

$$\rho_l = 63.618\ \text{lb/ft}^3$$

2.) Cálculo del flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} \quad \dots (6.1)$$

donde:

W = flujo másico

ρ = densidad

$$Q = 58.352\ \text{ft}^3/\text{min}$$

3.) Cálculo del diámetro del recipiente, en función de la velocidad permitida del vapor:

$$v = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad \dots (6.2)$$

donde: v = velocidad ft/seg

k = 0.35 (cuando existe malla separadora)

k = 0.227 (sin malla separadora)

ρ_v = densidad del vapor lb/ft³

ρ_l = densidad del líquido lb/ft³

$$v = 0.98\ \text{ft/seg}$$

3.1- Diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v}{v(0.785)(60)}} \quad \dots (6.3)$$

$$D = 1.12 \text{ ft}$$

Se aproxima a 2 ft

4.) Cálculo de la longitud del tanque

$$L = H_t + m + H_v + H_{bn} + H_R + H_B \quad \dots(6.4)$$

donde:

H_t = altura de la malla a la línea tangente, se recomienda 1 ft

m = espesor de la malla, se recomienda 0.5 ft

H_v = altura del espacio vapor, se obtiene por:

$$H_v = 0.2 D + 3 + D/2 \quad \dots(6.5)$$

H_{bn} = altura del nivel máximo a la boquilla de alimentación

$$H_{bn} = 0.2 D + 0.5 + D/2 \quad \dots(6.6)$$

H_R = Altura de hidrocarburos

$$H_R = \frac{Q_1 \cdot \rho_R}{A_{tqe}} \quad \dots(6.7)$$

H_B = Altura del sello del líquido, se recomienda 0.5 ft

Obtenemos:

$$H_t = 9 \text{ ft}$$

5.) Cálculo del diámetro de la boquilla de alimentación.

Se supone un Diámetro mínimo (D^*)

Se calcula la velocidad del fluido

$$V = \frac{Q}{A} \quad \dots(6.8)$$

con el diámetro mínimo se calcula la caída de presión

$$P_{100} = \frac{0.000336 \times F \times W_v^2}{D^5 \times \rho_v} \quad \dots(6.9)$$

5.6.2 Tanque de Desorción de Hidrocarburos. Se encuentra después del tanque separador de DEA/Gas dulce.

1.) Condiciones de operación

$$wv = 12\,274 \text{ lb/hr}$$

$$\rho v = 6.7470 \text{ lb/ft}^3$$

$$w1 = 73\,362 \text{ lb/hr}$$

$$\rho 1 = 63.743 \text{ lb/ft}^3$$

2.) Cálculo del flujo volumétrico con la ecuación 6.1

$$Q1 = 19.18 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Qv = 30.32 \text{ ft}^3/\text{min}$$

3.) Velocidad permitida del vapor (ecuación 6.2)

$$v = 1.02 \text{ ft/seg}$$

4.) Area requerida para separación del vapor (A_v)

$$A_v = \frac{Qv}{60 \times v} \quad \dots (6.10)$$

$$A_v = \frac{30.32}{60 \times 1.02} = 0.497$$

5.) Volumen necesario almacenar en un tiempo de residencia de 4 min (V_R)

$$V_R = 19.18 \text{ ft}^3/\text{min} (4 \text{ min}) = 76.72 \text{ ft}^3$$

6.) Se propone un diámetro mínimo

$$D = 3.5 \text{ ft}$$

7.) Cálculo del área del tanque con el diámetro mínimo.

$$A_T = 0.785(3.5)^2 = 9.62 \text{ ft}^2$$

8.) Cálculo del área de vapor disponible, se evalúa con tabla de áreas parciales.

$$\frac{H_V}{D_T} = \frac{0.5}{3.5} = 0.1428$$

$$\frac{A_V}{A_T} = 0.0878 \quad (\text{tablas áreas parciales})$$

$$A_{VD} = 0.0878 (9.62) = .845 \text{ ft}^2$$

Si el área de vapor disponible (A_{VD}) es mayor que el área requerida para la separación (A_V), el diámetro supuesto es correcto; sino se propone un valor más alto.

9.) Cálculo del área disponible para el líquido (A_L)

$$A_L = A_T - 2A_V$$

$$A_L = 9.62 - 2 (0.845) = 7.93 \text{ ft}^2$$

10.) Cálculo de la longitud del tanque (L), con el volumen necesario para almacenar el líquido en un tiempo de residencia (4 min).

$$L = \frac{V_R}{A_R} = \frac{72.27}{7.93} = 10 \text{ ft}$$

5.6.3 Tanque de Balance de DEA . Alimenta al Absorbedor con solución de DEA pobre.

1.) Condiciones de operación.

$$W_1 = 70\ 956\ \text{lb/hr}$$

$$\rho_1 = 61.56\ \text{lb/ft}^3$$

2.) Cálculo del flujo volumétrico (ecuación 6.1)

$$Q_1 = 19.21\ \text{ft}^3/\text{min}$$

3.) 3.) Volumen necesario para almacenar el líquido un tiempo de residencia de 15 min.

$$V_R = 19.21 (15) = 288.16\ \text{ft}^3$$

4.) Diámetro mínimo propuesto

$$D = 6\ \text{ft}$$

5.) Cálculo del área del tanque

$$A_T = 0.785 (6)^2 = 28.26\ \text{ft}^2$$

6.) Cálculo del área de vapor disponible, se evalúa con tabla de áreas parciales.

$$\frac{H_v}{D} = \frac{1}{6} = 0.166$$

$$A_v = 0.1099 \quad (\text{tablas áreas parciales})$$

$$A_T$$

$$A_{VD} = 0.1099 (28.26) = 3.1\ \text{ft}^2$$

7.) Volumen disponible para almacenar el líquido (V_{RD}) con L/D de 3

$$\begin{aligned} V_{RD} &= 0.785 D^2 L = 0.785 D^2 (L/D) D \\ &= 0.785 D^2 L \end{aligned}$$

El área disponible para almacenar el líquido:

$$A_L = A_T - 2 A_v = 28.26 - 2 (3.1) = 22.05$$

$$V_{RD} = A_L (L/D) D$$

$$V_{RD} = 22.05 (3) (6) = 370 \text{ ft}^3$$

Ya que el volumen disponible para almacenar el líquido es mayor que el volumen disponible, el diámetro supuesto es correcto.

