

29
10



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

Facultad de Química



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUÍMICA

**“Anteproyecto para una Planta de Endulzamiento de
una Corriente de Gas e Hidrocarburos Condensables
Provenientes de los Pozos Abkatum, Sonda de
Campeche, Golfo de México, por el
Proceso Girbotol”**

**T E S I S
M A N C O M U N A D A**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A N :

**NESTOR MANUEL BARRERA ZEBADUA
FERNANDO GUILLERMO ZALDO GARCIA**

México, D. F.

1986



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

	Pág.
INTRODUCCION	
CAPITULO I	
OBJETIVO	1
CAPITULO II	
GENERALIDADES	3
CAPITULO III	
BREVE ESTUDIO DE MERCADO PARA GAS DULCE	13
CAPITULO IV	
DESCRIPCION DE LOS PROCESOS	52
CAPITULO V	
ANALISIS PRELIMINAR DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS	66
CAPITULO VI	
SELECCION DEL PROCESO	117
CAPITULO VII	
DISEÑO DEL PROCESO	119
VII.1 BASES DE DISEÑO	119
VII.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	126
VII.3 LISTA DE EQUIPO	152
VII.4 DOCUMENTOS DESCRIPTIVOS	152
VII.4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO	153
VII.4.2 CRITERIOS DE DISEÑO	155
VII.4.3 FILOSOFIAS DE OPERACION	168
VII.4.4 HOJAS DE DATOS DEL EQUIPO DE PROCESO	171
CAPITULO VIII	
ANALISIS ECONOMICO	190
APENDICES	211
BIBLIOGRAFIA	225

I N T R O D U C C I O N

El Gas Natural generalmente contiene compuestos indeseables, siendo los contaminantes más típicos el vapor de agua, el bióxido de carbono y los compuestos de azufre, principalmente el ácido sulfhídrico, los cuales deben extraerse antes de transportar, procesar o vender el gas.

En México, país en vías de desarrollo y adaptación industrial, se acentúa aún más la necesidad de disponer de Gas Natural purificado, para utilizarse tanto como gas combustible, obtención de LPG y gasolinas naturales así como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de la Industria Petroquímica.

Para la utilización de Gas Natural como combustible, es necesario disminuir el contenido de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono a un valor relativamente bajo y económicamente factible, con el fin de evitar problemas de corrosión que pudieran presentarse durante su transportación, así como en los equipos donde se utilice.

Además de estos factores, debe tomarse en cuenta que durante su transporte y distribución, el gas deberá estar dentro de condiciones que permitan un manejo seguro del mismo.

Para el procesamiento del Gas Natural con el fin de obtener gas residual, etano, LPG y gasolinas naturales se hace indispensable eliminar el ácido sulfhídrico, bióxido de carbono y agua como se dijo anteriormente, ya que el proceso al que se someterán posteriormente (Plantas Criogénicas) requiere un gas libre de los contaminantes anteriores. Los líquidos recuperados del proceso criogénico (etano, LPG y gasolinas) se terminan de procesar en plantas fraccionadoras de licuables en la cual tampoco deben existir los contaminantes mencionados.

En el caso especial de las plataformas marinas no se dispone de gas residual para utilizarlo como gas combustible por lo que se hace indispensable acondicionar el gas asociado a la producción de crudo, endulzándolo para proporcionar el servicio mencionado.

Debido a los requerimientos anteriores, el proyecto a desarrollar va encaminado a seleccionar el proceso de endulzamiento más adecuado para la obtención de gas natural rico en licuables para ser empleado como combustible en las plataformas.

CAPITULO I

OBJETIVO

El objetivo de este estudio es seleccionar el proceso técnicamente más atractivo para el endulzamiento de gas natural en plataformas marinas para lo cual se analizan diferentes alternativas entre los procesos comercialmente aceptados en la industria de la refinación de derivados del petróleo.

La mayoría de los procesos que se analizan contienen las innovaciones tecnológicas en el tratamiento de gas natural, desarrolladas en la década de los ochentas.

Se desarrollará el paquete de Ingeniería Básica preliminar de todos y cada uno de los equipos involucrados en el proceso seleccionado. Dicho paquete se integrará con los siguientes documentos: Bases de Diseño, Balance de Materia y Energía, Descripción del Proceso, Criterios de Diseño, Filosofías de Operación, Hojas de Datos del Equipo y Diagrama de Flujo de Proceso.

Para la presentación de éste estudio se utiliza el método de módulos básicos, el cual representa la función característica de un equipo dentro de un proceso y surge como una herramienta que facilita la interpretación y desarrollo de los conceptos fundamentales del proceso, lo cual permite realizar con cierta facilidad la adaptación de procesos con distintas capacidades.

Para realizar los cálculos del Balance de Materia y Energía se empleará el Simulador de Procesos (SIMPROC) del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), el cual está basado en la integración lógica y secuencial de cada uno de los equipos de proceso representados por dichos módulos básicos. Así mismo para el dimensionamiento de las torres de absorción y regenera

ción se hará uso del Método proporcionado por la compañía Nutter (Método de Nutter) fabricante de platos de válvulas. - Para el dimensionamiento de tanques, cambiadores de calor y bombas se emplearán los métodos desarrollados por el Instituto Mexicano del Petróleo.

CAPITULO II

GENERALIDADES

Los procesos para eliminar gases ácidos de una corriente de gas natural son muy numerosos, pero casi todos operan en la misma forma: mediante una absorción física y/o química de dichos gases por medio de productos químicos. El resto basa su operación en la adsorción física de los gases ácidos en sólidos. Así podemos clasificarlos tanto por la forma en que se efectúan la eliminación como por el medio que utilizan como absorbente o adsorbente.

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

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

Los gases de refinería además del H_2S y del CO_2 , pueden contener mercaptanos, CS_2 o sulfuro de carbonilo. Si alguno de éstos contaminantes está presente, la efectividad del agente de endulzamiento disminuye significativamente.

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

Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta un ran

go de partes por millón pero no son económicos cuando la concentración del gas ácido es muy alta. Otros procesos no resultan económicos para tratar grandes volúmenes de gas.

La selectividad de un agente de endulzamiento es una medida del grado en la que un contaminante se elimina en relación a otros. Cuando se considera que hay recuperación de azufre, la selectividad hacia el H_2S es muy importante.

Dentro de los procesos de endulzamiento, en una clasificación general existen 2 clases de procesos de endulzamiento, dependiendo del tipo de agente que se emplee para endulzar el gas amargo:

- a) Procesos con agentes líquidos
- b) Procesos con agentes sólidos

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

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

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

En la otra clasificación, tenemos el primer gran grupo que emplea como absorbente un solvente orgánico; dentro de este grupo merecen una especial atención, y forman en sí un grupo aparte debido a su importancia, los de alkanolaminas (MEA, DEA, TEA, DGA). Otro grupo también importante lo forman los procesos que operan con carbonatos (de sodio y potasio) calientes o sales inorgánicas.

El último grupo de procesos lo forman aquellos que eliminan los gases mediante una adsorción física.

En la tabla 1 se muestran los procesos que existen para el endulzamiento del gas natural.

De todos los procesos mencionados anteriormente, los procesos de alkanolaminas han sido los más empleados para el endulzamiento de corrientes de gases amargos, debido a su reactividad y disponibilidad a un costo bajo.

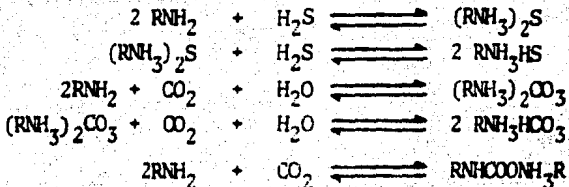
III.1) PROCESOS DE AMINA

Los procesos de amina se aplican cuando las presiones parciales del gas ácido van de la atmosférica a 84.4 Kg/cm² man y/o se desean concentraciones pequeñas de gas ácido en el gas dulce (300 ppm de CO₂ y 50 ppm de H₂S). También se emplean para el tratamiento de líquidos amargos.

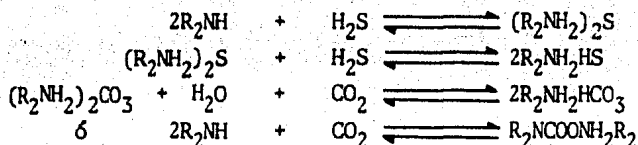
El principio de los procesos de amina se basa en una reacción reversible de una base débil con un ácido débil para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de amina.

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

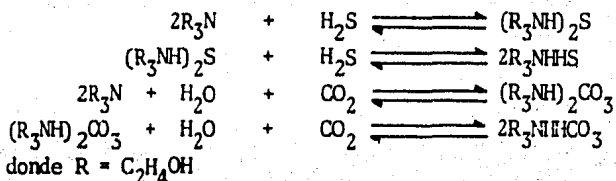
MONOETANOLAMINA (MEA):



DIETANOLAMINA (DEA):



TRITANOLAMINA (TEA):



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

III.2) PROPIEDADES DE LAS AMINAS

MONOETANOLAMINA (MEA)

Líquido coloreado de olor amoniacal. Higroscópico.

$NH_2CH_2CH_2OH$ P.M.=61.08, P. eb.=170.5°C, P. cong.=10.5°C, Flash p. 93.3°C, d.=1.018 a 20°/4°. Presión de vapor 6 mm a 60°C. Dosis letal en ratas LD_{50} =981 mg/kg (oral). Peligro: Su exposición puede causar daños a la salud, o la muerte ya sea por vía oral, intraperitoneal o subcutánea. Peligro de incendio: Cuando se expone al calor o a la flama, puede reaccionar violentamente con Acido Acético, anhídrido Acético, Acido Acrílico, --

Acrilonitrilo, Acido Clorosulfónico, HCl, HF, HNO₃, Oleum y -- H₂SO₄. Para combatir el fuego: Espumas, Espumas de alcohol y otros productos químicos.

De las diferentes aminas, la MEA es la base más fuerte que reacciona más rápidamente con los gases ácidos. Otras ventajas que tiene la MEA incluyen su mayor estabilidad, mínima degradación térmica, facilidad para recuperarse de soluciones contaminadas, mayor capacidad de absorción de gases ácidos por unidad de peso o de volumen, y es químicamente estable con lo que se minimiza la degradación de la solución.

Sus principales desventajas consisten en que reacciona irreversiblemente con sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono con los que forma compuestos no regenerativos que ocasionan pérdida de solución y formación de sólidos que aumentan -- más su presión de vapor. La presión de vapor de la MEA es mayor que aquella de las otras aminas, por lo que se tienen mayores pérdidas por vaporización, sin embargo, éstas se pueden minimizar con un simple lavado con agua de la corriente de gas dulce.

Aunque el proceso con MEA se considera no selectivo y la velocidad de absorción de CO₂ en MEA es menor que la del H₂S, el CO₂ se absorberá casi totalmente cuando la remoción de H₂S se lleve a cabo.

El proceso de MEA fácilmente reduce el H₂S a menos de 0.006 ppm y si se desea, puede reducirse a menos de 0.001 ppm.

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

DIETANOLAMINA (DEA)

Líquido coloreado viscoso, P.M.=105.14, P. fusión=28°C, P. eb.=269°C, (con descomposición), flash p.=152°C, d=1.0919 a 30°/20°, presión de vapor = 5 mm a 138°C. Dosis letal en ratas = LD₅₀=710 mg/kg por vía oral. Peligro de fuego: ligero -

cuando se expone a calor o a flama, puede reaccionar con algunos materiales oxidándolos. Para combatir el fuego: Espuma de alcohol, agua y CO_2 .

El proceso de DEA se aplica comúnmente en el endulzamiento de gas de refinería y líquidos amargos, estas corrientes contienen además de H_2S y CO_2 , cantidades apreciables de sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, contaminantes con los que la DEA no reacciona. Actualmente éste proceso se está empleando también para el endulzamiento de gas natural. Otra ventaja que tiene sobre la MEA consiste en que su presión de vapor es menor, con lo que se tienen menores pérdidas por vaporización de la solución.

El proceso de DEA no es selectivo y remueve tanto el H_2S como el CO_2 . El H_2S puede eliminarse tanto en el gas como en el líquido dulce hasta una concentración de 50 ppm, y el CO_2 hasta 1,000 ppm, sin embargo, para el tratamiento de gas natural y operando a presiones superiores a $15.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ se obtiene el gas dulce con 4 ppm de H_2S .

TRITANOLAMINA (TEA)

Líquido viscoso de color amarillo pálido. P.M. = 149.19, P. fusión = 21.2°C , Punto de eb. = 360°C , Flash p. = 179°C , $d = 1.1258$ a $20^\circ/20^\circ$, Presión de vapor = 10 mm a 205° . Dosis letal en ratas, $\text{LD}_{50} = 8680 \text{ mg/kg}$ por vía oral. Toxicidad: poca por vía oral. Se ha comprobado que causa daños al hígado y a los riñones en animales expuestos crónicamente. Peligro de fuego: Ligeramente cuando se expone a calor o a flama. Es muy peligroso cuando se calienta, pues se descompone emitiendo vapores tóxicos de NO_x , puede reaccionar vigorosamente con algunos materiales oxidándolos. Para combatir el fuego: Espumas de alcohol o CO_2 .

La solución acuosa de Trietanolamina (TEA) fue la primera que se utilizó en los procesos de endulzamiento, pero hoy en día ha sido desplazada por la MEA ó la DEA. Haciendo una comparación de la TEA con respecto a la MEA ó la DEA, se tiene

que la TEA reacciona menos con los gases ácidos, su capacidad para absorber gases ácidos por galón de solución es menor, es menos estable y no reduce el contenido de H_2S a las especificaciones requeridas. Su ventaja principal es el hecho de que es selectiva hacia el H_2S .

METILDIETANOLAMINA (MDEA)

Líquido claro. P.M.=119.16, P.eb.=240°C, Flash p.=127°C, $d=1.043$, presión de vapor=0.01 mm a 20°. Toxicidad: Se desconoce. Datos no suficientes y sin experiencias registradas disponibles que permitan una afirmación. Peligro de fuego: Ligero, cuando se expone a calor o a flama; puede reaccionar causando oxidaciones. Para combatir el fuego: Espumas de Alcohol ó CO_2 .

La solución de MDEA es selectiva hacia el H_2S , tiene baja presión de vapor, es más estable y reactiva que la TEA. Su principal desventaja es que su costo va de 2 a 4 veces el costo de las otras aminas. Hoy en día tanto la TEA como la MDEA tienen muy poca aplicación como agentes de endulzamiento.

DIGLICOLAMINA

La solución de diglicolamina, en muchos aspectos, es similar a la monoetanolamina, con la excepción de que su baja presión permite que se emplee en concentraciones altas (40 a 60%) lo que favorece a una menor circulación de la solución y a un consumo menor de vapor, comparado con la solución de MEA. Entre sus desventajas están: su alto costo, pérdidas por formación de productos no regenerables debidos a reacciones con COS y CS_2 , mayores en comparación con el uso de MEA y corrosión excesiva en el acero al carbón.

SNPA-DEA

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

Este proceso es similar al proceso convencional de DEA, emplea una solución de DEA con concentraciones que van del 25

al 30% en peso, para tratar corrientes de gas natural a altas presiones (arriba de $35.2 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$) y con una concentración en gas ácido (H_2S y CO_2) mayores del 10%. La relación $\text{H}_2\text{S} : \text{CO}_2$ que se encuentra en las plantas que utilizan este proceso varía desde 34 a 0.65.

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

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

TABLA 1
PROCESOS PARA EL ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

PROCESO	EXTRAE		MEDIO	ESTÁDO
	H ₂ S	CO ₂	ABSORBENTE	
Absorción Química con un líquido:				
Monoetanolamina	+	+	MEA	Activo
Dietanolamina	+	+	DEA	Activo
Trietanolamina	+	+	TEA	Comerc. no importa
Metildietanolamina	+		MDEA	Comerc. no importa
Econamina	+	+	DGA	Activo
SMPA/DEA	+	+	DEA	Activo
Sulfinol	+	+	Sulfolane/Di-isopropanolamina	Activo
Soluciones de Sales Alcalinas:				
Catacarb	+	+	K ₂ CO ₃ caliente	Activo
Carbonato de Potasio caliente	+	+	K ₂ CO ₃ caliente	Activo
Giammarco Vetrocoke				
CO ₂		+	K ₂ CO ₃ /As ₂ O ₃	Activo
K ₂ CO ₃ al vacío	+		K ₂ CO ₃	Comerc. no importa
Trifosfato de				
potasio	+		K ₃ PO ₄	Activo
Benfield	+	+	K ₂ CO ₃ /Benfield	Activo
Seabord	+	+	Na ₂ CO ₃	Comerc. no importa
Absorción Química y/o Física:				
Purisol	+	+	n-metil-2pyrrolidona	Activo
Estasolvan	+		tri-n-butil fosfato	Activo

PROCESO	EXTRAE		MEDIO ABSORBENTE	ESTADO
	H ₂ O	CO ₂		
Solvente Fluór	+	+	carbonato de propi- leno	Activo
Selexol	+	+	Dimetil polietil- lenglicol	Activo
Absorción-Oxidación con líquido:				
Giammarco Vetrocoke				
(H ₂ S)	+		K ₂ CO ₃ /Arsenitos	Activo
Ferrox	+		Na ₂ CO ₃ /Fe ₂ O ₃	Activo
Manchester	+		Na ₂ CO ₃ /Fe ₂ O ₃	Activo
Thylox	+		Tioarsenato de amonio o sodio	Activo
Strettford	+		Sol. de quinona	Activo
Takahax	+		Na ₂ CO ₃ /1,4Nafta- quinona/2-sulfo- nato de sodio	
Townsend	+		Trietilenglicol	
Lacy-Keller	+			
Sulfonyl	+			
Lechos sólidos:				
Oxido de fierro	+			Activo
Mallas Moleculares	+	+		Activo

CAPITULO III

BREVE ESTUDIO DE MERCADO PARA GAS DULCE

III.1) PLANEACION Y DESARROLLO

Se logró un gran avance en la integración del proceso de planeación de Petróleos Mexicanos, en todas sus etapas: - diagnóstico, pronóstico, plan, programa, presupuesto y evaluación. Se consolidó la organización de las áreas de planeación de las diferentes subdirecciones, para asegurar que el sistema sea participativo, integral y congruente con los objetivos generales de Pemex y con las metas que establece el Gobierno Federal.

Durante el ciclo de planeación correspondiente a 1984, se actualizó el plan de mediano plazo -cinco años siguientes- y, enmarcado dentro de este plan, se elaboró el Programa de Operación para 1985. Todo esto implicó la realización de diversos estudios, tales como el análisis de entorno, su evolución en el corto y mediano plazos, pronósticos de ventas, diagnósticos particulares de las áreas y centros productivos.