8.) Cálculo de la longitud del tanque con L/D igual a 3

$$L = 3(D) = 3 (6) = 18 \text{ ft}$$

5.6.4 Tanque de Reflujo de la torre Regeneradora. Se encuentra a la salida de la corriente de gases ácidos y se utiliza para separar los gases ácidos del agua.

1.) Condiciones de operación

$$v = 2530 \text{ lb/hr}$$

$$v = 0.1585 \text{ lb/ft}^3$$

$$l = 3716 \text{ lb/hr}$$

$$l = 61.6351 \text{ lb/ft}^3$$

2.) Cálculo del flujo volumétrico, usando la ecuación 6.1

$$Q_v = 266.036 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q_l = 1.005 \text{ ft}^3/\text{min}$$

3.) Cálculo de la velocidad permitida del vapor con la ecuación 6.2

$$V = 6.9 \text{ ft/seg}$$

3.1- Cálculo del diámetro del recipiente, con la ecuación 6.3

$$D = 1 \text{ ft}$$

Se aproxima a 2 ft

4.) Cálculo de la longitud del tanque

$$A = 3.14 \text{ ft}$$

Consideramos $L/D = 3$

$$L = 3 (A)$$

$$L = 3 (2) = 6 \text{ ft}$$

5.) Volumen del líquido, consideramos un tiempo de residencia de 10 minutos:

$$V_L = 1.0 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} (10 \text{ min}) = 10 \text{ ft}^3$$

y la altura del líquido:

$$V_L = A_T h$$

por lo tanto:

$$h = \frac{v_L}{A_T}$$

$$h = 3.1 \text{ ft}$$

5.6.5 Bomba de DEA pobre

Cálculo de la potencia de la bomba (BHP) con la siguiente relación:

$$\text{BHP} = \frac{\text{GPM (Presión diferencial)}}{1713(\text{eficiencia})} \quad \dots (6.11)$$

1.) Condiciones de operación

Flujo: 70 956 lb/hr (DEA al 30%)

Presión succión: 19 psi

Presión descarga: 1 186 psi

Temperatura : 210 °F

Densidad: 61.872 lb/ft³

$$Q(\text{ft}^3/\text{hr}) = \frac{W(\text{lb/hr})}{\rho(\text{lb/ft}^3)}$$
$$Q = \frac{70\,956 \text{ lb/hr}}{61.872 \text{ lb/ft}^3} = 1146.66 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$Q = 143 \text{ GPM}$$

2.) Obtención de la cabeza total (psi)

P = Diferencia de presión del tanque de DEA al Absorbedor

$$P = 1\,186 - 19 = 1\,167$$

$$P \text{ línea} = 10 = 10$$

$$P \text{ valv} = 5 = 5$$

$$P \text{ enfr} = 15 = 15$$

$$\text{Cab. líq} = 54.5 = 54.5$$

$$\text{Total} = 1\,222.5 \text{ lb/plg}^2$$

$$\text{BHP} = \frac{143 \times 1222.5}{1713 \times 0.75} = 136.07$$

3.) Capacidad. Se asume un 10% de la capacidad estrangulada en la succión

$$143 \times 1.10 = 157.3 \text{ GPM}$$

5.6.6 Bomba de reflujo al Regenerador.

Cálculo de la potencia de la bomba utilizando la ecuación 6.11

1.) Condiciones de operación

Flujo: 3 793 lb/hr (Condensado)

Presión succión: 10 psi

Presión descarga: 15 psi

Temperatura: 135°F

Densidad: 61.463 lb/ft³

$$Q = \frac{3\,793 \text{ lb/hr}}{61.463 \text{ lb/ft}^3} = 61.515 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$Q = 7.692 \text{ GPM}$$

2.) Obtención de la cabeza total (psi)

$$P = 15 - 10 = 5$$

$$\text{cab. líq.} = 57 \text{ ft} = 25$$

$$P \text{ línea} = 10 = 10$$

$$P \text{ valv.} = 5 \quad 5$$

$$45 \text{ lb/plg}^2$$

$$\text{BHP} = \frac{7.692 \times 45}{1713 \times 0.75} = 0.27$$

3.) Capacidad. Se utiliza el mismo criterio que para bomba de DEA pobre.

$$7.7 \times 1.07 = 8.47 \text{ GPM}$$

5.6.7 Torre Absorbadora de gas amargo. El método utilizado para el diseño de la torre es con platos tipo válvula Glitsch.

A) Parámetros utilizados

Flujo de vapor: CFS (ft^3/seg)

Flujo de líquido: FL (GPM)

Densidad del vapor: DV (lb/ft^3)

Densidad del líquido: DL (lb/ft^3)

Espaciamiento: TS

Número de pasos: NP

Factor de inundación: FF

Factor del sistema: FS

b) Condiciones de Operación

CFS = $0.9711 \text{ ft}^3/\text{seg}$

FL = 143.7 GPM

DV = $7.1943 \text{ lb}/\text{ft}^3$

DL = $63.618 \text{ lb}/\text{ft}^3$

TS = 18

NP = 1

FF = 0.82

FS = 0.73

C) Velocidad de diseño para establecer área de bajantes (VD)

$$\begin{aligned} \text{VD} &= 7.5 (\text{TS})^{0.5} (\text{DL} - \text{DV})^{0.5} \text{ FS} \\ &= 174.59 \end{aligned}$$

d) Factor de capacidad del vapor (CAF)

$$\text{CAF} = \text{CAF}_0 (\text{FS})$$

$$\text{CAF}_0 = 0.21 \quad (\text{referencia No. 5) Manual Glitsch}$$

$$\text{CAF} = 0.21 (0.73) = 0.1533$$

E) Carga del vapor (VL)

$$VL = CFS (DV / DL - DV)^{0.5}$$

$$VL = 0.3467$$

F) Diámetro de la torre, cálculo aproximado (DT)

$$CFS = VL (A)$$

$$A = D^2/4$$

$$DT = 2 \text{ ft}$$

G) Longitud recorrida por el fluido (FPL)

$$FPL = 9 (DT)/NP$$

$$FPL = 18$$

H) Determinación del área activa mínima (AAM)

$$AAM = \frac{VL + FL \times FPL/1300}{CAF \times FF}$$

$$AAM = 18.58$$

I) Area de Bajante (ADM)

$$ADM = FL/VD_{DSG} (FF)$$

$$ADM = 1.00$$

$$\text{y } ADM = 11\% \text{ AAM;}$$

Si ADM es < 11% AAM, se usa 2ADM

$$AAM = 100 \%$$

$$ADM = x \quad x = 5.4\%$$

por lo tanto: ADM = 2.0

J) Area de la columna (ATM)

$$ATM = AAM + 2ADM$$

$$ATM = 22.58$$

K) Diámetro mínimo de la torre

$$DT = \frac{ATM}{0.785}^{0.5}$$

$$DT = 5 \text{ ft}$$

L) Arca total de la bajante (AD)

$$AD = (AT) ADM/ATM$$

$$AD = 1.74$$

M) Longitud de la trayectoria del fluido en la bajante (FPL)

$$FPL = \frac{12DT - 2H}{NP}$$

II se obtiene con tablas de funciones segmentales:

$$\frac{AD}{AT} = 0.0855 \quad \frac{H}{D} = 0.1440$$

Por lo tanto

$$H = 8.64 \text{ "}$$

FPL = 42.72 se ajusta a 42,

Por lo tanto

H = 9.0 y AD ajustada

$$AD = 1.847\pi^2$$

N) Area activa (AA)

$$AA = AT - 2AD$$

$$AA = 15.93\pi^2$$

O) Porcentaje de inundación (F)

$$\frac{\% F}{100} = \frac{V_L + F_L (FPL/1300)}{AA (CAF)}$$

$$\frac{\% F}{100} = 0.30$$

5.6.7 Cálculo de la altura de la torre Absorbadora

A) Parámetros involucrados

D = Diámetro de la torre

N = Altura del último plato a la boquilla

L = Altura del nivel máximo en la boquilla

D = Diámetro de boquilla de retorno del Rechividor

Q = Flujo volumétrico (ft/min)

T = Espaciamiento entre platos = 18 in

$$N = T + \frac{D}{2} + 6'' \quad \dots(6.13)$$

$$l = 24'' + \frac{D}{2} \quad \dots(6.14)$$

B) Se propone un tiempo de residencia (T_R)

$$T_R = 2 \text{ min.}$$

C) Cálculo del volumen de líquido almacenado en el tiempo de residencia

$$V_R = \frac{Q}{T_R}$$
$$V_R = 9.59 \text{ ft}^3$$

D) Se calcula el área de la torre (A_T)

$$A_T = 0.785 D^2$$

$$A_T = 19.63 \text{ ft}^2$$

E) Cálculo de la altura del líquido (H_R)

$$H_R = \frac{V_R}{A_T}$$

$$H_R = 150 \text{ mm}$$

F) Cálculo de los Niveles

Nivel mínimo = 152 mm (Prácticas de instalación)

Nivel Máximo = $H_R + N \text{ min} = 304 \text{ mm}$

Nivel normal = $N \text{ min} + 0.6 H_R = 243 \text{ mm}$

G) Cálculo de alarmas (colocación)

$$AAN = N_{min} + 0.8H_R = 274 \text{ mm}$$

$$ABN = N_{min} + 0.25H_R = 190 \text{ mm}$$

H) Cálculo de la boquilla de alimentación de gas

1. Se consideran los siguiente criterios: $Vel < 70 \text{ ft/seg}$ y $\Delta P_{ps} < 1 \text{ psi}$

2. Parámetros involucrados

$$Q_v = 0.9711 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\rho_v = 6.747 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.0147 \text{ cp}$$

3. Se supone un diámetro de 4 in

$$A = 0.06447 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = 15.06$$

se evalua el Reynolds

$$Re = 3 \ 150 \ 000$$

$$f = 0.0165$$

se efectua el cálculo de la caída de presión con la ecuación 6.10

$$\Delta P_{ps} = 1.08$$

Lo que indica que el diámetro supuesto es correcto.

I) Cálculo de la boquilla de alimentación de DEA

1. Se consideran los siguientes criterios: $vel < 6 \text{ ft/seg}$ y $\Delta P_{ps} < 1 \text{ psi}$

2. Parámetros involucrados

$$Q_1 = 18.6 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\rho_1 = 63.556 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1.3 \text{ cp}$$

3. Se supone un diámetro de 4 in

$$A = 0.06447 \text{ ft}^2$$

$$v = 4.8 \text{ ft/seg}$$

$$Re = 100 \ 000$$

$$f = 0.019$$

$$\Delta P_{ps} = 1.1$$

Por lo tanto el diámetro supuesto es correcto

J) Cálculo de la altura de la parte inferior de la torre

$$H \text{ inf.} = N_{\text{max.}} + L + N$$

1. Se evalúan l y N con las ecuaciones 6.13 y 6.14 respectivamente

$$L = 26''$$

$$N = 26''$$

$$H \text{ inf.} = 12'' + 26'' + 26'' = 64'' \quad (1626 \text{ mm})$$

K) Altura de la parte superior de la torre

$$H \text{ sup.} = A + B$$

$$A = \text{distancia de boquilla de alim. al domo} = 0.2 \text{ DT} + 3' + \text{DA}$$

$$B = \text{distancia de boquilla de alim. al plato superior} = \text{DA} + 6''$$

donde: DA = Diámetro de la boquilla de alimentación superior

DT = Diámetro de la torre

$$A = 1320 \text{ mm}$$

$$B = 254 \text{ mm}$$

$$H \text{ sup.} = 1575 \text{ mm}$$

L) Cálculo de la altura de la parte intermedia de la torre

$$H \text{ int.} = \text{No. Platos (TS)}$$

$$H \text{ int.} = 8687 \text{ mm}$$

M) Altura total de la torre

$$H_T = H \text{ inf.} + H \text{ sup.} + H \text{ int.}$$

$$H_T = 11796 \text{ mm}$$

N) Cálculo de la boquilla de salida de gas Dulce

1. Se consideran los siguientes criterios: vel 100 ft/seg y p de 0.1 a 0.5 psi

2. Parámetros involucrados

$$Q_v = 1.1513 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\rho_v = 6.0771 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_v = 0.0145$$

3. Se supone un diámetro de 6 in

$$A = 0.1469 \text{ ft}^2$$

$$v = 7.84 \text{ ft/seg}$$

$$Re = 2100000$$

$$f = 0.015$$

Se calcula la ΔP con la ecuación 6.10

$$\Delta P = 0.1398$$

El diámetro supuesto es correcto

0) Cálculo de la boquilla de salida de DEA rica.