Con base en estos programas de corto y mediano plazos, se elaboró el presupuesto para 1985. El contenido de todos estos documentos es congruente con el Programa Nacional de Energéticos y con los lineamientos dados por el Gobierno Federal para la planeación y programación integral del Sector Público.

III.2) ESTUDIOS ECONOMICOS

Se preparó la información del entorno económico y energético nacional e internacional. Se elaboraron las cifras de predicción a corto y mediano plazos, que se derivan de los modelos económicos.

Se publicaron ediciones periódicas sobre la economía nacional e internacional. También se editaron informes especiales sobre sucesos económicos trascendentes y perfiles internacionales de productos petroquímicos.

Se formuló el balance nacional de energía de 1983, estudios semestrales de evaluación de la demanda de energía en -

el país, se concluyó la encuesta de consumos energéticos a la industria de transformación.

III.3) COMERCIO EXTERIOR

Petróleos Mexicanos registró un saldo favorable en su balanza comercial de 15 669 millones de dólares, superior en - 0.7% al registrado en 1983. El valor de las exportaciones fue de 16 466 millones de dólares y las importaciones ascendieron a 797 millones de dólares. En la Tabla 2 se presentan el volumen y valor de las exportaciones e importaciones para diversos productos petrolíferos durante el período 1983-1984.

El Petróleo crudo constituyó 90.9% del valor total de las ventas exteriores; el gas natural contribuyó 1.4%, los productos petrolíferos, 6.9% y los petroquímicos, 0.8%. En la tabla 3 se presentan los ingresos por ventas exteriores durante el período 1938-1983.

El promedio diario de exportaciones de crudo fue - - 1 524.6 MBD, compuestas por 41% de crudo Istmo y 59% de Maya.

En el año se exportó crudo a 22 países; los 5 principales clientes fueron: Estados Unidos (49.2%), España (11.0%), Japón (10.4%), Reino Unido (6.6%) y Francia (6.0%).

III.4) DISTRIBUCION Y VENTAS INTERIORES

Las ventas de productos petrolíferos y petroquímicos en el interior del país fueron de 969 884 millones de pesos, - que comparadas con las de 1983, presentan un incremento de - - 75.9%. En la tabla 4 se presenta la Estructura de las Ventas Interiores para el año de 1984 y en la Tabla 5 aparecen las -- ventas interiores y el volumen de ventas interiores para 1983 y 1984.

De este importe, correspondieron 773 734 millones de pesos (79.8%) a productos petrolíferos; 171 591 millones (17.7%) a petroquímicos y el resto, 24 559 millones (2.5%) a otros productos. Las Tablas 6, 7 y 8 contienen los ingresos por ventas, el valor de ventas interiores de los principales productos petrolíferos y el volumen de ventas interiores de los principales productos petrolíferos respectivamente, desde 1938 a 1983.

TABLA 2
BALANZA DE COMERCIO EXTERIOR DE PRODUCTOS
PETROLIFEROS Y PETROQUIMICOS BASICOS
(MILLONES DE DOLARES)

CONCEPTO	1983	1984	% VARIACION
EXPORTACIONES			
Gas natural	353.9	231.5	-34.6
Petróleo crudo	14 821.3	14 967.6	1.0
Productos Petrolíferos	866.0	1 138.5	31.5
Productos Petroquímicos	123.9	128.5	3.7
Total:	16 165.1	16 466.1	1.9
IMPORTACIONES			
Gas natural	7.9	7.8	-1.3
Productos Petrolíferos	255.4	347.6	36.1
Productos Petroquímicos	336.6	441.7	31.2
Total:	599.9	797.1	32.9
Saldo:	15 565.2	15 669.0	0.7

TABLA 2
CONT.
VOLUMEN Y VALOR DE LAS EXPORTACIONES
(MILES DE DOLARES)

PRODUCTO	UNIDAD	1983		1984		% VARIACION	
		CANTIDAD	VALOR	CANTIDAD	VALOR	CANTIDAD	VALOR
A. PETROLIFEROS							
Istmo	MBD	677.9	7 309 284.1	620.4	6 585 391.0	-8.5	-9.9
Maya	MBD	859.1	7 511 981.2	904.2	8 382 204.2	5.2	11.6
Subtotal:		1 537.0	14 821 265.3	1 524.6	14 967 595.2	-0.8	1.0
Combustible	BPD	25 923.0	212 393.0	12 062.0	110 707.8	-53.5	-47.9
Diesel	BPD	24 459.8	286 123.7	10 816.7	126 970.9	-55.8	-55.6
Gas licuado	BPD	4 262.0	34 310.6	8 000.4	58 398.6	87.7	70.2
Gas oleo vacfo	BPD	-	-	436.7	4 315.4	-	-
Gasolinas	BPD	21 659.9	244 853.0	36 060.8	373 741.9	66.5	52.6
Queroseno	BPD	611.7	7 974.9	-	-	-	-
Lubricantes	BPD	204.7	4 181.3	-	-	-	-
Turbosina	BPD	2 541.7	31 256.5	4 646.8	56 152.6	82.8	79.7
Virgin Stock 28	BPD	4 473.9	44 906.9	39 845.9	408 208.7	790.6	809.0
Subtotal:		84 136.7	865 999.9	111 869.3	1 138 495.9	33.0	31.5
Gas natural	MMPCD	217.1	353 914.0	148.0	231 455.0	-31.8	-34.6
Subtotal:		-	1 219 913.9	-	1 369 950.9	-	12.3

TABLA 2
CONT.
VOLUMEN Y VALOR DE LAS IMPORTACIONES
(MILES DE DOLARES)

PRODUCTO	UNIDAD	1983		1984		% VARIACION	
		CANTIDAD	VALOR	CANTIDAD	VALOR	CANTIDAD	VALOR
A. PETROLIFEROS							
Alicos	BPD	17.7	484.2	-	-	-	-
Combustóleo	BPD	-	-	6.9	69.6	-	-
Gas licuado	BPD	10 391.0	110 461.4	28 563.1	261 381.0	174.9	136.6
Gasolinas	BPD	125.1	2 444.1	106.3	1 917.9	-15.0	-21.5
Lubricantes	BPD	5 640.9	121 760.8	3 073.5	64 269.0	-45.5	-47.2
Parafinas	BPD	159.4	5 145.8	122.6	3 589.1	-23.1	-30.3
Turbosina	BPD	1 053.9	15 109.1	1 218.4	16 419.6	15.6	8.7
Subtotal:		17 388.0	255 405.4	33 090.8	347 646.2	90.3	36.1
Gas natural	MMPCD	4.7	7 885.3	5.1	7 820.6	8.5	0.8
Subtotal:		-	263 290.7	-	335 466.8	-	35.0

TABLA 3
INGRESOS POR VENTAS
(MILLONES DE PESOS)

EXTERIORES

ANO	CRUDO, GAS Y PETROLI- FEROS	PRODUCTOS PETROQUIMICOS	SUBTOTAL	TOTAL
1938	112		112	267
1939	163		163	333
1940	147		147	338
1941	185		185	407
1942	85		85	338
1943	100		100	392
1944	96		96	429
1945	123		123	524
1946	172		172	680
1947	312		312	952
1948	399		399	1 197
1949	334		334	1 360
1950	530		530	1 792
1951	534		534	1 993
1952	388		388	2 009
1953	299		299	2 049
1954	465		465	2 547
1955	556		556	3 178
1956	564		564	3 562
1957	482		482	3 835
1958	320		320	3 973
1959	366		366	4 954
1960	229		229	5 760
1961	434	NS	434	6 440
1962	306	0	306	6 571
1963	492	3	495	7 165
1964	477	8	485	7 955
1965	497	31	528	8 442
1966	487	80	567	9 044
1967	508	89	597	10 040
1968	458	80	538	11 032
1969	459	76	535	12 409
1970	457	47	504	13 430
1971	385	48	433	14 634

(cont.)...

ARO	CRUDO, GAS Y PETROLIFEROS	PRODUCTOS PETROQUIMICOS	SUBTOTAL	TOTAL
1972	289	35	324	16 025
1973	387	62	449	18 541
1974	1 549	119	1 668	32 402
1975	5 234	54	5 288	38 444
1976	6 994	9	7 003	45 483
1977	23 355	76	23 431	76 251
1978	40 259	1 537	41 796	100 904
1979	89 214	2 477	91 691	166 334
1980	236 622	2 881	239 503	334 907
1981	353 773	3 765	357 538	470 950
1982 (1)	945 126	8 062	953 188	1 135 334
1983 (2)	1 927 827	14 896	1 942 723	2 494 043

(1) El tipo de cambio utilizado de 57.44 pesos por dólar es el establecido por el Banco de México.

(2) Se utilizó el tipo de cambio de 120.18167 pesos por dólar.

NS No significativo.

TABLA 4
ESTRUCTURA DE LAS VENTAS INTERIORES
(MILLONES DE PESOS)

PRODUCTO	1984	PORCENTAJE	
		PARCIAL	TOTAL
Gas licuado	26 489.8	3.42	2.73
Gasolinas	264 235.0	34.15	27.24
Querosenos	88 997.1	11.50	9.18
Diesel	111 183.8	14.37	11.46
Combustóleo	106 198.2	13.73	10.95
Asfaltos	7 069.7	0.91	0.73
Lubricantes	48 249.9	6.24	4.98
Grasas	1 441.4	0.19	0.15
Parafinas	3 465.9	0.45	0.36
Gas natural	116 358.0	15.04	12.00
Total Petrolíferos:	773 733.8	100.00	79.78

TABLA 5
VENTAS INTERIORES
(MILLONES DE PESOS)

PRODUCTO	1983	1984	DIFERENCIA	% VARIACION
Gas licuado	20 137.3	26 489.8	6 352.5	31.54
Gasolinas	174 280.1	264 235.0	89 954.9	51.61
Querosenos	71 249.6	88 997.1	17 747.5	24.90
Diesel	63 683.0	111 183.8	47 500.8	74.58
Combustóleo	36 315.7	106 198.2	69 882.5	192.43
Asfaltos	2 197.7	7 069.7	4 872.0	221.68
Lubricantes	30 248.0	48 294.9	18 046.9	59.66
Grasas	871.7	1 441.4	569.7	65.35
Parafinas	2 418.0	3 465.9	1 047.9	43.33
Gas natural	49 611.9	116 358.0	66 746.1	134.53
Total Petrolíferos:	451 013.0	773 733.8	322 720.8	71.55

TABLA 5
(CONT.)
VOLUMEN DE VENTAS INTERIORES

PRODUCTO	UNIDAD	1983	1984	DIFERENCIA	% VARIACION
Gas licuado	T ³	4 483 641	5 245 787	762 146	16.99
Gasolinas	m ³	18 383 854	18 141 491	-242 363	-1.31
Querosenos	m ³	3 243 111	3 086 034	-157 077	-4.84
Diesel	m ³	11 175 035	11 603 469	428 434	3.83
Combustóleo	m ³	17 133 458	18 592 744	1 459 286	8.51
Asfaltos	m ³	941 806	1 219 478	277 672	29.48
Lubricantes	m ³	569 657	604 246	34 589	6.07
Grasas	T	10 621	10 727	106	0.99
Parafinas	T ³	78 791	80 089	1 298	1.64
Gas natural	Mm ³	14 456 688	13 048 103	-1 408 585	-9.74
Total:	T	4 573 053	5 336 603	763 550	16.69
Total:	m³	51 446 921	53 247 462	1 800 541	3.49
Total:	Mm³	14 456 688	13 048 103	-1 408 585	-9.74

TABLA 6
INGRESOS POR VENTAS.
(MILLONES DE PESOS)

AÑO	INTERIORES			
	GAS Y PETROLIFEROS	PRODUCTOS PETROQUIMICOS	VARIOS	SUBTOTAL
1938	155			155
1939	170			170
1940	191			191
1941	222			222
1942	253			253
1943	292			292
1944	333			333
1945	401			401
1946	508			508
1947	640			640
1948	798			798
1949	1 026			1 026
1950	1 262			1 262
1951	1 453	6		1 459
1952	1 611	10		1 621
1953	1 743	7		1 750
1954	2 076	6		2 082
1955	2 614	8		2 622
1956	2 992	6		2 988
1957	3 340	13		3 353
1958	3 644	9		3 653
1959	4 561	27		4 588
1960	5 445	86		5 531
1961	5 898	108		6 006
1962	6 098	167		6 265
1963	6 482	188		6 670
1964	7 243	227		7 470
1965	7 657	257		7 914
1966	8 164	313		8 477
1967	8 977	466		9 443
1968	9 783	700	11	10 494
1969	10 761	1 096	17	11 874
1970	11 664	1 240	22	12 926
1971	12 836	1 323	42	14 201
1972	14 022	1 657	22	15 701
1973	16 117	1 949	26	18 092
1974	27 553	3 135	46	30 734

(cont.) ...

ARO	GAS Y PETROLIFEROS	PRODUCTOS PETROQUIMICOS	VARIOS	SUBTOTAL
1975	29 043	4 067	46	33 156
1976	32 695	5 747	38	38 480
1977	43 752	9 023	45	52 820
1978	49 036	10 038	34	59 108
1979	62 117	12 419	107	74 643
1980	77 166	17 491	747	95 404
1981	90 867	21 234	1 311	113 412
1982	145 099	34 945	2 102	182 146
1983	451 013	91 176	9 131	551 320

TABLA 7
VALOR DE VENTAS INTERIORES
DE LOS PRINCIPALES PRODUCTOS PETROLIFEROS.

ARO	LUBRICANTES	ASFALTOS	GRASAS	PARAFINAS	GAS NATURAL
1938	9	2	1	10	
1939	11	3	1	8	
1940	12	4	1	8	
1941	12	3	1	10	
1942	15	4	1	15	
1943	18	5	2	12	
1944	18	5	2	19	
1945	21	5	2	19	
1946	23	5	3	23	
1947	26	7	3	21	1
1948	38	9	4	19	1
1949	48	9	5	16	4
1950	56	10	6	19	4
1951	65	10	7	20	10
1952	70	11	7	17	14
1953	69	12	7	17	20
1954	87	14	9	21	25
1955	123	13	10	29	34
1956	199	17	11	67	38
1957	235	22	11	61	45
1958	243	29	11	76	62
1959	289	31	11	74	82
1960	322	42	14	65	125
1961	355	47	22	72	208
1962	395	58	24	74	296
1963	410	54	26	74	406
1964	454	60	27	88	490
1965	473	66	28	92	523
1966	494	70	30	85	551
1967	543	69	31	87	646
1968	600	71	32	89	675
1969	668	64	38	86	771
1970	712	71	38	88	843
1971	753	80	38	125	897
1972	815	102	44	164	944
1973	902	97	50	152	1 079
1974	1 450	173	69	231	1 555
1975	1 494	128	69	194	1 703
1976	1 686	97	83	219	1 814
1977	2 062	169	98	335	2 725

(cont.) ...

AÑO	LUBRICANTES	ASFALTOS	GRASAS	PARAFINAS	GAS NATURAL
1978	2 554	176	104	387	3 082
1979	3 739	216	161	522	4 165
1980	7 044	258	209	600	5 232
1981	8 728	269	242	714	6 721
1982	11 286	582	372	1 047	12 948
1983	30 248	2 198	872	2 418	49 612

TABLA 8
VOLUMEN DE VENTAS INTERIORES DE LOS PRINCIPALES
PRODUCTOS PETROLIFEROS
(MILES DE BARRILES)

ANO	LUBRICANTES	ASFALTOS	GRASAS	PARAFINAS	M BIs ⁽¹⁾	MM m ³
1938	157	336	15	168		
1939	161	454	15	126		
1940	158	517	15	91		
1941	135	398	16	111		
1942	175	513	12	134		
1943	160	570	21	95		
1944	159	449	19	99		
1945	160	465	21	90		
1946	191	459	22	109		
1947	176	647	22	104	NS	NS
1948	211	861	26	101	224	43
1949	230	844	26	88	559	115
1950	246	946	28	115	596	115
1951	257	860	25	104	1 703	328
1952	252	1 017	24	85	2 455	472
1953	279	984	22	82	2 404	462
1954	341	1 178	23	77	2 809	540
1955	394	1 096	22	108	3 849	740
1956	739	1 352	23	317	4 412	848
1957	762	1 668	23	252	5 255	1 011
1958	802	1 530	23	322	7 255	1 395
1959	860	1 335	24	282	8 698	1 673
1960	903	1 735	26	282	11 004	2 116
1961	867	1 120	36	318	15 071	2 898
1962	986	2 009	38	320	18 742	3 604
1963	1 055	1 933	42	333	22 684	4 362
1964	1 156	2 225	40	370	26 418	5 080
1965	1 112	2 454	41	383	28 013	5 387
1966	1 110	2 779	43	358	30 067	5 782
1967	1 037	2 864	43	370	32 672	6 283
1968	1 059	3 089	46	373	34 716	6 676
1969	1 290	2 776	53	403	38 641	7 431
1970	1 571	3 128	53	404	41 533	7 978
1971	1 829	3 512	55	522	44 453	8 529
1972	1 963	4 408	58	436	45 532	8 756
1973	2 181	3 880	66	454	49 788	9 575
1974	2 407	3 449	94	520	48 673	9 360
1975	2 524	3 996	79	581	51 961	9 981
1976	2 775	4 087	93	631	49 145	9 440
1977	2 850	3 878	90	714	49 936	9 592

(cont.) ...

ANO	LUBRICANTES	ASFALTOS	GRASAS	PARAFINAS	M B1s ⁽¹⁾	MM m ³
1978	3 332	4 090	92	774	58 817	11 298
1979	3 576	5 084	89	821	72 434	13 913
1980	3 892	5 894	81	794	74 116	14 236
1981	4 121	6 474	91	719	76 596	14 712
1982	4 052	6 759	107	715	76 986	14 787
1983	3 583	5 924	72	590	75 265	14 457

(1) Equivalentes a Combustóleo
 NS No significativo.

Con respecto al año anterior, el volumen de ventas de gasolina disminuyó 1.3% y el de diesel aumentó 3.8%.

El precio del gas licuado tuvo un alza mensual hasta mayo de 30 centavos, por lo que el precio pasó de 10.90 a 12.40 pesos por kilogramo.

El gas natural y el combustóleo se incrementaron 60 centavos y 30 centavos respectivamente, para quedar en 13.39 pesos por m³ y 8.35 pesos por litro. La tabla 9 muestra los precios de venta al público de gas natural y gas licuado en el Distrito Federal desde 1949 a 1983.

Los aumentos de precios señalados repercutieron en los ingresos alcanzando una elevación de 71.6% con respecto a 1983.

III.5 PROCESOS DE GAS NATURAL Y RECUPERACION DE LIQUIDOS DEL GAS

En 1984 se procesaron en promedio 3 124 MMPCD de gas de campos (83% de gas amargo y 17% de gas dulce) volumen inferior en 260 MMPCD al de 1983. El volumen de los líquidos recuperados, etano y más pesados, fue de 256 823 BPD, que representa 97% de lo obtenido en 1983.

Una destacada actividad fue la implantación del programa de acondicionamiento de gas en plantas endulzadoras de Cactus, que con la adición de separadoras, enfriadores y filtros en el sistema de amina, permite operar en forma más confiable al evitar los arrastres de hidrocarburos, aumenta el gas procesado, mejora la calidad del gas húmedo dulce a carga de criogénicas y de ácido sulfhídrico a las plantas de azufre, eleva la producción de este último y disminuye radicalmente la contaminación del ambiente. En la tabla 10 aparece la capacidad nominal de proceso de Gas Natural y Condensados en distintos centros de Proceso.

III.6 EXPLOTACION

III.6.1 PRODUCCION DE CRUDO

Durante 1984, la producción de crudo en promedio fue de 2 684 471 BPD, 0.7% mayor respecto a la de 1983, que fue de --

TABLA 9
PRECIOS DE VENTA AL PUBLICO DE GAS NATURAL
Y GAS LICUADO EN EL DISTRITO FEDERAL
AL 31 DE DICIEMBRE DE CADA AÑO

AÑO	GAS NATURAL (S/M ³)		GAS LICUADO (S/KG)
	INDUSTRIAL	DOMESTICO	
1949			.25
1950			.25
1951			.25
1952			.25
1953			.30
1954			.85
1955			.85
1956			.85
1957			.85
1958	.09	.09	.85
1959	.11	.11	.85
1960	.11	.11	.85
1961	.12	.12	.85
1962	.12	.12	.85
1963	.12	.12	.85
1964	.12	.12	.85
1965	.12	.12	.85
1966	.12	.12	.85
1967	.12	.12	.85
1968	.12	.12	.85
1969	.12	.12	.85
1970	.12	.12	.85
1971	.12	.12	.85
1972	.14	.14	.85
1973	.14	.14	.85
1974	.18	.70	2.05
1975	.18	.70	2.08
1976	.18	.70	2.28
1977	.26	.77	2.40
1978	.26	.77	2.40
1979	.31	1.21	2.40
1980	.42	1.21	2.50
1981	.56	1.21	3.70
1982	1.70	1.21	7.00
1983	6.19	6.19	10.60

TABLA 10
CAPACIDAD NOMINAL DE PROCESO DE GAS NATURAL ⁽¹⁾ Y CONDENSADOS ⁽²⁾

CENTRO DE PROCESO	PLANTAS ENDULZADORAS		PLANTAS RECUPERADORAS LICUABLES		
	DE ⁽²⁾ CONDENSADOS	DE ⁽¹⁾ GAS AMARGO	ABSORCION ⁽¹⁾	CRIO- ⁽¹⁾ GENICAS	TOTAL ⁽¹⁾
Cactus, Chis.	48 000	2 200	-	1 600	1 600
La Cangreja, Ver.	-	-	-	30	30
Cd. Pemex, Tab.	12 000	800	550	200	750
La Venta, Tab.	-	-	200	182	382
Matapionche, Ver.	-	30	-	-	-
Nuevo Pemex, Tab.	24 000	400	-	-	-
Pajaritos, Ver.	-	-	-	192 ⁽³⁾	192 ⁽³⁾
Poza Rica, Ver.	-	300	-	275	275
Reynosa, Tam.	-	-	550	-	550
Totonaca, Tam.	-	30	-	-	-
Total:	84 000	3 760	1 300	2 479	3 779

(1) Las cifras en MMPCD.

(2) Las cifras en BD

(3) Esta planta puede utilizar como materia prima el gas residual de las plantas de la Venta, Tab. y/o gas del troncal.

2 665 540 BPD.

La producción de crudo aportada por las zonas fué como sigue: La Zona Marina contribuy6 con 1 737 908 BPD (64.7%), la Zona Suroeste con 737 511 BPD (27.5%) y los campos de las zonas Norte, Centro y Sur produjeron 209 052 BPD (7.8%). En la Tabla 11 aparece la producción de Crudo y Gas Natural de 1938 a 1983, en la Tabla 12 aparece la producción de crudo y Gas Natural por entidad federativa y en las Tablas 13, 14, 15 y 16 aparece la producción de crudo y Gas Natural en las distintas zonas.

Del gas separado en las baterías, se obtuvo un promedio de 114 274 BPD de condensado, superior en 402.5% al de 1983, que fué de 22 739 BPD, debido a la puesta en operación del equipo que se instal6 para su aprovechamiento en las plataformas marinas, así como la ampliación de las instalaciones en el área Mesoz6ica Chiapas-Tabasco.

III.6.2) PRODUCCION Y UTILIZACION DE GAS NATURAL

En 1984, la producción de gas natural fue de 3 752.6 MMPCD en promedio. Comparado a lo obtenido en 1983, 4 053.6 MMPCD, el volumen decreci6 7.4%. La Tabla 16 muestra la Producción de Gas Natural.

La producción de gas asociado, fue de 3 032.4 MMPCD, y la de no asociado de 720.2 MMPCD, 81% y 19% respectivamente, de la producción total nacional.

El área de Huimanguillo, de la zona Sureste, fué la principal contribuyente de gas asociado, con 1 418 MMPCD, 37.8% de la producción nacional. Esta área se caracteriza por pozos productores de aceite volátil con alta relación gas-aceite, o bien, de gas y condensado.

La producción de gas natural de la Zona Sureste, fue de 2 112.1 MMPCD, 56.3% de la producción total; la de la Zona Marina fué de 951.9 MMPCD que representa 25.4% y la de las Zonas --

TABLA 11
(1)
PRODUCCION DE CRUDO Y GAS NATURAL

AÑO	CRUDO (MILLONES DE BARRILES)	GAS NATURAL (MILLONES DE METROS CUBICOS)
1938	38 482	682
1939	42 891	906
1940	44 045	926
1941	43 031	883
1942	34 826	836
1943	35 153	675
1944	38 197	689
1945	43 543	747
1946	49 240	738
1947	56 298	930
1948	58 520	1 008
1949	60 902	1 270
1950	72 422	1 762
1951	77 308	2 422
1952	77 278	2 649
1953	72 433	2 645
1954	83 651	2 659
1955	89 395	3 392
1956	90 660	3 534
1957	88 266	4 568
1958	93 533	7 438
1959	96 393	9 328
1960	99 049	9 665
1961	106 784	10 210
1962	111 849	10 516
1963	114 867	11 371
1964	115 576	13 734
1965	117 959	13 965
1966	121 149	14 984
1967	133 043	16 221
1968	142 360	16 335
1969	149 860	17 247
1970	156 586	18 832
1971	155 911	18 220
1972	161 367	18 696
1973	164 909	19 164
1974	209 855	21 087
1975	261 589	22 271
1976	293 117	21 855
1977	358 090	21 149

(Cont.)...

ARO	CRUDO (MILES DE BARRILES)	GAS NATURAL (MILLONES DE METROS CUBICOS)
1978	442 607	28 474
1979	536 926	30 146
1980	708 593	36 772
1981	844 241	41 972
1982	1 003 084	43 890
1983	981 222	41 897

(1) Incluye crudo y condensado.

TABLA 12

PRODUCCION DE CRUDO⁽¹⁾ Y GAS NATURAL
POR ENTIDAD FEDERATIVA

1 9 8 3

(CRUDO EN MILES DE BARRILES)
(GAS EN MILLONES DE METROS CUBICOS)

E S T A D O	NUMERO DE P O Z O S	C R U D O		G A S N A T U R A L	
		VOLUMEN	%	VOLUMEN	%
CAMPECHE ⁽²⁾					
COAHUILA	26	2	NS	382	0.86
CHIAPAS	64	47 453	4.84	4 457	10.64
NUEVO LEON	250	95	0.01	1 036	2.47
PUEBLA	4	81	0.01	11	0.03
SAN LUIS POTOSI	90	140	0.01	2	NS
TABASCO	727	259 990	26.50	20 841	49.74
TAMAULIPAS	708	6 249	0.64	2 801	6.69
VERACRUZ	2 336	53 110	5.41	2 792	6.66
AGUAS TERRITORIALES					
FRENTE A:					
CAMPECHE	93	610 947	62.26	9 316	22.24
TAMAULIPAS	34	396	0.04	121	0.29
VERACRUZ	17	2 759	0.28	159	0.38
TOTAL:	4 349	981 222	100.00	41 897	100.00

(1) Incluye crudo y condensado.

(2) No hubo producción durante el año.

NS No significativo.

(1) TABLA 13
 PRODUCCION DE CRUDO Y GAS NATURAL EN LA ZONA NORTE
 (CRUDO EN MILES DE BARRILES)
 (GAS EN MILLONES DE METROS CUBICOS)

DISTRITOS: AÑO	FRONTERA NORESTE		N O R T E		S U R		T O T A L	
	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1965	802	4 720	9 533	379	12 561	361	22 896	5 460
1966	866	5 066	8 962	384	12 429	399	22 257	5 849
1967	874	5 313	8 602	410	14 045	391	23 521	6 114
1968	1 382	5 430	8 287	432	15 880	390	25 549	6 252
1969	1 842	5 750	7 435	545	17 161	410	26 438	6 705
1970	2 072	6 213	8 650	510	16 072	421	26 794	7 144
1971	1 921	5 894	9 864	348	13 144	362	24 929	6 603
1972	1 670	5 724	11 390	336	11 105	297	24 165	6 357
1973	1 413	5 703	14 312	413	9566	264	25 291	6 380
1974	1 099	5 251	15 970	485	9 004	266	26 073	6 002
1975	742	4 455	14 461	469	10 182	201	25 385	5 125
1976	590	4 204	13 015	430	8 181	138	21 786	4 772
1977	441	4 173	16 203	589	7 972	141	24 616	4 903
1978	403	5 490	17 189	851	7 925	188	25 517	6 529
1979	299	5 875	15 481	796	7 264	193	23 044	6 864
1980	313	5 438	12 833	568	7 006	207	20 152	6 213
1981	237	4 760	12 400	587	7 234	254	19 871	5 601

(cont.)

DISTRITOS: AÑO	FRONTERA NORESTE		N O R T E		S U R		T O T A L	
	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1982	464	4 144	11 754	555	7 039	244	19 257	4 943
1983	576	4 067	10 054	431	7 145	267	17 775	4 765

(1) Incluye crudo y condensado.

(1) TABLA 14
 PRODUCCION DE CRUDO Y GAS NATURAL EN LA ZONA CENTRO
 (CRUDO EN MILES DE BARRILES)
 (GAS EN MILLONES DE METROS CUBICOS)

DISTRITOS: AÑO	POZA RICA		CUENCA DEL PAPALOAPAN		T O T A L	
	CRUDO	GAS (2)	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1965	50 537	1 565	415	97	50 952	1 662
1966	53 428	1 999	406	117	53 834	2 116
1967	58 637	2 607	402	255	59 039	2 862
1968	57 814	2 435	302	285	58 116	2 720
1969	59 542	2 575	203	391	59 745	2 966
1970	60 911	3 207	198	393	61 109	3 600
1971	55 054	2 790	193	364	55 247	3 154
1972	53 221	2 356	177	351	53 398	2 707
1973	50 151	2 104	217	319	50 368	2 423
1974	51 634	1 956	426	207	52 060	2 253
1975	51 884	1 627	775	282	52 659	1 909
1976	49 199	1 533	1 033	266	50 232	1 799
1977	45 357	1 345	921	260	46 278	1 605
1978	44 757	1 558	2 990	321	47 747	1 879
1979	41 915	1 780	3 392	346	45 307	2 126
1980	42 466	1 795	4 447	371	46 913	2 166

(cont.) ...

DISTRITOS: AÑO	POZA RICA		CUENCA DEL PAPALOAPAN		T O T A L	
	CRUDO	GAS ⁽²⁾	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1981	42 895	1 708	5 811	527	48 706	2 235
1982	42 287	1 775	4 619	644	46 906	2 419
1983	32 856	1 621	4 069	655	36 925	2 276

(1) Incluye crudo y condensado.

(2) Incluye Nueva Faja de Oro.

TABLA 15
 PRODUCCION DE CRUDO⁽¹⁾ Y GAS NATURAL EN LAS ZONAS SUR, SURESTE Y MARINA
 (CRUDO EN MILES DE BARRILES)
 (GAS EN MILLONES DE METROS CUBICOS)

AÑO	ISTMO		TABASCO		CD. PEMEX		COMALCALCO		VILLAHERMOSA	
	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1965	5 414	153	38 697	6 689						
1966	5 771	178	39 287	6 840						
1967	6 556	194	43 927	7 051						
1968	8 565	274	50 130	7 089						
1969	11 112	1 683	52 565	5 893						
1970	13 656	1 629	55 027	6 459						
1971	17 952	678	57 783	7 785						
1972					189	6 584	22 160	648	390	21
1973					241	6 950	22 848	643	10 708	536
1974					220	7 146	18 322	625	62 685	2 940
1975					251	7 516	16 988	572	118 180	5 192
1976					205	6 714	14 871	452	165 168	6 561
1977					140	4 584	12 949	362	236 306	8 481
1978					82	4 062	11 473	320	317 099	12 460
1979					40	1 288	9 665	271	392 833	18 058
1980					47	4 449	7 856	205	365 458	19 852

(cont.)....

AÑO	CD. PEMEX		COMALCALCO		VILLAHERMOSA	
	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1981	28	5 233	7 761	191	333 648	22 040
1982	7	4 407	6 704	167	304 534	21 878
1983	5	3 414	5 047	148	275 789	20 821

(1) Incluye crudo y condensado.

TABLA 15 (CONT).
 PRODUCCION DE CRUDO⁽¹⁾ Y GAS NATURAL
 EN LAS ZONAS SUR, SURESTE Y MARINA
 (CRUDO EN MILES DE BARRILES)
 (GAS EN MILLONES DE METROS CUBICOS)

AÑO	ZONA SUR				ZONA MARINA				TOTAL	
	AGUA CRUDO	DULCE GAS	EL PLAN CRUDO	GAS	NANCHITAL CRUDO	GAS	GOLFO DE CAMP. CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1965									44 111	6 842
1966									45 058	7 018
1967									50 483	7 245
1968									58 695	7 363
1969									63 677	7 576
1970									68 683	8 088
1971									75 735	8 463
1972	39 100	1 429	19 988	924	1 977	26			83 804	9 632
1973	37 112	1 336	16 443	865	1 898	30			89 250	10 360
1974	34 730	1 260	13 702	813	2 063	48			131 722	12 832
1975	33 117	1 099	12 613	812	2 396	46			183 546	15 236
1976	26 783	883	11 518	631	2 554	43			221 099	15 284
1977	23 867	767	11 512	410	2 423	37			287 197	14 641
1978	22 957	762	15 534	421	2 198	41			369 343	18 066
1979	21 612	715	23 170	553	2 008	35	18 887	236	468 215	21 158
1980	20 571	658	21 192	517	1 893	38	224 511	2 676	641 528	28 393
1981	18 442	606	18 912	548	1 760	46	395 114	5 472	775 665	34 136

(cont.)

AÑO	Z O N A S U R				ZONA MARINA				T O T A L	
	AGUA DULCE CRUDO	DULCE GAS	EL PLAN CRUDO	PLAN GAS	NANCHITAL CRUDO	GAS	GOLFO DE CAMP. CRUDO	GAS	CRUDO	GAS
1982	17 536	571	16 261	580	1 526	45	590 353	8 880	936 921	36 528
1983	17 782	565	15 374	552	1 578	40	610 947	9 316	926 522	34 856

(1) Incluye crudo y condensado.

TABLA 16
PRODUCCION DE GAS NATURAL
(MILLONES DE PIES CUBICOS)

	ANUAL	PROMEDIO
Distrito Frontera Noreste	127 321	347.9
Distrito Norte	14 020	38.3
Distrito Sur	7 589	20.7
Total Zona Norte:	148 930	406.9
Distrito Poza Rica	35 575	97.2
Nueva Faja de Oro	9 870	27.0
Distrito Cuenca del Papaloapan	21 909	59.9
Total Zona Centro:	67 354	184.1
Distrito Agua Dulce	16 865	46.1
Distrito El Plan	17 476	47.7
Distrito Nanchital	1 397	3.8
Total Zona Sur:	35 738	97.6
Distrito Comalcalco		
Terciario	7 410	20.2
Mesozoico	664 609	1 815.9
Distrito Ciudad Pemex	101 033	276.0
Total Zona Sureste:	773 052	2 112.1
Distrito Golfo de Campeche	343 383	951.9
Total Zona Marina:	348 383	951.9
Total Gas Natural 1984:	1 373 457	3 752.6
Total Gas Natural 1983:	1 479 560	4 053.6
Variación:		-7.4%

TABLA 17
 UTILIZACION DE GAS NATURAL
 (MILLONES DE PIES CUBICOS)

	ANUAL	PROMEDIO DIARIO
Encogimiento por extracción de licuables	126 124	344.6
Encogimiento por gases ácidos	44 249	120.9
CO ₂ enviado a la atmósfera	6 661	18.2
Enviado a la atmósfera	110 715	302.5
Condensación en gasoductos	48 976	133.8
Consumo interno antes de ductos	138 860	379.4
Consumo interno después de ductos	385 691	1 053.8
Entregado para ventas interiores	444 910	1 215.6
Entregado para exportación	54 095	147.8
Diferencias de Medición y Empaque	13 176	36.0
Producción Total de Gas:	1 373 457	3 752.6

Norte, Centro y Sur fué de 688.6 MMPCD (18.3%).

III.6.3) DISTRIBUCION DE GAS NATURAL

La política de utilización de gas se basó principalmente en satisfacer la demanda del mercado interno y exportar los excedentes. En la tabla 17 aparece la utilización de Gas Natural.

La demanda interna, que incluye los sectores industrial, eléctrico y doméstico, así como los insumos de Petróleos Mexicanos fue de 2 648.8 MMPCD; esto significa una disminución de 5.7% con respecto a los requerimientos de 1983 que fueron 2 808 MMPCD.

Durante 1984, la distribución de gas seco fue la siguiente: para consumo interno 1 215.6 y para exportación 147.8 MMPCD.

III.7) CONCLUSIONES

En base a los resultados anteriores se elaboraron las figuras que a continuación se describen:

Producción de Crudo y Gas Natural por

Entidad Federativa.- Se observa que las que contribuyen con mayor cantidad son Aguas Territoriales, Tabasco, Veracruz, Chiapas y Tamaulipas respectivamente.

Específicamente para el gas natural los estados más productivos son: Tabasco, Aguas Territoriales, Chiapas, Tamaulipas, Veracruz y Nuevo León.

Producción de Crudo y Condensado.- En el período comprendido de 1938-1970, la producción en MMBPD presentó un incremento moderado, pero de 1970-1980 hubo un aumento considerable en la producción, siendo aún mayor de 1980-1983.