1. Se consideran los siguientes criterios: $vel < 20$ ft/seg y $\Delta P_{vc} < 4$ psi

2. Parámetros involucrados

$$Q_1 = 0.323 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\rho_1 = 63.057 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\mu_1 = 1.2 \text{ cp}$$

3. Se supone un diámetro de 4 in

$$A = 0.6447$$

$$v = 5.01 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$Re = 1\,120\,000$$

$$f = 0.0185$$

Se calcula la P con la ecuación 6.10

$$\Delta P_{vc} = 1.104$$

El diámetro supuesto es correcto

5.6.8 Torre Regeneradora de DEA rica. El método utilizado para el dimensionamiento de la torre es con Platos tipo Válvula Glitsch.

A) Se utiliza el mismo procedimiento que para la torre Absorbedora.

B) Condiciones de Operación

$$\text{CFS} = 30.32 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{FL} = 143.5 \text{ GPM}$$

$$\text{DV} = 6.747 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{DL} = 63.743 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{TS} = 18''$$

$$\text{NP} = 1$$

$$\text{FF} = 0.82$$

$$\text{FS} = 0.85$$

C) $\text{VD} = 204.19$

D) $\text{CAF} = 0.20$

$$\text{CAF} = 0.17$$

E) $\text{VL} = 0.1737$

F) $\text{DT} = 2 \text{ ft}$

G) $\text{FPL} = 18''$

H) $\text{AAM} = 15.49$

I) $\text{ADM} = 1.714$

J) $\text{ATM} = 18.93$

K) $\text{DT} = 5 \text{ ft}$

L) $\text{AD} = 1.77$

M) $\text{H} = 9.0$

$$\text{FPL} = 42$$

N) $\text{AA} = 15.93$

O) $\frac{\% \text{ F}}{100} = 0.206$

5.6.8. Cálculo de la altura de la torre Regeneradora.

A) Se utiliza el mismo procedimiento de la torre Absorbedora

B) Tiempo de residencia propuesto

$$T_R = 2. \text{min}$$

C) $V_R = 9.59 \text{ ft}^3$

D) $A_T = 19.6 \text{ ft}^2$

E) $H_R = 150 \text{ mm}$

F) Nivel min. = 152 mm

Nivel max. = 302 mm

Nivel nor. = 242 mm

G) AAN = 272 mm

ABN = 189.5 mm

H) Boquilla de salida del líquido, 4" de diámetro

I) Boquilla de alimentación de DEA rica, 4" de diámetro.

J) N = 26"

L = 26"

H inf. = 1626 mm

K) A = 1321 mm

B = 254 mm

H sup. = 1 575 mm

L) H int. = 9 144 mm

M) $H_T = 12 345 \text{ mm}$

N) Boquilla de salida de gas, 8" de diámetro

5.7 HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS

PLANTA 1 ENDULZADORA DE GAS AMARGO

LOCALIZACIÓN: SONDA DE CAMPECHE

Nº DE UNIDADES: UNA

CLAVE: 10-01

RECIPIENTE

(Hoja de Datos)

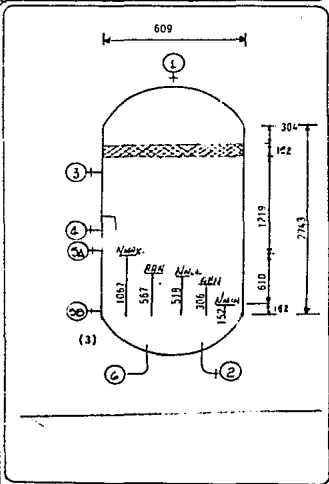
SERVICIO		SEPARADOR DE GAS DULCE / DEA		POSICIÓN: VERTICAL		HORIZONTAL	
1	TIPO DE FLUIDO:	LÍQUIDO	DEA AL 30%	FLUJO:	(2)	ρ _{líq} : DENSIDAD	1.018 g/cm ³
2		VAPOR O GAS	GAS NATURAL	FLUJO:	0.0275	ρ _v : DENSIDAD	0.115 g/cm ³
3	TEMPERATURA OPERACIÓN	56 °C.	MÁXIMA	60 °C.	DISEÑO	85 °C.	
4	PRESIÓN OPERACIÓN	83.4 kg/cm ² ABS.	MÁXIMA	85.0 kg/cm ² ABS.	DISEÑO	93 kg/cm ² ABS.	
5	DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.	2743 mm.	DIÁMETRO	609 mm.	CAP. TOTAL	801 l
6	NIVEL NORMAL	518 mm.	MÁXIMO	1067 mm.	MÍNIMO	152 mm.	
7	ALARMA ALTO NIVEL	567 mm.	ALARMA BAJO NIVEL	306 mm.	NIVEL DE PISO	152 mm.	
8	MATERIALES: CASCARÓN A.C., CARBÓN CÁMBIAS A.C.						
9	MALLA SEPARADORA: ESPESOR 152 mm. MATERIAL						
10	TIPO CIRCULAR: DIÁMETRO 610 mm.						
11	TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm., ANCHO mm.						
12	CONDICIÓN PEAR: CASCARÓN mm., CÁMBIAS mm.						
13	AISLAMIENTO: NO.						
14	RECURSIVIDAD INTERNA: NO.						