Para la producción de Gas Natural la tendencia es similar observándose un aumento considerable de 1950-1970, acentuándose aún más de 1970-1983.

Sobre el volumen de ventas interiores durante el período 1938-1950, cuatro de los principales productos petrolíferos

con mayor demanda en orden decreciente fueron: Combustóleo, Gasolina, Diesel y Gas Natural. En 1960 tanto Combustóleo como Gasolina tuvieron la misma demanda, mostrando similar tendencia el Gas Natural y el Diesel.

De 1970 a 1980 el producto con mayor demanda fué la Gasolina seguida por Combustóleo, Diesel y Gas Natural; sin embargo, de 1980-1983 el Gas Natural incrementó su demanda con respecto al Diesel, lo cual demuestra la necesidad actual de disponer de Gas Natural purificado, para su uso como combustible así como fuente de obtención de materias primas para la Industria Petroquímica.

Ingresos por Ventas percibidos

por PEMEX.- De 1938 a 1977 los ingresos debidos a ventas interiores fueron mayores que las debidas a ventas exteriores. Pero de 1977 a 1983 por ventas exteriores se obtuvieron mayores ingresos que por ventas interiores.

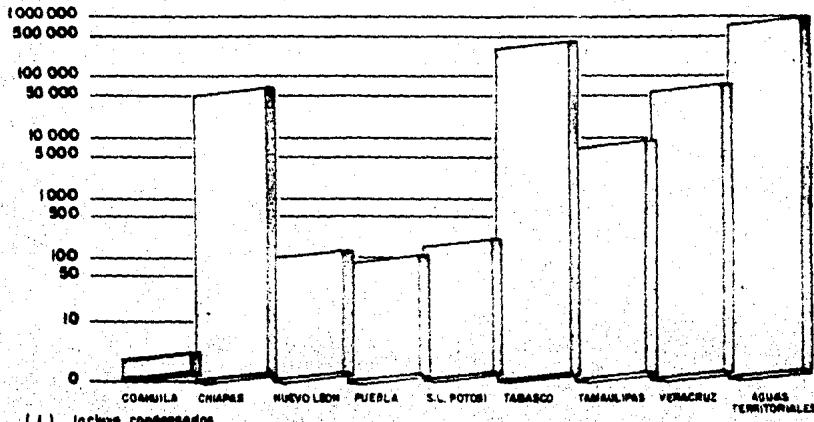
De todo lo anterior podemos observar la gran importancia que tiene disminuir el contenido de gases ácidos en las corrientes de Gas amargo para la obtención de Gas Natural purificado, mediante un proceso económicamente factible.

PRODUCCION DE PETROLEO CRUDO Y GAS NATURAL POR ENTIDAD FEDERATIVA

1983

CRUDO (1)

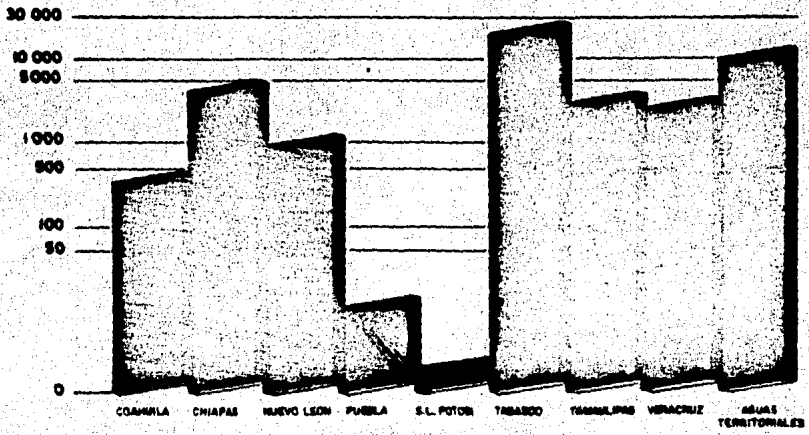
(Miles de barriles)



(1) Incluye condensados
Excluye los garrizales

GAS NATURAL

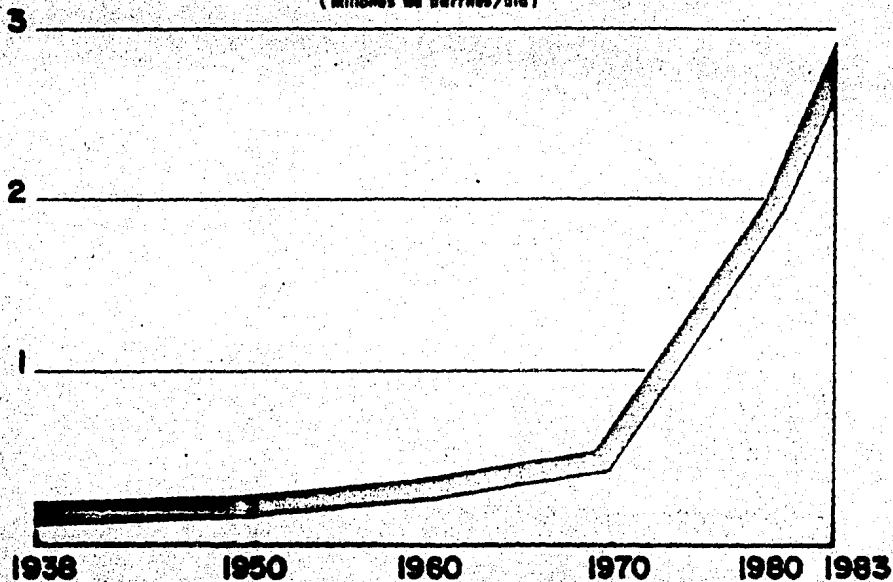
(Millones de metros cúbicos)



Excluye los garrizales

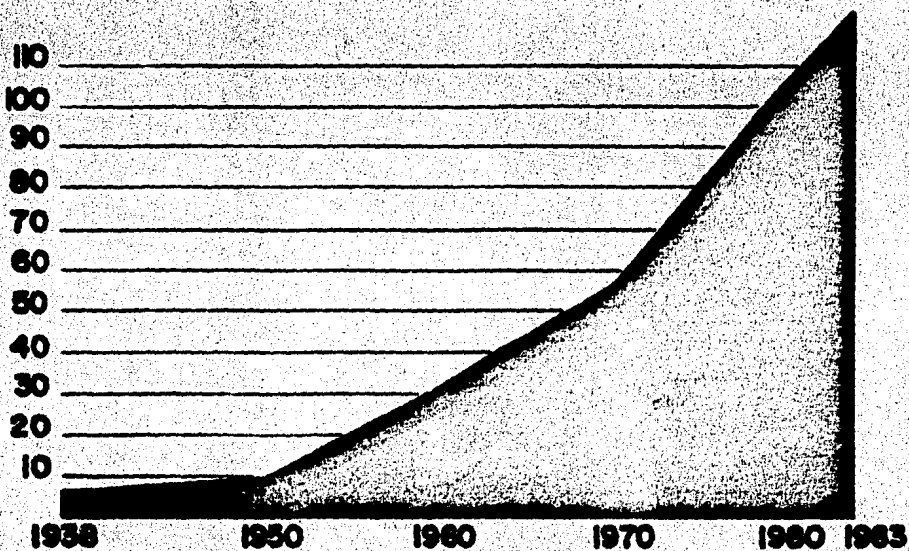
PRODUCCION DE CRUDO Y CONDENSADO

(Millones de barriles/día)



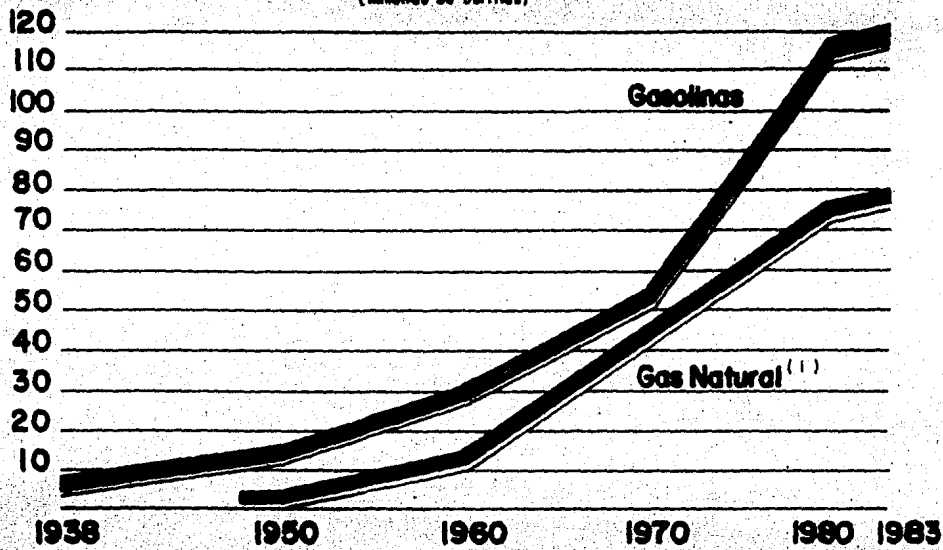
PRODUCCION DE GAS NATURAL

(Millones de metros cúbicos/día)

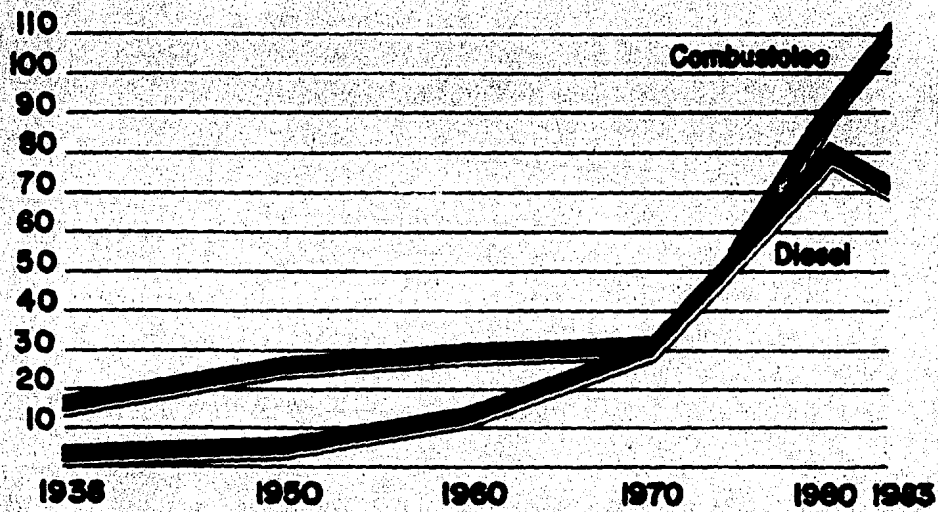


VOLUMEN DE VENTAS INTERIORES DE LOS PRINCIPALES PRODUCTOS PETROLIFEROS

(Millones de barriles)

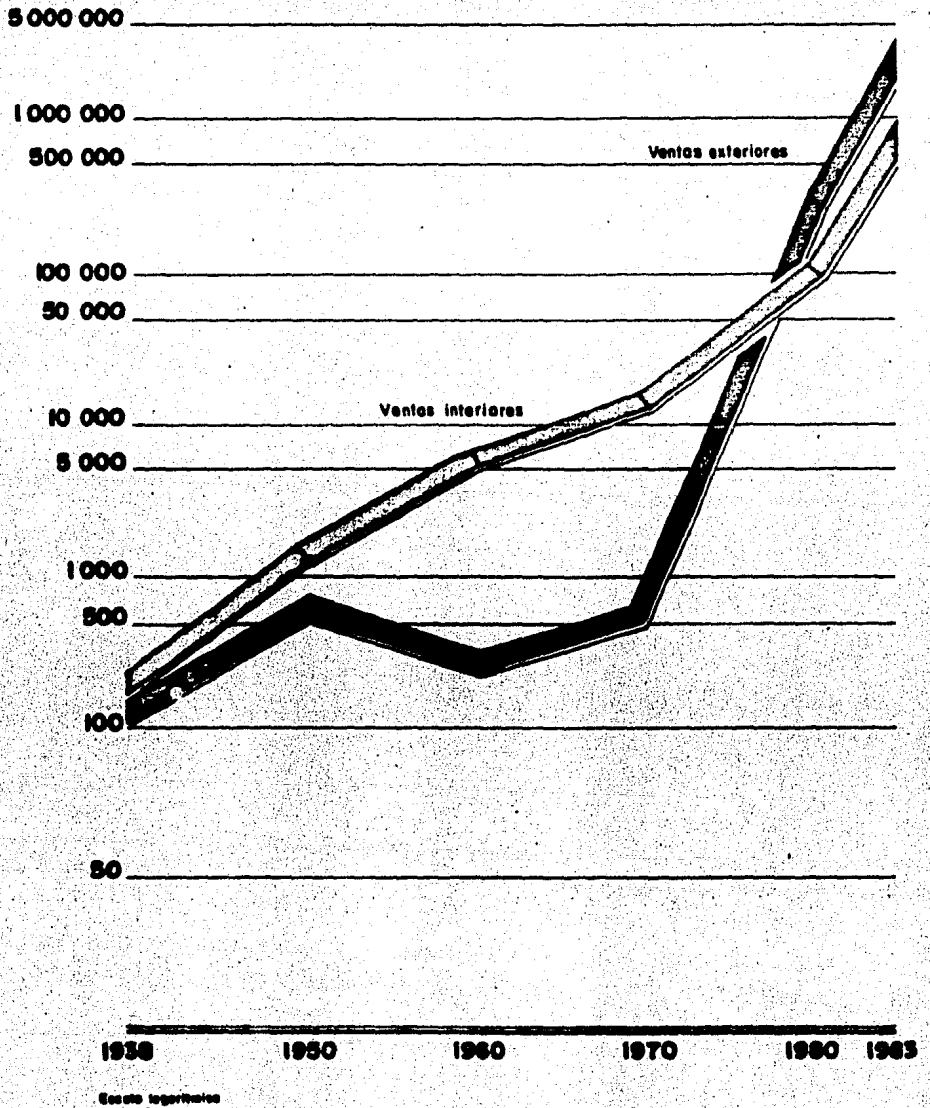


() Equivalentes a combustóleo



INGRESOS POR VENTAS

(Millones de pesos)



CAPITULO IV

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS

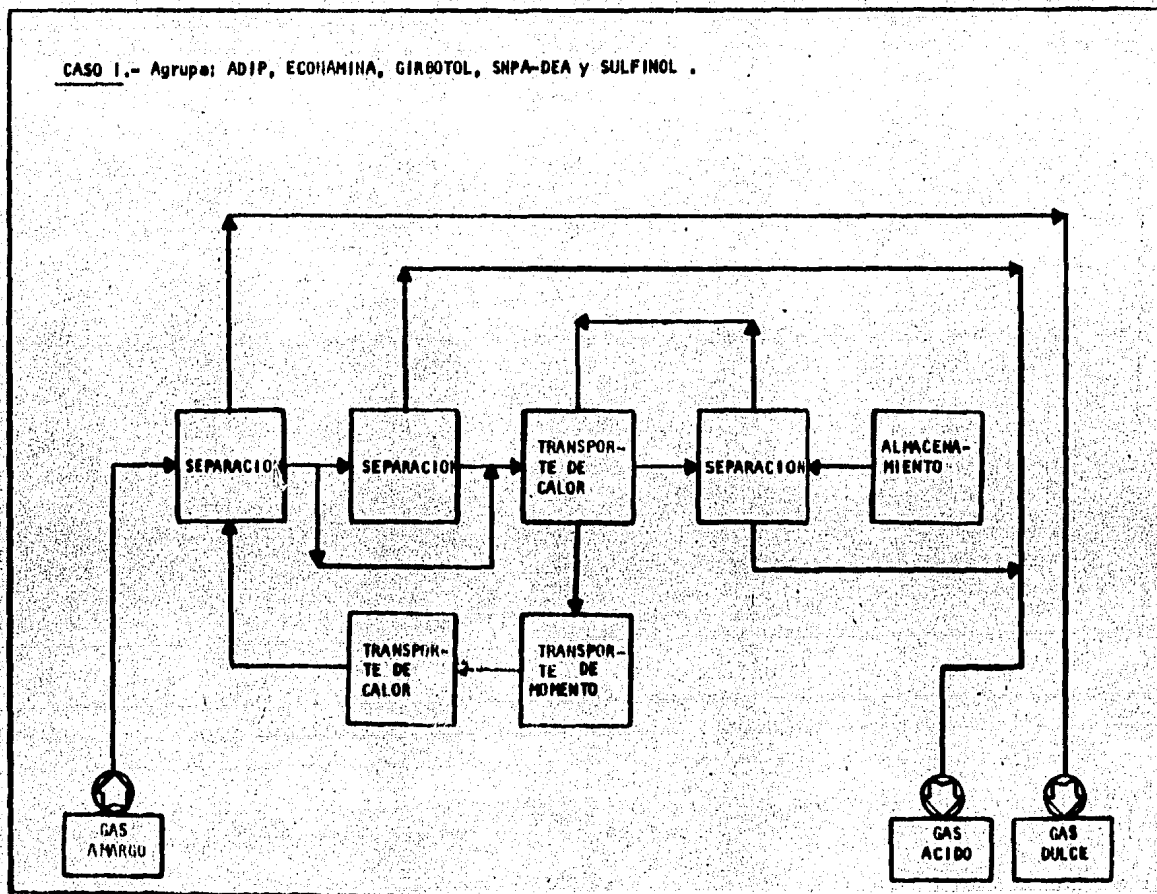
Los procesos enumerados en la tabla 1 son muy semejantes en cuanto a su descripción y se considera más accesible -- ejemplificar una descripción que agrupe los procesos similares en cuanto a diagrama de flujo y tipo de solvente utilizado como medio absorbente.

Caso I.- Agrupa: Adip, Econamina, Girbotol, SNPA-DEA y Sulfinol.

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

El solvente regenerado, esencialmente libre de gases ácidos, pasa al fondo del regenerador a través del intercambiador de calor, una bomba de recirculación y un enfriador de solvente, antes de enviarse nuevamente al absorbedor.

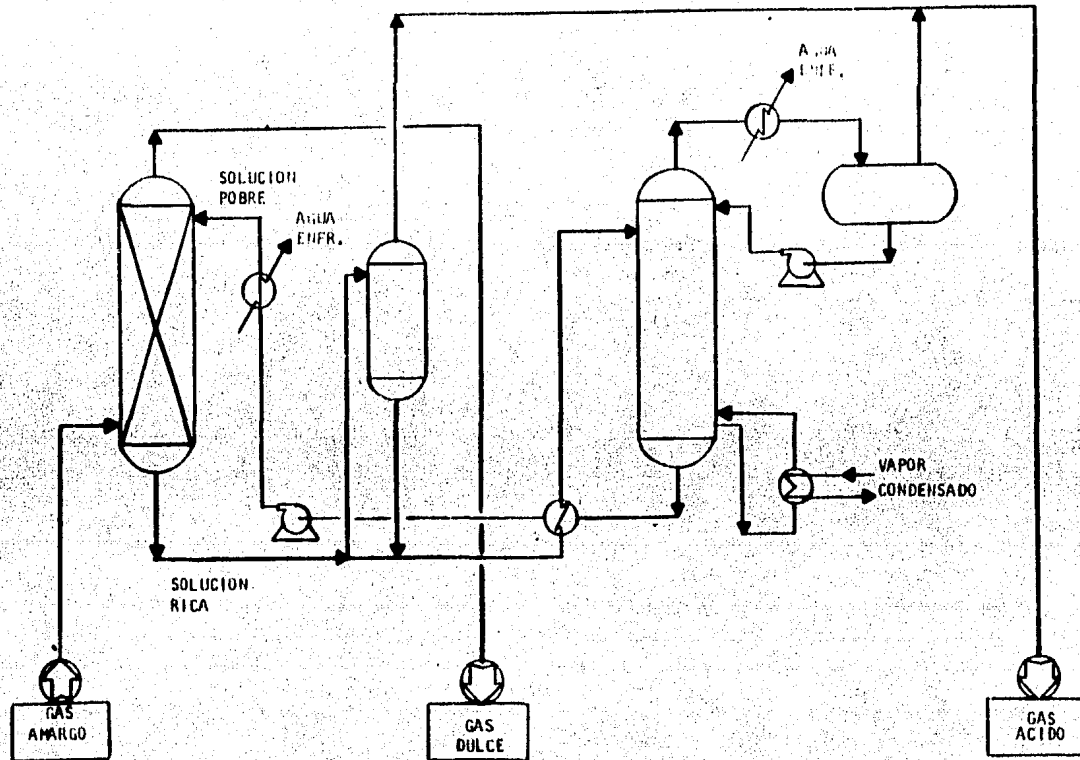
CASO I.- Agrupa: ADIP, ECOAMINA, GIRBOTOL, SNPA-DEA y SULFINOL .



CASO I.- Agrupa: ADIP, ECOAMINA, GIBITOL, SIPA-DEA y SULFIDOL

ABSORBEDOR

REGENERADOR



MODULOS BASICOS DEL PROCESO

El proceso consta de siete módulos básicos, tres de separación, dos de transporte de calor, uno de transporte mecánico y uno de almacenamiento. La alimentación de gas amargo se hace pasar por el primer módulo de separación donde se produce gas dulce y solvente rico. En el segundo módulo de separación se obtiene gas acidulado y solvente semipobre. El primer módulo de transporte de calor tiene por objeto calentar el solvente rico y enfriar el solvente regenerado. En el tercer módulo de separación se obtiene el gas ácido y solvente pobre o regenerado.

El módulo de almacenamiento contiene el solvente virgen. El módulo de transporte mecánico tiene por objeto aumentar la presión del solvente regenerado y el segundo módulo de transporte de calor sirve para enfriar el solvente pobre que se envía al primer módulo de separación.

Caso II. - Agrupa: Estasolván, Fluór, Purisol y Selexol.

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

mediante desorción física mejor que por descomposición química. Del desorbedor, el solvente pobre pasa al domo del absorbedor y el gas ácido producto queda listo para procesamiento posterior.

El gas obtenido en la primera etapa de reducción de presión se recircula con el gas de alimentación del absorbedor - mientras que los gases obtenidos en la segunda etapa de reducción de presión pueden usarse como combustible; los gases obtenidos en las siguientes etapas se envían a procesamiento posterior.

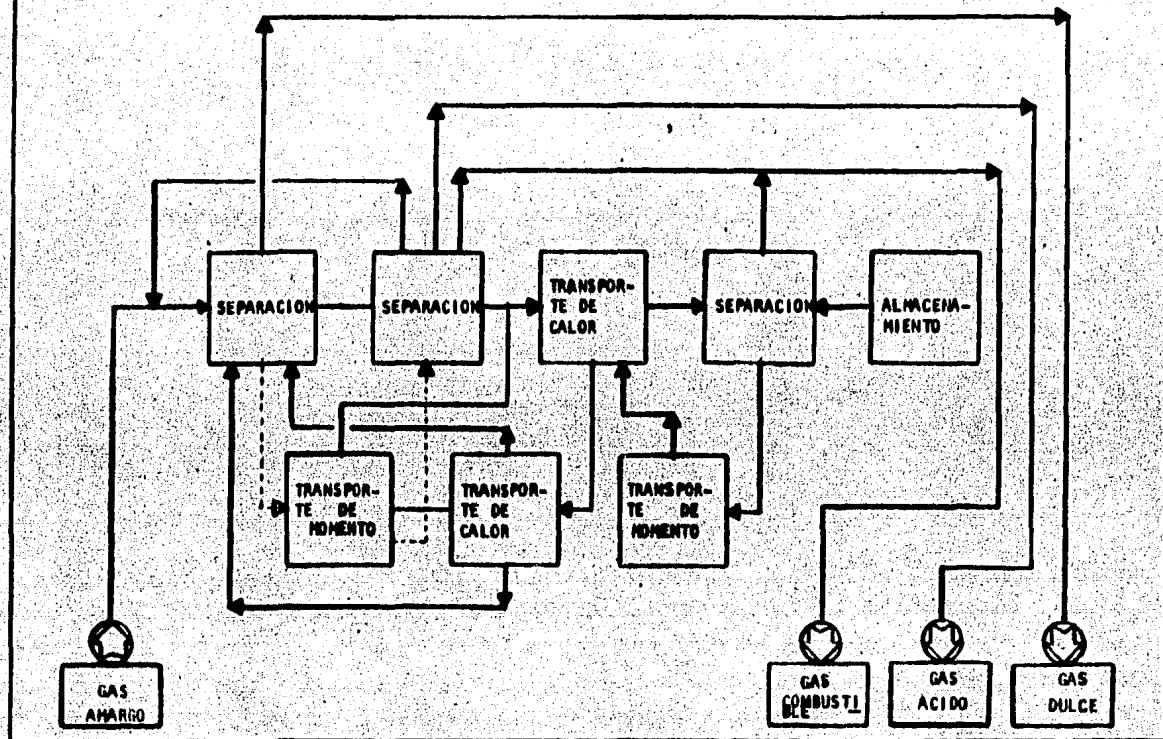
Las turbinas hidráulicas para el solvente rico y las -- turbinas de expansión sobre las corrientes de gases separadas por reducción de presión, son aparatos comunes en éste tipo de proceso para máxima recuperación de energía y efecto de enfriamiento.

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

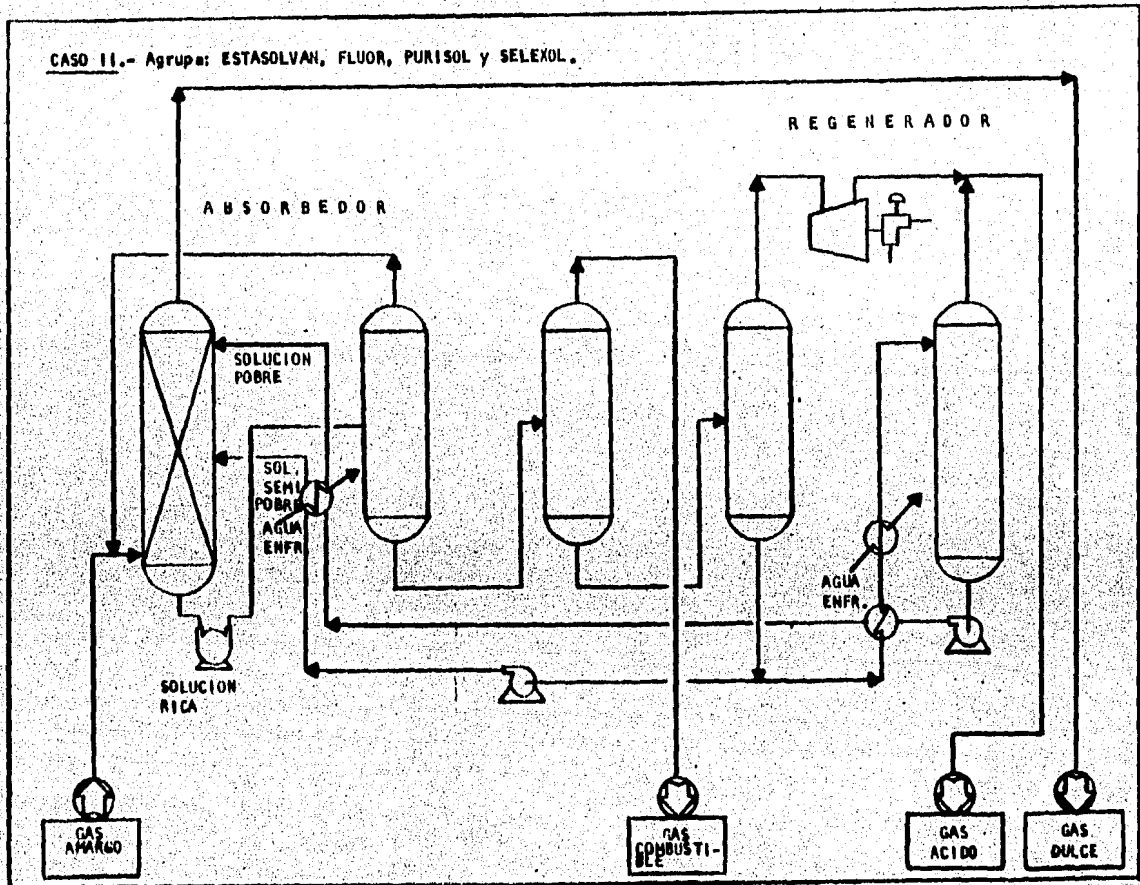
MODULOS BASICOS DEL PROCESO

El proceso consta de ocho módulos básicos, tres de separación, dos de transporte de calor, dos de transporte mecánico y uno de almacenamiento. La alimentación de gas amargo se hace pasar por el primer módulo de separación donde se produce gas dulce y solvente rico. En el segundo módulo de separación se obtiene gas de recirculación, gases ligeramente acidulados que pueden utilizarse como combustible y/o enviarse a procesamiento posterior, y solvente semipobre. El primer módulo de transporte de calor tiene por objeto calentar una parte del solvente semipobre y enfriar el solvente regenerado. En el tercer módulo de separación se obtiene gas ácido y solvente regenerado o pobre. El módulo de almacenamiento contiene el solvente virgen. El primer módulo de transporte mecánico sirve para aumentar la presión del solvente regenerado. El segundo módulo de transporte de calor tiene por objeto enfriar tanto el solvente pobre co

CASO II.- Agrupa: ESTASOLVAN, FLUOR, PURISOL y SELEXOL



CASO 11.- Agrupa: ESTASOLVAN, FLUOR, PURISOL y SELEXOL.



mo el solvente semipobre, que se envían al primer módulo de separación. El segundo módulo de transporte mecánico sirve para elevar la presión del solvente semipobre, y puede aprovecharse la energía recuperada en el primer y segundo módulo de separación.

CASO III. - Agrupa: Benfield, Carbonato de potasio caliente, Catacarb, Giammarco Vetrocoke (CO_2) y NH_3 cáustico.

El proceso se basa en una absorción química regenerativa de sales inorgánicas alcalinas en reacción de equilibrio -- con gases ácidos. El gas amargo alimentado se pone en contacto a contracorriente con la solución pobre regenerada, en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. La solución regenerada se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente más alta que la entrada del gas, aproximadamente 110°C y sale por el fondo de la columna como una solución rica en gases ácidos. Esta solución rica se envía a la columna de regeneración; los gases ácidos se desorben en esta columna, la cual está equipada con un rehervidor de vapor, y salen de la misma como gas -- saturado y concentrado con vapor de agua. Esta mezcla se pasa por un condensador en donde el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora, mientras que el gas ácido producto queda disponible para procesamiento posterior.

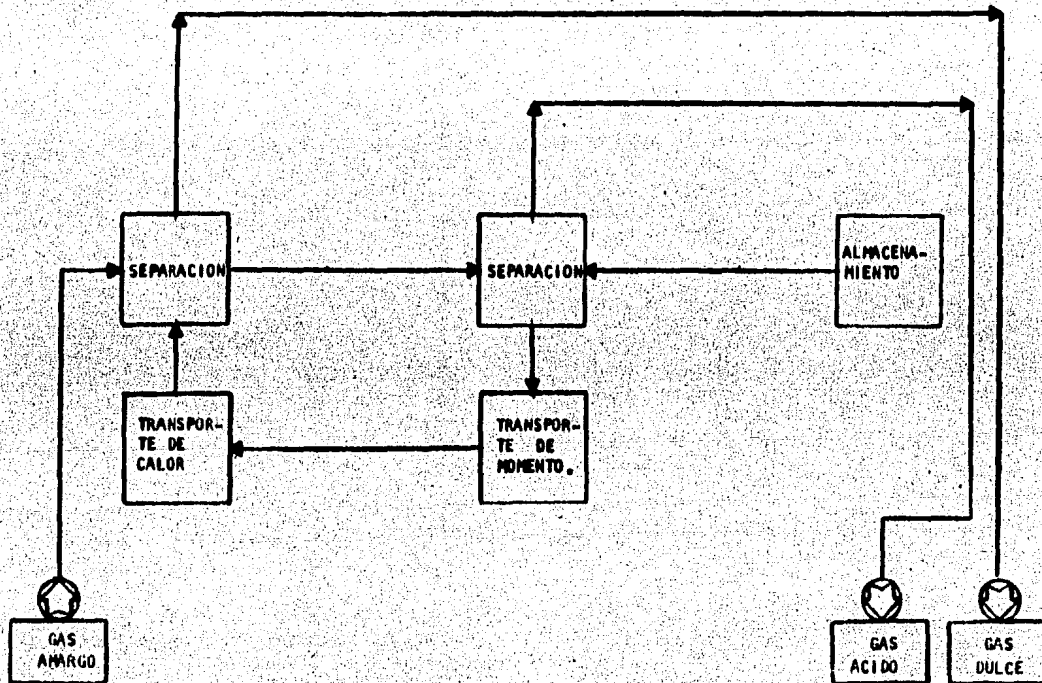
La solución regenerada, esencialmente libre de gases ácidos, se envía mediante una bomba de recirculación, al enfriador de solvente pobre (equipo opcional que depende de la temperatura de alimentación del gas amargo), de donde finalmente pasa a la columna de absorción.

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

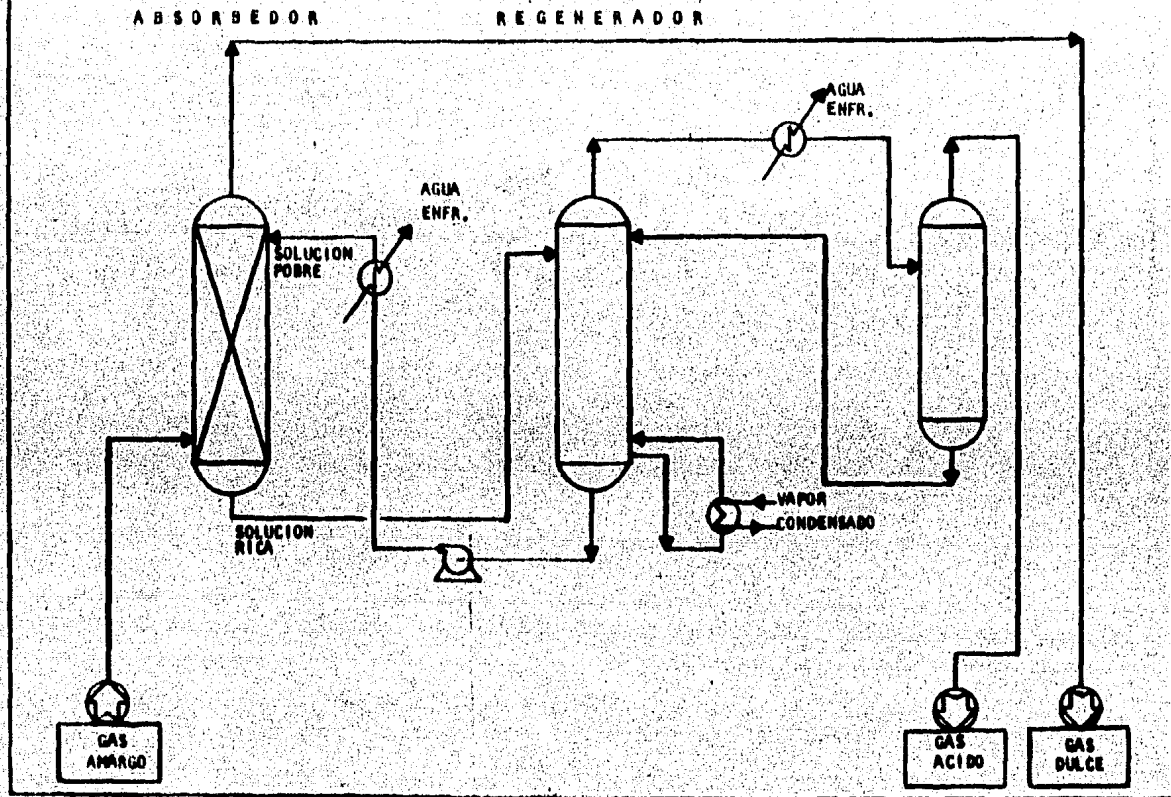
MODULOS BASICOS DEL PROCESO

El proceso consta de cinco módulos básicos, dos de se-

CASO III.- Agrupa: BENFIELD, CARBONATO DE POTASIO CALIENTE, CATACARB, GIAMMARCO VETROCOKE (CO₂),
y AMONIACO CAUSTICO



**CASO III.- Agrupa: BENFIELD, CARBONATO DE POTASIO CALIENTE, CATACARB, GIAMMARCO VETROCOKE(CO₂)
y AMONIACO CAUSTICO.**



paración, uno de transporte de calor, uno de transporte mecánico y uno de almacenamiento. La alimentación de gas amargo se hace pasar al primer módulo de separación, donde se produce gas dulce y solución rica. En el segundo módulo de separación se obtiene gas ácido y solución pobre. El módulo de almacenamiento contiene la solución virgen. El módulo de transporte mecánico tiene por objeto aumentar la presión de la solución regenerada y el módulo de transporte de calor sirve para ajustar la temperatura de la solución regenerada que se envía al primer módulo de separación.