BOQUILLAS

Nº	Nº PRES. EST.	CANTIDAD	SERVICIO
1	1	100	SALIDA DE GAS A.I.B.
2	1	100	SALIDA DE GAS A ID-02
3	2	508	REGISTRO HOMBRE
4	1	100	ALIMENTACIÓN DE IA-01
5	2	13	INSTRUMENTO NIVEL
6	1	51	DRENE
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			

N O T A S:

- (1) ACOTACIONES Y DIAM. BOQUILLAS EN MM.
- (2) NORMAMENTE SIN FLUJO
- (3) MÍNIMO POR TUBERIAS



TESIS UNAM
 FACULTAD DE QUÍMICA
 SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

PLANTA: ENDUZADORA DE GAS SWARGO
LOCALIZACION: SONDA DE CAPPECHE
Nº DE UNIDADES: UNA CLAVE: 10-02

RECIPIENTE

(Hoja de Datos)

SERVICIO DESORCIÓN DE HIDROCARBUROS		POSICIÓN:	HORIZONTAL			
1	TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	DEA AL 30%	FLUJO: 513,2	ρ _{líq} : DENSIDAD 1,019	g/cm ³	
2		VAPOR O GAS	GAS NATURAL	FLUJO: 5,163	m ³ /seg; DENSIDAD 0,108	g/cm ³
3	TEMPERATURA: OPERACION	68 °C	MÁXIMA 76 °C	DISÑO 100	°C	
4	PRESIÓN: OPERACION	4,57 kg/cm ² máx.	MÁXIMA 5,0 kg/cm ² máx.	DISEÑO 7	kg/cm ² mm	
5	DIMENSIONES: LONGITUD T.E.	3048 mm	DIÁMETRO 1067 mm	CAP. TOTAL 2725	l	
6	NIVEL: NORMAL	609 mm	MÁXIMO 914,4 mm	MÍNIMO 152	mm	
7	ALARMA ALTO NIVEL	762 mm	ALARMA BAJO NIVEL 343 mm	NIVEL DE PARO 152	mm	

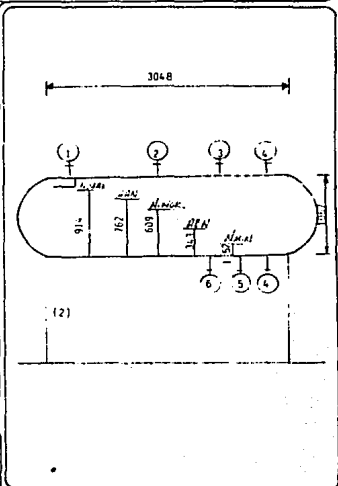
8	MATERIALES: CASCARÓN	A.C.	CAMERAS	A.C.
9	MALLA SEPARADORA: ESPESOR	mm	MATERIAL	
10	TIPO CIRCULAR: DIÁMETRO	mm		
11	TIPO RECTANGULAR: LONGITUD	mm	ANCHO	mm
12	CONDICIÓN PERM: CASCARÓN	mm	CAMERAS	mm
13	AISLAMIENTO: NO.			
14	RECURRIMIENTO INTERNO: NO.			

BOQUILLAS

Nº	INSTR.	OTS. NORMAL	SERVICIO
15	1	100	ALIMENTACION DE TO-DI
16	2	457	REGISTRO NUBRE
17	3	1	SAIDA GAS AT-100
18	4	2	INSTRUMENTO NIVEL
19	5	100	SAIDA GAS AT-100
20	6	38	DEFENS
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			

N O T A S:

(2) MÍNIMO POR TUBERÍAS



TESIS UNAM
 FACULTAD DE QUÍMICA
 SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

PLANTA : EMULSADORA DE GAS AMARGO

LOCALIZACION : ZONDA DE CARPECHE

Nº DE UNIDADES : UNA

CLAVE : VB-01

RECIPIENTE

(Hoja de Datos)

SERVICIO	ALMACENAMIENTO DE A		POSICION:	HORIZONTAL
TIPO DE FLUIDO:	LÍQUIDO	SOLUCION DE A 30%	FLUJO: 566	$\rho_{líq}$: DENSIDAD 0.986 g/cm ³
			FLUJO: ρ_{g} :	DENSIDAD g/cm ³
TEMPERATURA:	OPERACION 98	°C:	MAXIMA 108	°C: DISEÑO 133
PRESION:	OPERACION 0.14	kg/cm ² abs:	MAXIMA 0.15	kg/cm ² abs: DISEÑO 2.15
DIMENSIONES:	LONGITUD T.C.	5485	mm:	DIAMETRO 1829
			mm:	CAP. TOTAL 14406
NIVEL:	NORMAL	1064	mm:	MAXIMO 1524
			mm:	MINIMO 304.8
ALARMA ALTO NIVEL:		1780	mm:	ALARMA BAJO NIVEL 610
			mm:	NIVEL DE PISO 304.8
MATERIALES:	CASCARON A.C.	CAMBIAS	A.C.	

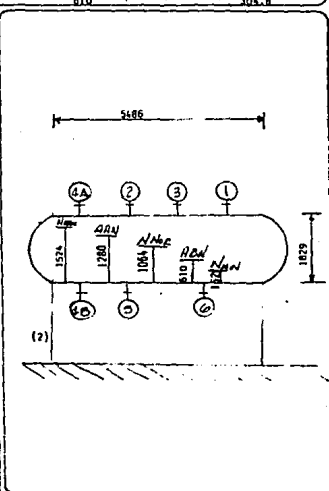
MALLA SEPARADORA: ESPESOR	mm:	MATERIAL	
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO	mm		
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD	mm:	ANCHO	mm
CONDICION PEAR: CASCARON	mm:	CAMBIAS	mm
ISOLAMIENTO: RD:			
RECUBRIMIENTO INTERNO: RD:			

BOQUILLAS

Nº	Nº RES.	DTG.	CORRAL	SERVICIO
1	1	102		ENTRADA DE ED-03
2	1			SALIDA GAS ACIDO
3	1	457		REGISTRO HOMBRE
4	2	25		INSTRUMENTO NIVEL
5	1	102		SALIDA A IA-01
6	1	38		ORIFE

N O T A S :

- (1) ACOTACIONES Y DIAM. BOQUILLAS EN MM.
 (2) RIBINO POR TUBERIAS



TESIS UNAM
 FACULTAD DE QUIMICA
 SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

PLANTA: ENDULZADORA DE GAS AMARGO

LOCALIZACION: SONDA DE CAMPECHE

Nº DE UNIDADES: UNA

CLAVE: 10-03

RECIPIENTE

(Hoja de Datos)

SERVICIO ACUMULADOR DE REFLUJO DEL REGENERADOR		POSICION: VERTICAL	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	AGUA	FLUJO: 28.45	Esp: DENSIDAD 0.987 t/m^3
VAPOR O GAS	GAS ACIDO (2)	FLUJO: 0.125	m^3/seg ; DENSIDAD 0.0025 t/m^3
TEMPERATURA OPERACION	52 °C	MASIMA 52 °C	DISEÑO 68 °C
PRESION: OPERACION	0.7 $\text{kg/cm}^2 \text{ abs.}$	MASIMA 0.8 $\text{kg/cm}^2 \text{ abs.}$	DISEÑO 2.4 $\text{kg/cm}^2 \text{ abs.}$
DIMENSIONES: LONGITUD T.C.	1829 mm	DIAMETRO 610 mm	CAP. TOTAL 890 l
NIVEL: NORMAL	157.0 mm	MASIMO 914.5 mm	MINIMO 152 mm
ALARMA ALTO NIVEL	610.0 mm	ALARMA BAJO NIVEL	192 mm
MATERIALES: CASQUERO AC, CARBON CARBON AC, CARBON			
MALLA SEPARADORA: ESPESOR 152 mm, MATERIAL AC, INOX.			
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO mm			
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm, ANCHO mm			
CORROSION PERM: CASQUERO mm, CARBON mm			
AISLAMIENTO: NO.			
RECURRIMIENTOS INTERNO: NO.			

BOQUILLAS

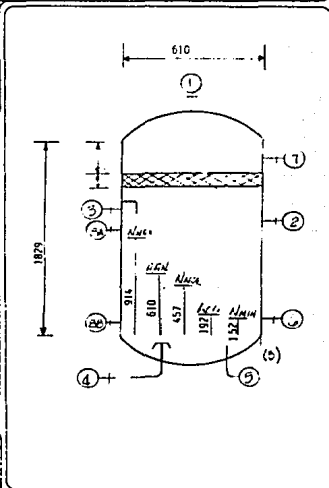
Nº	NO. RES.	STC.	MM. MAL.	D E N O M I N A C I O N
1	1	102		SALIDA DE GAS L.B.
2	1	508		REGISTRO DE HOMBRE
3	1	203		ENTRADA DE REZCLA DE TR-01
4	1	51		SALIDA DE LIQUIDO A BR-02
5	1	25		ORIF.
6	1	51		CONEXION DE SERVICIO
7	1	13		CONTROL DE PRESION
8	2	51		INSTRUMENTO DE NIVEL
9				
10				
11				
12				

N O T A S:

(1) ACOTACIONES Y DIAM. DE BOQUILLAS EN MM.

(2) AGUA (0.60% VOL), H₂S (0.07% VOL) Y CO₂ (.322% VOL).

(3) NIVINO POR TUBERIAS



TESIS UNAM

FACULTAD DE QUIMICA

SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

TORRES

(HOJA DE DATOS)

1	TIPO	PLATOS	SERVICIO	ABSORBEDORA GAS ACIDO
2	DIAMETRO	5.24	M	
3	ALTEZA TOTAL	11.796	M	ALGODON EN. POR TUBERIAS
4	TEMPERATURA OPERACION SUP	54	°C.	IND.
5	PRESION OPERACION	8.5	kg. kg/cm ²	
6	DIENSO TEMP. SUP	82	°C.	IND. H ² O
7	MATERIALES CASERONA	C.	AL. INT.	ESPESOR
8	CONDICION PERMISIBLE CASADOR			
9	RELEVADO DE ESFUERZOS	SI	NO	
10	ACABAMIENTO	SI	NO	
11	MATERIAL PLATOS	AC. INOX.	EMPASAJE	VALVULAS AC. INOX.

P.L.A.T.O.S			
Nº.	TIPO	Nº. DE PASOS	ESPACIAMIENTO
1 - 20	VALVULA	UNO	457 mm

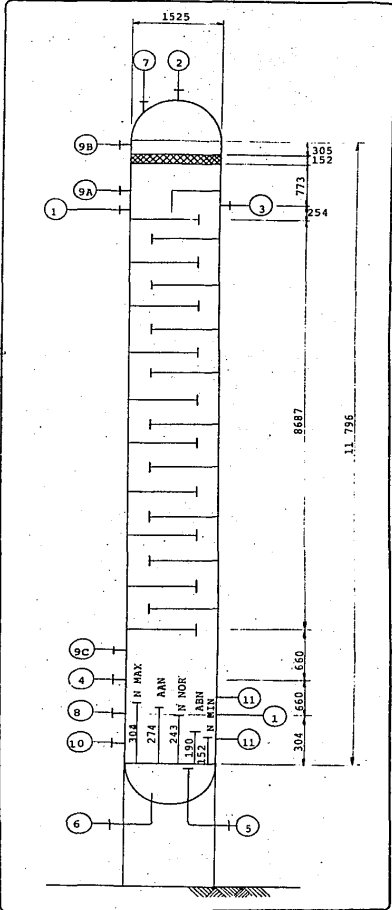
EMPASAJE		
TIPO	Nº. DE CAMAS	
ALTEZA DE CADA CAMA		PESO POR CAMA

BOQUILLAS			
Nº.	Nº. DE BOQUILLAS	DIAM. NOMINAL	SERVICIO
17	1	508	REGISTRO HOMBRE
18	2	102	SALIDA DE GAS DULCE A TD-01
19	3	102	ALIMENTACION DE DEA PORRE
20	4	102	ALIMENTACION DE GAS AMARGO
21	5	102	SALIDA DE DEA RICA A TD-02
22	6	51	DRENE
23	7	38	VALVULA DE SEGURIDAD
24	8	51	CONEXION DE SERVICIO
25	9	13	INDICADOR DE PRESION DIFERENCIA
26	10	25	INDICADOR DE TEMPERATURA
27	11	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			

NOTAS:

1.- ACOTACIONES Y DIAMETROS DE BOQUILLAS EN mm

2.- MINIMO POR TUBERIAS



TESIS UNRN
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO	
LOCALIZACION SONDA DE CAMPECHE	
No. UNIDADES DOS	CLAVE: BR-02

BOMBAS CENTRIFUGAS
(HOJA DE DATOS)

CONDICIONES DE SERVICIO	
SERVICIO:	REFLUJO DE LA TORRE REGENERADORA
FLUIDO:	AGUA ACIDA ; TEMPERATURA OP. 52 °C
PRESION SUCCION:	0.703 Kg/cm ² man; PRESION DESCARGA 1.055 Kg/cm ² man.
DIFERENCIA DE PRESION	0.352 Kg/cm ² man.
DENS. REL. a Top.	1.0 ; VISCOSIDAD a T y P 0.55 cP
PRESION VAPOR A Top	0.119 Kg/cm ² ; CABEZA DE LA BOMBA 17.3 m
CORROSION/EROSION:	CAUSADA POR PRESENCIA DE H ₂ S
POTENCIA:	0.27 BHP
DATOS DE DISEÑO	
MATERIAL DE CARCAZA:	ACERO INOXIDABLE ; FLECHA ACERO INOXIDABLE
MATERIAL DE INTERNOS:	Ac. Inox.
ACCIONADOR:	MOTOR ELECTRICO
VOLTO/FASES/CICLOS:	440/30/60

NOTAS:
1.- Se requieren dos unidades, una para uso regular y la otra de reserva.

TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO	
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE
No. UNIDADES	DOS
CLAVE:	BR-01

BOMBAS CENTRIFUGAS
(HOJA DE DATOS)

CONDICIONES DE SERVICIO	
SERVICIO:	RECIRCULACION DE DEA POBRE
FLUIDO:	SOLUCION ACUOSA DE DEA AL 30% ; TEMPERATURA OP. 99.0 °C
PRESION SUCCION:	1.33 Kg/cm ² man; PRESION DESCARGA 33.4 Kg/cm ² man.
DIFERENCIA DE PRESION	82.07 Kg/cm ² man.
DENS. REL. a Top.	1.03 ; VISCOSIDAD a T y P 0.60 cp
PRESION VAPOR A Top	4.38E.06 Kg/cm ² ; CABEZA DE LA BOMBA 17.22 m
CORROSION/EROSION:	CAUSADA POR DEA
POTENCIA:	136.07 BHP
DATOS DE DISEÑO	
MATERIAL DE CARCAZA:	ACERO INOXIDABLE ; FLECHA ACERO INOXIDABLE
MATERIAL DE INTERNOS:	Ac. Inox.
ACCIONADOR:	MOTOR ELECTRICO
VOLTO/FASES/CICLOS:	440/3/60

NOTAS:
1.- Se requiere una unidad en uso y la otra de reserva.

<p>TESIS UNAM FACULTAD DE QUIMICA SANDRA ESQUIVEL LOPEZ</p>

PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO

LOCALIZACION SONDA DE CAMPECHE

No. UNIDADES 005

CLAVE: FC-01

FILTRO HOJA DE DATOS

CONDICIONES DE SERVICIO

SERVICIO FILTRO DE DEA POBRE

FLUIDO SOLUCION ACUOSA DE DEA AL 30% EN PESO

FLUJO: NORMAL 14.3 GPM; DISEÑO 16.0 GPM

TEMPERATURA: OPERACION 99 °C; DISEÑO 108 °C

PRESION: OPERACION 1.33 KG/CM²; DISEÑO 8.33 KG/CM²

DENSIDAD 0.99 KG / M³ VISCOSIDAD 0.6 CP

P PERMISIBLE 0.7 KG/CM²

COMPOSICION DE SOLIDOS: PARTICULAS SULFURO DE FIERRO

CORROSION LAUSADA POR H₂S (0.0136% mol) Y CO₂ (0.672% mol)

DATOS DE DISEÑO

MATERIAL DEL CUERPO: Ac. CARBON TAPAS: AC. CARBON FONDO: AC. CARBON

CORROSION PERMISIBLE: 1/4"

TIPO DE ELEMENTOS FILTRANTES: CAMA DE CARBON ACTIVADO

NOTAS: Se requiere una unidad en uso y la otra en reserva.

TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

PLANTA ENDULZADORA DE GAS AMARGO

LOCALIZACION Sonda DE CAMPECHE

No. UNIDADES: UNA

CLAVE: FC-02

FILTRO HOJA DE DATOS

CONDICIONES DE SERVICIO

SERVICIO FILTRO DE DEA RICA

FLUIDO SOLUCION ACUOSA DEA AL 30% EN PESO CON H₂S Y CO₂

FLUJO: NOMRAL 143.5 GPM; DISEÑO 150 GPM

TEMPERATURA: OPERACION 68 °C; DISEÑO 74 °C

PRESION: OPERACION 4.6 KG/CM²; DISEÑO 12 KG/CM²

DENSIDAD 0.99 KG./M³ VISCOSIDAD 3.2 CP

P PERMISIBLE 0.7 KG/CM⁻²

COMPOSICION DE SOLIDOS: _____

CORROSION CAUSADA POR H₂S (0.4453% mol) y CO₂ (2.1814% mol)

DATOS DE DISEÑO

MATERIAL DEL CUERPO: AC. CARBON TAPAS: AC. CARBON FONDO: AC. CARBON

CORROSION PERMISIBLE: 1/4"

TIPO DE ELEMENTOS FILTRANTES: CARTUCHOS

NOTAS:

TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
SANDRA ESQUIVEL LOPEZ

5.8 FILOSOFIAS DE OPERACION

5.8 Filosofías de Operación.

En este documento se contemplan los factores que controlan el tratamiento con DEA y se analiza:

- 1.) Variables de operación y control del proceso.
- 2.) Operaciones anormales.
- 3.) Procedimientos de operación especial

1.- Variables de operación y control del proceso.

1.a) Presión.

El control de presión del Absorbador de gases ácidos se efectúa en la línea de gas dulce a límites de batería. La presión de operación está basada en la presión de entrega del gas dulce.

El control de presión de la torre Regeneradora se efectúa mediante el controlador de presión del Acumulador de reflujo. Dicha presión fue fijada tomando como base la presión de los gases ácidos en límites de batería y que también determina la temperatura de la regeneración.

1.b) Temperatura.

La temperatura de entrada de la DEA pobre al Absorbador será mayor (10°F) que la temperatura del gas amargo, para evitar condensación de hidrocarburos.

La temperatura de regeneración será de 95°C como límite ya que a mayor temperatura se incrementa la degradación de la amina y la corrosión en el Rehidrador de la Regeneradora y en el intercambiador DEA rica/DEA pobre.

1.c) Concentración.

La concentración de la solución acuosa de DEA es de suma importancia y se regula mediante el control del flujo de agua de reposición.

La concentración de amina en la solución debe ser del rango de 25 a 35% en peso.

La concentración residual de gases ácidos en la DEA pobre será de 0.1 mol de gas ácido/mol DEA, lo anterior para evitar problemas de corrosión.