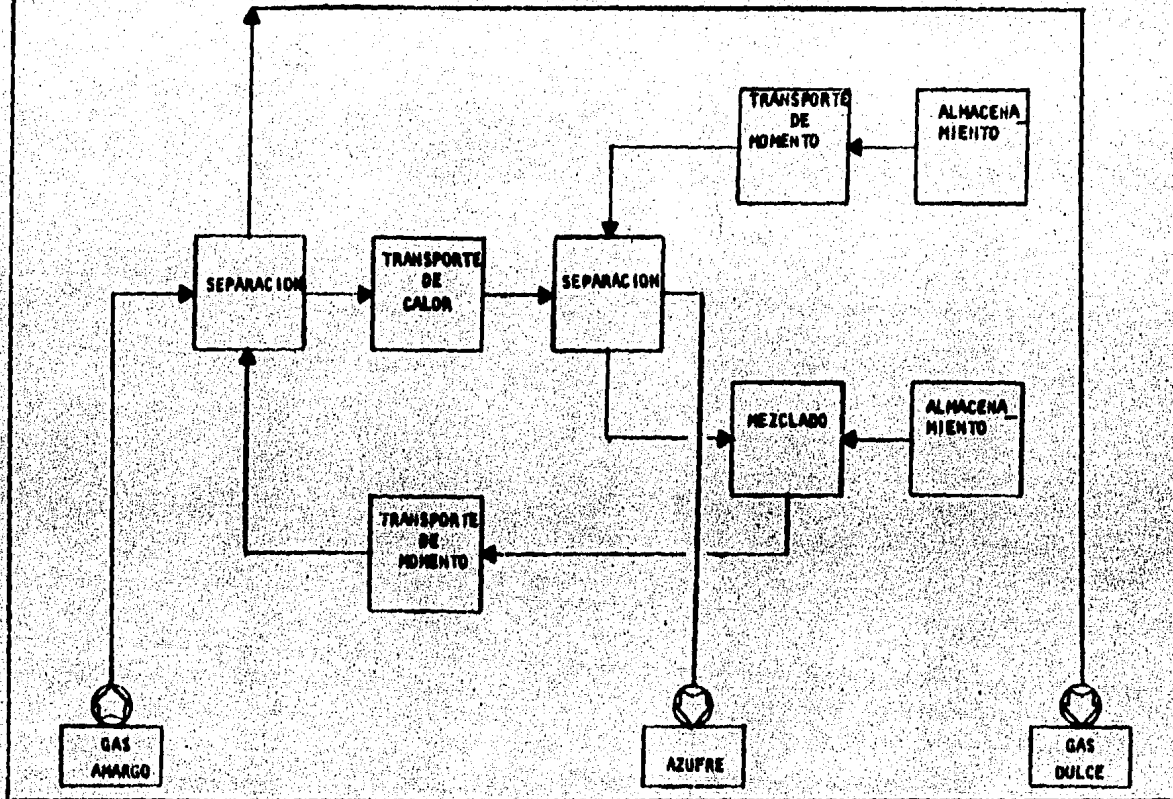
CASO IV.- Agrupa: Giammarco Vetrocoke (H_2S) y Stretford. El proceso se basa en la absorción química regenerativa de H_2S mediante una solución de sales inorgánicas o una mezcla de éstas con un solvente orgánico. El gas amargo alimentado se pone en contacto, a contracorriente, con la solución pobre o regenerada en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. La solución rica que deja el absorbedor pasa por un calentador de vapor con el fin de proporcionar el calor necesario para la desorción y oxidación del producto de reacción del H_2S con la solución absorbente. Esta oxidación se lleva a cabo en un oxidador abierto a la atmósfera en su parte superior. Aquí se burbujea con aire la solución rica, regenerándose la solución pobre y obteniéndose azufre elemental. El azufre elemental se elimina en forma de espuma flotante, filtrado al vacío y lavado. El solvente así regenerado se envía a un tanque de mezclado con el fin de homogeneizar la solución pobre que se envía mediante una bomba de recirculación, al domo del absorbedor final.

MODULOS BASICOS DEL PROCESO

El proceso consta de ocho módulos básicos, dos de separación, dos de transporte mecánico, dos de almacenamiento, uno de transporte de calor y uno de mezclado. La alimentación de gas amargo se hace pasar por el primer módulo de separación, donde se produce gas dulce y solución rica. El módulo de trans

porte de calor tiene por objeto calentar la solución rica en gases ácidos. En el segundo módulo de separación se obtiene azufre elemental y solución regenerada. El primer módulo de transporte mecánico proporciona el aire necesario para la regeneración, que está contenido en el primer módulo de almacenamiento. El módulo de mezclado tiene por objeto homogeneizar la solución regenerada. El segundo módulo de almacenamiento contiene la solución virgen. El segundo módulo de transporte mecánico sirve para enviar la solución, regenerada y homogeneizada, al primer módulo de separación.

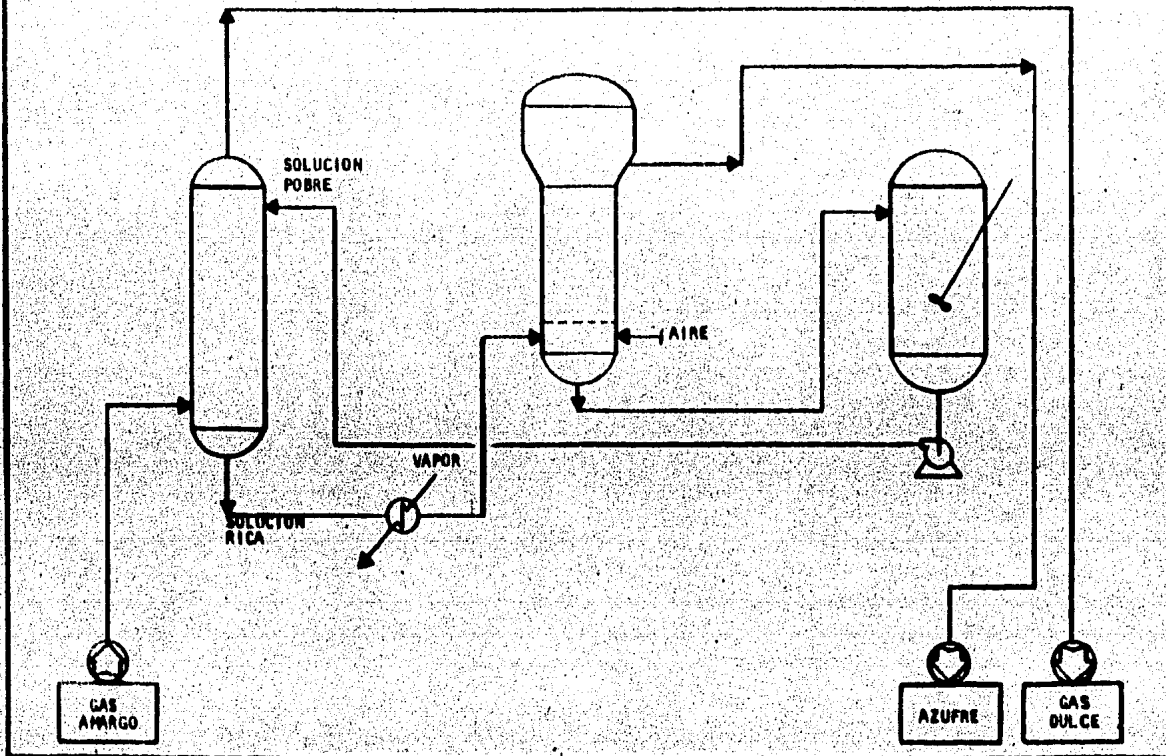
CASO IV.- Agrupa: GIAMMARCO VETROCOKE (H_2S) y STRETFORD.



CASO IV.- Agrupa: GIANMARCO VETROCOKE (H₂S) y STRETTFORD.

A B S O R B E D O R

R E G E N E R A D O R



CAPITULO V

ANALISIS PRELIMINAR DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS

V.1) GENERALIDADES

El análisis de las diversas alternativas se desarrollará en forma particular a cada proceso, independientemente al grupo a que pertenezca, señalando en cada caso las ventajas y limitaciones que se presentan; lo anterior proporcionará un argumento para seleccionar las posibilidades más adecuadas a éste estudio, para posteriormente analizar y evaluar la mejor alternativa.

V.2) CRITERIOS DE SELECCION DEL PROCESO

La selección preliminar del proceso se llevará a cabo en base a tres conceptos fundamentales:

- 1) Naturaleza del medio absorbente, el cual va ligado algunas veces a las facilidades de suministro.
- 2) Naturaleza del gas a tratar, particularmente su contenido de impurezas.
- 3) Pureza requerida del gas producto, dependiente del uso posterior del mismo.

V.2.a) NATURALEZA DEL MEDIO ABSORBENTE

El medio absorbente debe tener, en mayor o menor grado las siguientes características esenciales:

- Alta solubilidad de los gases ácidos
- Baja solubilidad de los otros componentes gaseosos
- Reversibilidad en la reacción solvente-gas, ya sea por reducción de presión o por calentamiento.
- Baja presión de vapor
- Baja viscosidad
- Bajo punto de congelación
- Estabilidad química
- Bajo grado de corrosión
- Bajo precio

V.2.b) NATURALEZA DEL GAS A TRATAR

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

- Composición (contenido de impurezas)
- Presión
- Temperatura

V.2.c) PUREZA REQUERIDA DEL GAS PRODUCTO

Para continuar la evaluación se requieren las siguientes características del gas producto:

- Composición
- Presión
- Temperatura

V.3) SELECCION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS

La selección se efectuará tomando en cuenta los criterios de selección y las características generales de cada proceso, comparadas con los requerimientos de diseño que a continuación se describen:

	GAS AMARGO	GAS DULCE	GAS ACIDO
HC, % mol	94.853	99.329	0.000
CO ₂ , % mol	3.415	0.030	64.300
H ₂ S, % mol	1.562	0.005	29.567
H ₂ O, % mol	0.17	0.636	6.133
Flujo, lb/h	1043568.	966653.	81866.
Presión, psig	70.30	65.30	12.93
Temperatura, °F	80.00	80.00	120.

ADIP:

El proceso se aplica para remover substancialmente el H_2S (a pocas ppm) y remueve parcialmente las incidencias de CO_S , CO_2 y mercaptanos. La alimentación a la planta puede ser gas de síntesis o de refinería, gas natural o bien LPG los cuales contienen gases ácidos.

El proceso está basado en un ciclo de absorción-regeneración usando una solución acuosa de alkanolamina la cual reacciona con los gases ácidos y de nombre comercial Adip. La alimentación conteniendo H_2S se pone en contacto a contracorriente con la solución Adip en una columna de absorción o extracción. La solución regenerada es introducida en la columna de absorción por el domo a una temperatura normal o ligeramente mayor abandonando la columna por el fondo. La solución rica intercambia calor con la solución regenerada y es alimentada al regenerador. Los gases ácidos son separados en el regenerador el cual está equipado con un rehervidor de vapor. La solución regenerada fría es reciclada al absorbedor. Los gases ácidos son removidos de la solución en el regenerador, los cuales son enfriados para condensar el agua. El bajo consumo de vapor normalmente asociado con el proceso, se reduce aún más cuando se extraen impurezas de gases a presión, ya que se pueden alcanzar mayores temperaturas de absorción; debido a lo anterior el proceso presenta tanto un ahorro en el capital como en los costos de operación. El solvente es no corrosivo, por lo que se puede utilizar acero al carbón como material de construcción teniendo se una menor inversión inicial.

El H_2S en el producto puede reducirse hasta cantidades menores de 4 ppm por lo que un tratamiento posterior es innecesario.

En cuanto a las condiciones de operación el proceso es ampliamente flexible. La presión del absorbedor está fijada por la presión de la corriente de alimentación operando en un rango que va de 0 a 700 psig ($49.26 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$). El solvente se regenera por calentamiento, a una presión cercana a la atmos

férica, por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.4 Kg/cm² man) máximo; la baja presión del vapor (arriba de 60 psig) es proporcionada por el calor del rehervidor debido a las altas temperaturas que se requieren en la regeneración del solvente, éste, en presencia de CO₂ y H₂S, se degrada a compuestos no regenerativos, perdiéndose 2 lb/MMPCD de gas tratado, aproximadamente.

La velocidad de circulación del solvente depende de la velocidad del gas total alimentado y de su concentración de gases acídicos.

Aspectos Económicos: Base: 925 ton. métricas/día, - -
15.6% (vol.) de H₂S y 0.1% vol. CO₂

Producto: 100 ppm vol. H₂S y 0.1% vol. CO₂

Costo de la Planta: 1 millón de dólares.

Circulación de solvente: 200 m³/h

Servicios: Vapor de baja presión (4.5 atm.)-450 T/sd

Electricidad: 3 000 kwh/sd

Agua de reposición (condensado vapor): 9 t/sd

Químicos: Adip (100%, por pérdidas mecánicas)- 70 kg/sd

Costos de operación: Laboral-1 operador por turno.

Mantenimiento: 2% del capital

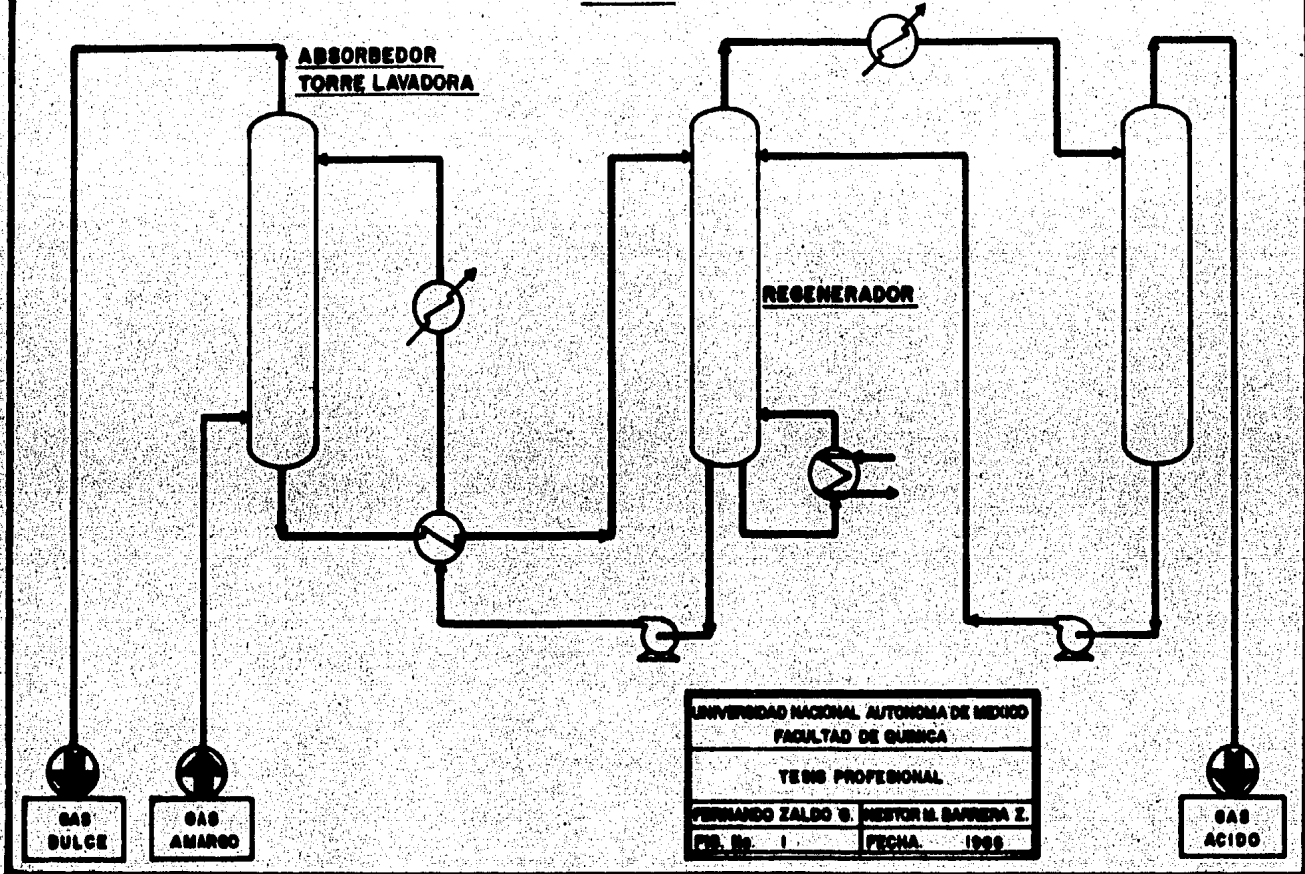
En cuanto a las instalaciones comerciales hay aproximadamente 130 unidades en operación o en construcción. En México no existe.

Una de las limitaciones que presenta el proceso es el costo por derecho de transferencia de tecnología. La licencia está bajo la firma de Shell International Research Mij B.V., -- The Hague y Shell Development Co., Houston, (USA).

Considerando que se necesita un proceso que elimine el CO₂ hasta un nivel de 0.03%, el proceso Adip no cumple con los requerimientos preliminares.

* Datos correspondientes a 1973.

ADIP



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO B. NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 1 FECHA. 1999

GAS ACIDO

ECONAMINA

El proceso se aplica para remover impurezas acídicas, H_2S y CO_2 , de las corrientes de gas. Se utiliza como medio absorbente una solución acuosa del hidroxiamino etil-éter de nombre comercial Diglycolamina (DGA).

El producto que se obtiene es gas de síntesis o de refinería, o gas natural en el cual el H_2S puede ser reducido a niveles menores de 4 ppm y el CO_2 a niveles menores que los normalmente obtenidos con un tratamiento de DEA o MEA convencional.

El esquema de proceso es idéntico a cualquier otra planta de tratamiento con alcanolamina. Algunas plantas con tratamiento severo de MEA han sido cambiadas por Flúor Econamina sin cambiar el equipo.

El gas alimentado es purificado en un contactor donde las impurezas acídicas son absorbidas por la solución de Flúor Econamina. El gas tratado es deshidratado o bien se envía a otro procedimiento subsecuente. La solución rica se calienta por intercambio con la solución pobre caliente, y el flujo se separa en un recipiente para la regeneración de la solución. Los gases ácidos y el vapor de agua separados y sobrecalentados pasan a un condensador. El agua condensada se mantiene en reflujo mientras el H_2S y el CO_2 son enviados al quemador o bien a recuperación de azufre. El calor necesario en el separador es proporcionado por un rehervidor de vapor. La solución pobre que abandona el separador, pasa a través de los intercambiadores y la solución fría es bombeada a la parte superior del contactor.

Aún no se ha establecido un límite máximo de operación, pero se ha observado que a concentraciones arriba de 7 a 8% de gases ácidos totales, es conveniente usar otro proceso. El rango de presión más adecuado para el proceso es de 850 a 1200 psig (59.76 a 84.36 Kg/cm^2 man), obteniéndose un gas dulce producto con 0.3% de CO_2 y hasta 0.25 granos de $\text{H}_2\text{S}/100$ PCS (0.006 ppm).