La concentración de gases ácidos en la solución de DEA rica no deberá ser mayor de 0.4 mol gas ácido/mol DEA para evitar problemas de corrosión en el sistema.

2.- Operaciones Anormales.

Si se incrementará el flujo de gas amargo y/o el contenido de gases ácidos en operación, sería necesario incrementar el flujo y/o la concentración de DEA; para obtener el gas dulce dentro de especificaciones.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
TA-01	Torre Absorbadora de Gas Acido	1524mm D.I. X 11796mm TT
TR-01	Torre Regeneradora de DEA	1524mm D.I. X 12345mm TT
TB-01	Tanque de Balance de DEA	1829mm D.I. X 5487 mm TT
TD-01	Tanque Separador de Gas Dulce/DEA	610mm D.I. X 2743 mm TT
TD-02	Tanque de Desorción de Hidrocarburos	1067mm D.I. X 3048 mm TT
TD-03	Tanque de Condensados	610mm D.I. X 7829 mm TT
FC-01	Filtro de DEA pobre	29GPM
FC-02	Filtro de DEA rica	158 GPM
ED-01	Enfriador de DEA pobre	1221 MKcal/m
ED-02	Enfriador de Gases Acidos	988 MKcal/m
ED-03	Intercambiador DEA rica/DEA pobre	775 MKcal/m
ED-04	Rehervidor	2258 MKcal/m
BR-01	Bomba de Recirculación de DEA pobre	157 GPM, 82.06 Kg/cm ²
BR-02	Bomba de Reflujo del Regenerador	8.5 GPM, 0.35 Kg/cm ²

6. CONCLUSIONES

De acuerdo a la importancia del gas natural como fuente de energía y combustible, se analizaron los diferentes procesos existentes para la eliminación de compuestos indeseables en el gas (H_2S y CO_2) y obtener gas con características adecuadas para su uso industrial.

Para la selección del proceso de endulzamiento más conveniente se efectuó un estudio y descripción de los procesos de endulzamiento existentes, en forma comparativa tomando como base las especificaciones de gas dulce y amargo, condiciones de operación; se fueron eliminando alternativas hasta comprobar que el proceso más conveniente es GIREBOTOL.

En el presente trabajo se desarrollo la Ingeniería Básica de Proceso preliminar de un proceso de Endulzamiento de Gas usando un absorbente (amina); la cual incluye los siguientes documentos: Bases de Diseño, Balance de Material y Energía, Descripción del Proceso, Lista de equipo; Criterios de Diseño, Filosofías básica de operación, dimensionamiento de equipo, hojas de datos y diagrama de flujo de proceso.

Se muestran asimismo, criterios para efectuar los cálculos para obtener el Balance de Materia y Energía y dimensionamiento de equipo; los resultados se presentan en el cuadro de balances y hojas de datos respectivamente.

La metodología empleada nos familiariza con el desarrollo de cualquier paquete de ingeniería Básica fundamental de Proceso y no necesariamente el de Endulzamiento de Gas, ya que presentan criterios y lineamientos generales.

Con lo anterior se logra obtener la Ingeniería Básica de proceso de una Planta de Endulzamiento para instalarse en plataforma marina en la Sonda de Campeche para cubrir la creciente necesidad de obtención de gas dulce para uso industrial.

La Ingeniería presentada es la base fundamental; podrá ser complementada con documentos como: Diagrama de Tuberías e Instrumentación, Arreglo de equipo y Especificaciones de instrumentos. Así como la Ingeniería de Detalle, cuando se requiera implementar este proceso.

7. BIBLIOGRAFIA

- 1.- Nonhebel G.
Gas Purification Processes
G. Newnws Ltd, London
- 2.- Maddox R.
Gas Conditioning & Processing
Campbell petroleum Series, 2a. Ed.
- 3.- Gas Engineering Handbook
Industrial Press, 1960
- 4.- Kohl A. & Riesenfield F.
Gas purification
Mc. Graw Hill, 1960
- 5.- Ballast tray Design Manual
Glitsch, Bulletin No. 4900-4a, ed.
- 6.- Gas Treating Chemicals Technology
Union Carbide, 1975 Edition
- 7.- Chen K. Gilbert
Seleccion de internos en Columnas
Chemical Engineering, Marzo 5 de 1984
- 8.- Proceedings 61 St Annual Convention
Gas Processor Association
- 9.- Kohl A. & Riesenfield F.
Today's Processes for Gas Purification
Chemical Engineering, junio 15 de 1959
- 10.- Manual para Especificaciones de Recipientes
Instituto mexicano del petróleo, Vol. V

- 11.- Chávez Pérez Ernesto
Análisis de los Procesos de Endulzamiento
de Gas Natural
Tesis UNAM, 1980
- 12.- Crane
Flow of Fluids
Technical Paper No. 410
- 13.- R. J. Blakel
How Acid-gas Treating processes Compare
Oil & Gas Journal, Ene 9 de 1967
- 14.- Butwell F. Kenneth
How to Maintain effective MEA solutions
Hydrocarbon processing, Vol. 45 No. 4, 1966
- 15.- Ballard Don
How to Operate an Amine Plant
Hydrocarbon Processing, Vol. 47 No. 4, 1968
- 16.- Mallowney J.F.
Seven Methods of Removing CO₂
Oil & Gas Journal, feb. 10 de 1958
- 17.- Blakel K.
Hot Potassium Carbonate process
Oil & Gas Journal, Feb. 10 de 1958
- 18.- Maddox R.N.
How to choose a treating Process
Oil & Gas Journal, Agosto 14 de 1967

- 19.- Maddox R.N.
MEA Process to be considered first
Oil & Gas Journal, Agosto 21 de 1967
- 20.- Maddox R.N.
How to design Amine Absorbers
Oil & Gas Journal, Set. 18 de 1967
- 21.- Estrada Rodriguez C.
Eliminación de Gases:Acidos de una corriente
de Gas Natural
Tesis 1974
- 22.- Gas Conditioning Factbook
The Dow Chemical Co.
1962
- 23.- De maria y Campos Y.
Análisis del sistema de Regeneración en Plantas
de Endulzamiento con el proceso Girbotol
Tesis 1978
- 24.- Butwell Kenneth
How gas Composition Affects Treating
Process selection
Hydrocarbon processing, Vol. 45 no. 7,1966