El solvente se regenera por calentamiento a una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.4 Kg/cm^2 man) máximo.

La solución tiene generalmente 65% peso de DGA o más, lo que permite reducir el gasto de solvente en un 25 - 40%, comparado con un tratamiento con Monoetanolamina. Este resultado es substancial tanto para el ahorro de capital como de los costos de operación.

La principal limitación del proceso es la tendencia a la formación de altos productos de degradación, lo cual se previene usando una técnica simple y no cara de redestilación a alta temperatura, que purifica parte de la solución tratante; la adición de otros químicos no cáusticos se involucra en esta operación, aún así se pierde 3 lb/MMPCD de gas tratado. Este método de redestilación permite emplear el proceso de Ecolamina para corrientes de gas que contienen COS ó CS₂ a partir de la descomposición de los productos formados por la reacción entre las impurezas de azufre y la DGA que es también regenerada durante la técnica de redestilación normal.

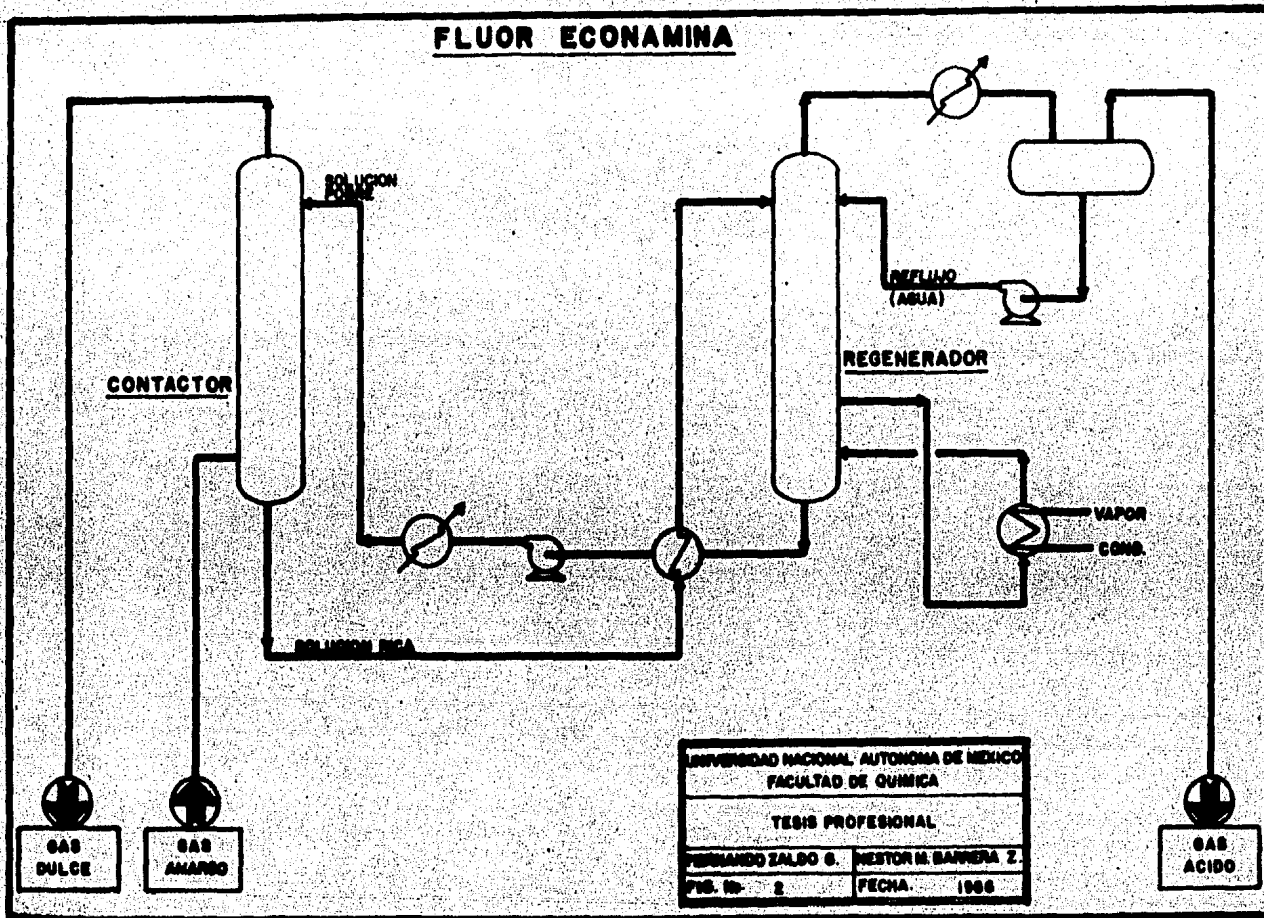
La experiencia ha demostrado que la corrosión es comparable o menor que la experimentada normalmente con las aminas convencionales; el solvente es más corrosivo a altas temperaturas por lo que es necesario usar acero térmico.

El proceso se utiliza en 19 plantas, que tienen en conjunto una capacidad instalada de 1 000 MMPCD. En México no existe ninguna planta.

Otra de las limitaciones que presenta el proceso es el costo por transferencia de tecnología. La licencia está bajo la firma "Fluor Engineers and Constructors, Inc."

Debido a lo anterior, el Proceso Econamina no es adecuado.

FLUOR ECONOMINA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO S.	NESTOR M. BARRERA Z.
POS. No. 2	FECHA. 1966

GIRBOTOL

El proceso se emplea fundamentalmente para remover H_2S y/o CO_2 de corrientes de hidrocarburos líquidos y/o gaseosos, mediante la absorción con soluciones acuosas de monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) o trietanolamina (TEA).

Cada una de ellas tiene diferentes propiedades, por lo mismo la primera se usa preferentemente para el endulzamiento de gas natural; la DEA se emplea para la purificación de hidrocarburos líquidos y para endulzar gases de refinería; y la TEA por las dificultades que presenta su regeneración y alto costo no tiene mucha aceptación comercial.

Para la carga a estas plantas se usan principalmente -- corrientes de hidrocarburos ligeros amargos provenientes de Campos de Producción, Refinerías o Complejos Petroquímicos (gas natural, gas combustible, etano, propano, butano, LPG, etc.) con un contenido de gases ácidos que puede variar de acuerdo a la procedencia desde unas cuantas partes por millón hasta algunas unidades en porcentaje molar. En general, se puede decir, que el máximo contenido de gases ácidos es de 25% de CO_2 y 25% de H_2S , operando el proceso a presiones que van de la atmósfera -- a 1200 psig (84.36 Kg/cm² man.) alcanzando las más atractivas especificaciones de línea (0.03% de CO_2 y 0.005% de H_2S).

El proceso consiste en la absorción de los contaminantes contenidos en las corrientes líquidas o gaseosas con una solución acuosa de DEA a temperaturas que van de 27 a 49°C. El solvente se regenera por calentamiento aumentando la temperatura entre 110°-127°C y a una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de -- salida de 20 psig (1.4 Kg/cm² man.) máximo.

La corriente de gas amargo se alimenta al absorbedor, donde se pone en contacto a contracorriente con una solución -- de DEA pobre (DEA regenerada) la cual se alimenta por la parte superior; por el domo del absorbedor se obtiene como producto -- el gas dulce con las especificaciones requeridas y por el fondo una solución de DEA rica. Por otro lado la corriente de líquido amargo se alimenta al contactor por la parte inferior y a --

contracorriente se pasa una solución de DEA pobre, el líquido dulce obtenido en el domo se envía al acumulador de hidrocarburos dulces, donde se separa la DEA que eventualmente pudiera haber sido arrastrada y posteriormente se manda como producto a L.B.

Las soluciones de DEA rica, provenientes del absorbedor y del contactor se expanden, se unen con la corriente proveniente de la pierna del tanque acumulador de hidrocarburos dulces y se envían al tanque acumulador de amina rica, en donde se separan los hidrocarburos coabsorbidos. La expansión de la solución de DEA puede hacerse en una válvula, o bien, a través de un expansor para recuperación energética. Del acumulador de amina rica, la DEA se manda a la torre regeneradora, previo calentamiento con los fondos de la misma, con el objeto de eliminar gases ácidos y poder, de esta manera, reutilizar la amina regenerada. El gas ácido obtenido por el domo de la regeneradora, se separa del agua mediante condensación de ésta y se envía a L.B. para recuperación de azufre o para ser quemado. El producto de fondos de la regeneradora lo constituye la solución de amina pobre que después de intercambiar calor con la amina rica, se bombea hacia el absorbedor y contactor pasando un filtro de canasta un intercambiador de calor y un filtro de carbón.

De los diferentes agentes la MEA resulta más atractiva, debido a que es una base más fuerte y reacciona más rápido, tiene una mayor estabilidad, minimizando la degradación térmica y facilitando su recuperación de soluciones contaminadas; sin embargo, la MEA puede reaccionar con COS ó con CS₂ formando compuestos no regenerativos.

El proceso presenta el problema de producir espuma lo cual 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.

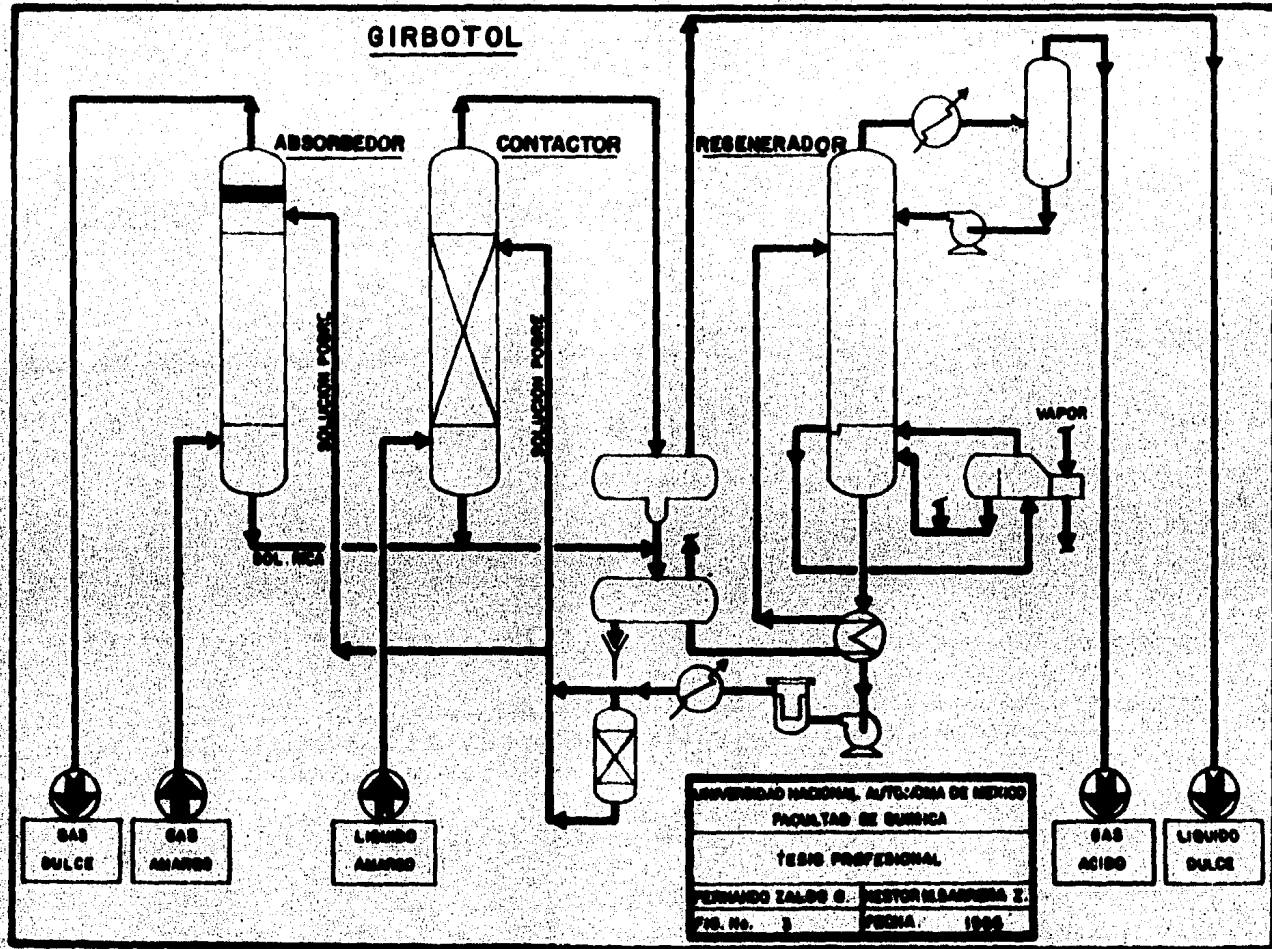
Por otra parte, las etanolaminas presentan el problema de corrosión, especialmente donde se opera a altas temperaturas lo cual hace necesario el uso de aleaciones y materiales especiales para inhibir este problema.

El proceso está en operación en varios centenares de -- plantas con una capacidad instalada total de varios miles de -- MMPCD. En México la capacidad de condensados es de 84,000 BPD y de gas amargo son 3,760 MMPCD.

Una de las ventajas que tiene el proceso es que no paga regalías por su empleo.

De acuerdo a los requerimientos preliminares el proceso Girbotol es una alternativa adecuada.

GIRBOTOL



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL
 FERNANDO ZALDE G. NESTOR EL BARBERA Z.
 FIG. No. 3 PÉGINA. 1995

SNPA-DEA

Se emplea para endulzamiento de gas, con un contenido total de gases a eliminar de 10% mínimo, para que el proceso sea comercialmente aceptable, y operando a presiones de aproximadamente 500 psig (35.2 Kg/cm² man.) o mayores.

El medio absorbente empleado es una solución acuosa de Dietanolamina a concentraciones basadas en la experiencia de escala comercial para obtener una mejor economía. El gas dulce obtenido alcanza las especificaciones convencionales de línea de 2% ó menos de CO₂ y 0.25 granos/100 ft³ (.006 ppm) de H₂S. Los gases ácidos removidos de la corriente gaseosa tienen la presión y temperatura adecuadas para servir como una alimentación directa a una unidad recuperadora de azúfre tipo Claus.

Descripción del Proceso. - Una unidad SNPA-DEA es similar a la convencional de DEA en muchos aspectos. Las diferencias notables son: uso de altas concentraciones de solvente, optimización de las condiciones de operación para obtener mayor poder de absorción en ft³ std tratados/gal. solución y un especial cuidado con la solución pobre para mantener un bajo nivel de sólidos, productos corrosivos e hidrocarburos. Esto da por resultado una operación estable a través de un amplio rango de condiciones con poca tendencia a la formación de espuma y por tanto, amplia flexibilidad en el flujo de operación. Una de las ventajas del proceso es que no requiere ningún paso intermedio entre la unidad SNPA-DEA y la unidad recuperadora de azufre independiente de la composición o de la naturaleza de los hidrocarburos en la corriente de gas amargo.

La corriente gaseosa entra al contactor donde es lavada, con solución de DEA. El H₂S (y CO₂) son removidos en la DEA rica que sale del contactor. Esta fluye hacia un tanque flash donde los gases disueltos son arrojados al combustible.

Del tanque flash, la DEA rica es precalentada y cargada al regenerador. En el regenerador los gases ácidos son, separados de la solución de DEA, entonces son enfriados y mandados a una planta recuperadora de azufre. El solvente se regenera

por calentamiento a una presión cercana a la atmosférica por lo que, el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.41 Kg/cm² man.) máximo. La DEA pobre del regenerador es enfriada y se regresa al contactor.

Condiciones de Operación. - Las unidades comerciales operan desde 600 a 1100 psig (42 a 77 Kg/cm² man.) tratando gases conteniendo de 11 a 35% de gases ácidos. Las pérdidas del solvente son del orden de 2 lb/MMPCD (0.91 Kg/MMPCD) de gas tratado.

En cuanto a la inversión, los factores que afectan los costos de ésta incluyen: presión de operación, contenido de gases ácidos, relación H₂S/CO₂ y pureza del gas tratado; la inversión para una unidad procesadora en límites de Bateria para 200 MMPCSD de gas natural a 900 psig (63 Kg/cm² man.) para producir un gas tratado bajo especificaciones de línea será de 8-85 millones de dólares. El total de gas ácido removido en esta unidad es 68 MMPCSD con una relación de 4/1 de H₂S/CO₂.

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

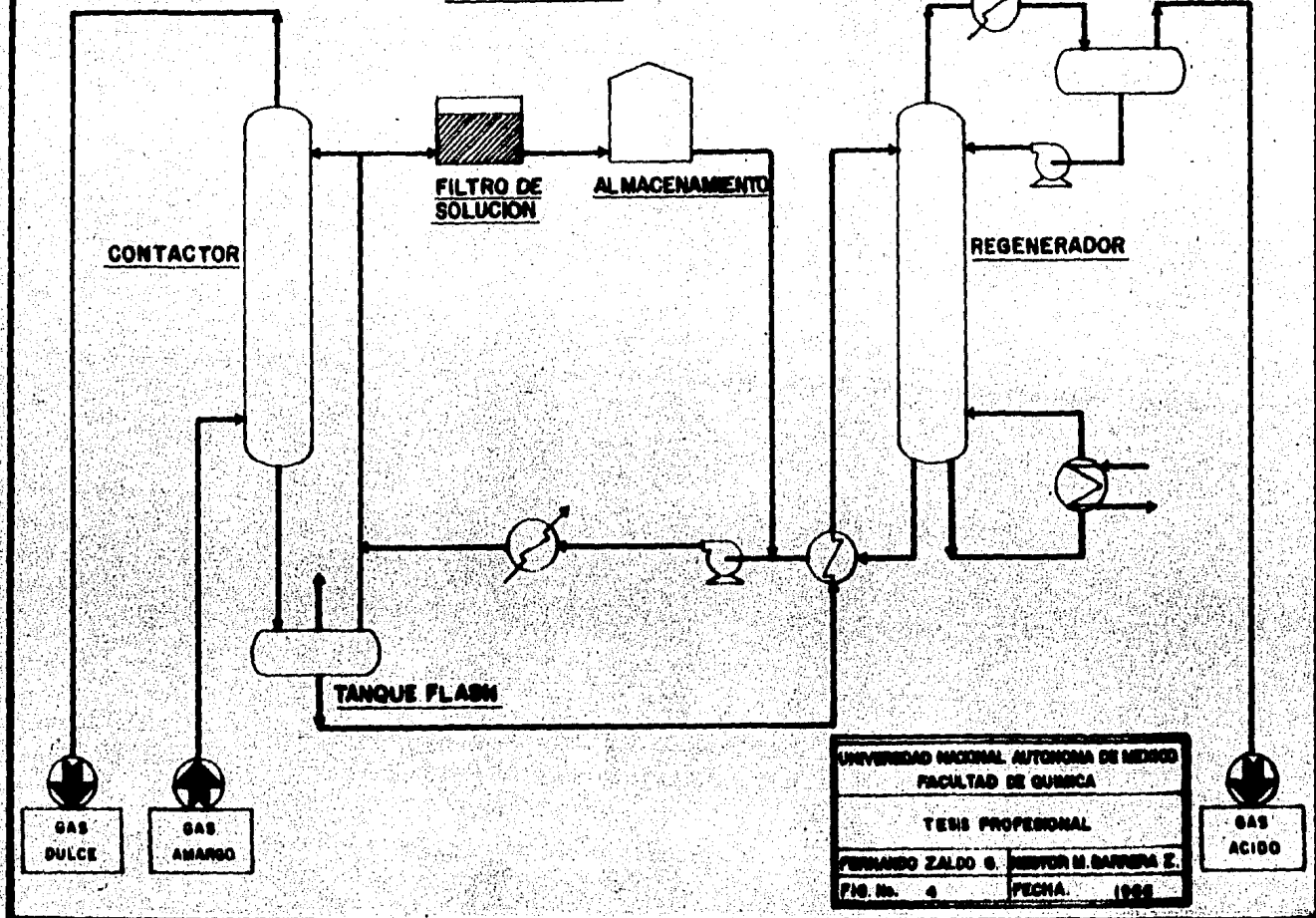
La capacidad instalada total es de 2000 MMPCD y están en construcción plantas para tratar 500 MMPCD.

En México no existe.

El costo por derecho de transferencia de tecnología es factor importante a considerar en el proceso. La compañía "The Ralph M. Parsons Co." es licenciadora del proceso. Referir se a Wendt, C. "Gas Treating: The SNPA Process", Hydrocarbon Processing, Vol. 46, No. 10, 155-157 (1967).

Puesto que no se satisfacen las condiciones de presión y contenido de impurezas en el gas a tratar, el proceso "SNPA-DEA" no cumple con los requerimientos preliminares.

SNPA - DEA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO G. MENTOR M. BARRERA E.
FIG. No. 4 FECHA. 1988

SULFINOL

Dentro de las aplicaciones de este proceso está la de remover gases ácidos tales como H_2S , CO_2 , COS y mercaptanos de gas natural, de síntesis o refinería.

El proceso se basa en el uso de un solvente orgánico de nombre comercial Sulfolane (dióxido de tetrahidrotiofeno) mezclado con un alkanolamina (diisopropanolamina) y agua.

El proceso provee simultáneamente una absorción física y química de los gases ácidos, y se utiliza para eliminar grandes concentraciones de CO_2 y H_2S , además es de considerable interés para situaciones donde se tienen bajas presiones parciales de los componentes ácidos. El solvente se regenera por calentamiento a una presión muy cercana a la atmosférica por lo que, el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 10 psig (0.7 Kg/cm^2 man.) máximo.

La solución de sulfolane puede cargarse fácilmente a un 85% de su valor de equilibrio, representando esto una ventaja con respecto a las dietanolaminas que sólo aceptan hasta el 50% además, no forman espuma, es muy estable con respecto a las degradaciones técnica y química (el sulfolane inhibe la degradación de aminas), por lo que las pérdidas de solvente son del orden de 0.5 lb/MMPCSD (0.23 Kg/MMPCSD).

El gas alimentado es contactado con solvente regenerado Sulfinol en el absorbedor. La alimentación de gas entra cerca de la base de la torre y el solvente por el domo de la misma. Los gases tratados salen de la unidad para su posterior procesamiento. En unidades operando a altas presiones el solvente puede ser flasheado en una torre flash, donde muchos de los hidrocarburos absorbidos son separados para regresarlos al absorbedor o para usarlos en combustibles. En otras unidades el solvente rico es mandado directamente al regenerador, donde los gases ácidos son separados, usando un reboiler.

El solvente regenerado es enfriado y recirculado al absorbedor. Los gases ácidos son enfriados, y el condensado es separado y regresado al regenerador como reflujo, mientras que

los gases ácidos son dispuestos para tratamiento posterior.

Condiciones de Operación.- El proceso se usa para tratar gas natural donde la concentración de CO_2 varía de 1.1 a 28% y la del H_2S de 0 a 53%. La presión de operación del proceso está dentro del rango de 0 a 1000 psig (0 a 70.3 Kg/cm^2 man.), obteniéndose las especificaciones de línea en el gas dulce producto (0.03% de CO_2 y 0.005% de H_2S).

Las presiones de absorción son determinadas por la presión de alimentación del gas y varían desde ligeramente arriba de la atmosférica a 1000 psig (70.3 Kg/cm^2 man.) o más.

La temperatura del absorbedor varía con la presión de operación, mientras que la circulación del solvente varía con la velocidad de alimentación de los gases y contenido de gas ácido. Las velocidades de circulación son relativamente bajas, comparadas con las de los procesos convencionales de amina.

Dentro de las necesidades económicas se tienen las siguientes, por libra de gas ácido removido:

Electricidad, KWH	<0.01
Vapor (60 psig ó 4.2 Kg/cm^2 man.)	0.8 - 1.6 lb (0.36 - 0.73 Kg)
Agua de enfriamiento	5.4 - 9.8 gal (0.02 - 0.037 m^3)

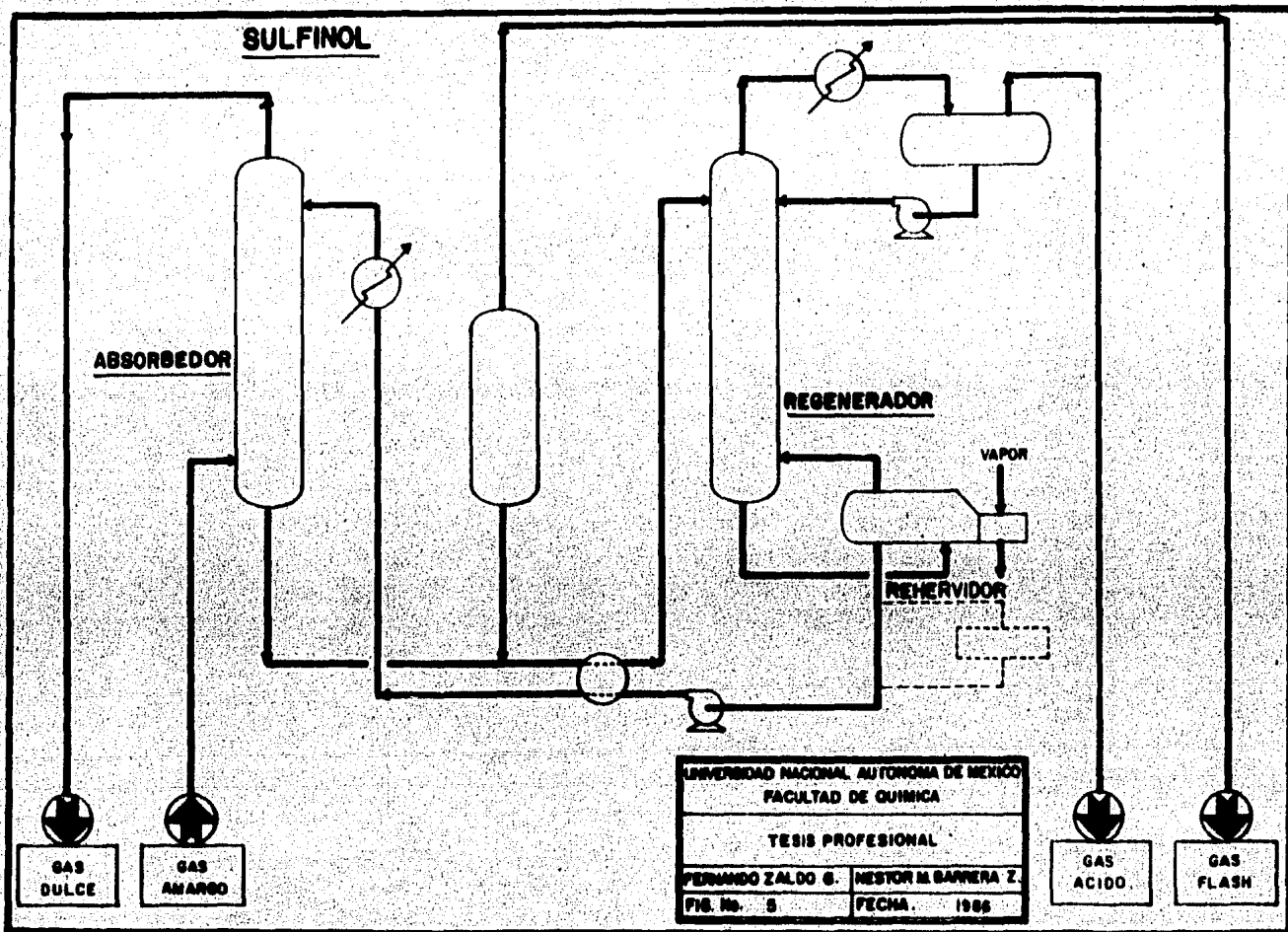
Existen más de 100 unidades en operación ó construcción, y aproximadamente 70% de éstas son para tratamiento de gas natural; en México ninguna planta opera con este proceso.

El costo por derecho de transferencia de tecnología y el alto precio del solvente (36.25 dólares/gal en E.U.A.) son factores que deben tomarse en cuenta.

La firma "Shell International Research Mij" tiene los derechos de patente del proceso. Para mayor información de este proceso: Hydrocarbon Processing, Vol. 44, no. 4, pp. 137-140 (1965).

Conforme a los requerimientos preliminares el proceso -
sulfinol presenta una alternativa adecuada.

• Datos correspondientes a 1973.



ESTASOLVAN

El proceso utiliza como medio absorbente solvente Tri--N-Butil fosfato (TBP), las características de operación del proceso permiten tratar gas amargo sin restricción en su contenido de CO_2 y hasta con 30% de H_2S . Como se trata de absorción física la presión de operación debe de ser del orden de 800 a 1200 psig (56.24 a 84.36 Kg/cm^2 man.) obteniéndose un gas dulce producto con 4 ppm de H_2S ; el CO_2 no se elimina con este tratamiento.

El solvente se regenera reduciendo la presión hasta un valor cercano al atmosférico por lo que, el gas ácido deberá tener una presión de salida de 10 psig (0.70 Kg/cm^2 man.) máximo. El solvente "TBP" tiene algunas ventajas como lo son: Baja densidad, baja viscosidad inclusive a bajas temperaturas, muy pequeña presión de vapor, escasa formación de espuma y poca toxicidad. Las pérdidas del solvente son del orden de 1 lb/MMPCSD y se deben a la autoevaporación que se efectúa en la zona de regeneración.

La capacidad instalada para este proceso es de 200 MMPCD y está únicamente en operación en Europa.

Las principales desventajas que presenta el proceso son: el elevado costo del solvente (55.1 dólares/gal en U.S.A.), y el pago por regalías al "Institut Francais du Petrole".

Dado que la presión es elevada y no se elimina el CO_2 , el proceso estasolvan no reúne las condiciones preliminares requeridas.

FLUOR

Se aplica para la eliminación de altas concentraciones de impurezas ácidas, CO_2 y H_2S , de las corrientes de gas natural y gas de síntesis.

Las plantas son diseñadas para proporcionar niveles de CO_2 y H_2S necesarios a cada situación específica.

El proceso de solvente Flúor emplea para la extracción de gases ácidos un anhídrido orgánico el propilen carbonato, de nombre comercial solvente flúor que remueve el CO_2 y H_2S de las corrientes de gas natural. El uso de altas cantidades de solvente, el cual absorbe el gas ácido por fenómenos físicos, permite regenerar el solvente por simple reducción de la presión del solvente rico, usualmente sin aplicación de calor. El abatimiento de presión del solvente rico es hasta alcanzar una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.4 Kg/cm^2 man.) máximo. Los arreglos seleccionados del proceso para alguna instalación particular dependen de varios factores como pueden ser: el grado de purificación requerido, la concentración de CO_2 y H_2S en el gas alimentado, la presión de operación, etc.

La absorción se favorece a bajas temperaturas (menores de la ambiente preferentemente), y a menor contenido de hidrocarburos pesados aumenta la eficiencia global del proceso. La expansión de los constituyentes ácidos a través de los equipos de la planta proporciona una suficiente refrigeración. En otras ocasiones se ha encontrado ventajoso instalar equipo adicional de transferencia de calor así como un sistema de refrigeración auxiliar que permite velocidades de circulación más bajas en la correspondiente reducción en el tamaño de los equipos.

La presión de operación debe ser de 700-1300 psig (49.21-91.39 Kg/cm^2 man.), de tal forma que la presión parcial combinada del CO_2 y del H_2S en el gas de alimentación sea de 75 psig (5.27 Kg/cm^2 man.) o mayor; bajo estas condiciones se obtiene un gas dulce producto con 0.3% de CO_2 y 0.25 granos $\text{H}_2\text{S}/100 \text{ PCS}$ (0.006 ppm). En ocasiones un simple "flashco"

atmosférico o bien un "flasheo" a vacío son preferidos para la regeneración del solvente.

En el proceso es común emplear turbinas hidráulicas en el solvente rico y turbinas de expansión en las corrientes gaseosas separadas a presión intermedia; esto ayuda a la conservación de energía y reduce los requerimientos de refrigeración externa.

La operación del proceso ha demostrado que la recuperación en solvente perdido no es necesaria. El solvente no se descompone debido a que la estabilidad química de éste es buena y no presenta degradación, además tiene baja presión de vapor lo que da por resultado que las pérdidas por evaporación sean mínimas, del orden de 1 lb/MMPCD de gas tratado.

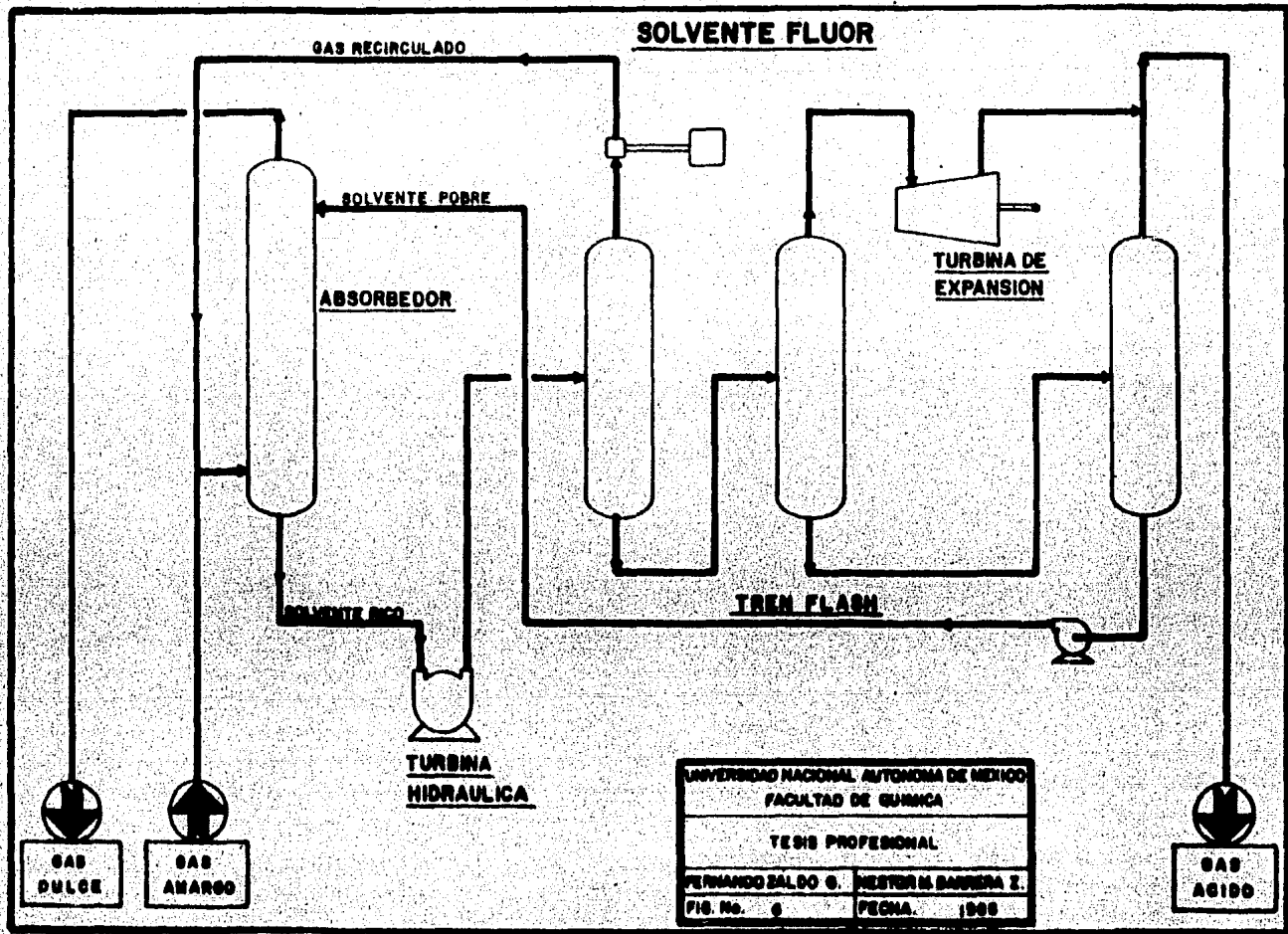
Las principales desventajas del proceso son: el solvente absorbe los hidrocarburos pesados que dificultan la obtención de azúfre del gas ácido, las instalaciones adicionales de equipo y el costo por derecho de transferencia de tecnología. La licencia está bajo la firma "Fluor Engineers and Constructor Inc."

El bajo contenido de agua en el solvente y las bajas temperaturas involucradas en el proceso, provocan menores velocidades de corrosión y puede usarse acero al carbón para todo el equipo.

El proceso está ahora en uso en un total de 10 plantas, 7 de gas natural, 1 de amoníaco y 2 de producción de hidrógeno; en México no existe.

Debido a las presiones elevadas que requiere, el proceso flúor no satisface las condiciones preliminares requeridas.

* Datos correspondientes a 1973.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO SALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 6	FECHA. 1988

PURISOL

Se aplica para la remoción de gases ácidos de gas sintético y gas natural usando una absorción física en N-Metil 2-Pirrolidona (NMP). Tres aplicaciones típicas para gases a alta presión son:

- 1) Remoción de alto contenido de gases ácidos a bajos niveles residuales.
- 2) Remoción de componentes acídicos a productos de pureza moderada usando un sistema regenerador flash.
- 3) Remoción selectiva de H₂S.

El proceso permite tratar gases amargos con un alto contenido de gases ácidos 50% de CO₂ y 50% de H₂S con una presión de operación de va de 800 a 1200 psig (56-84 Kg/cm² man.), con el fin de obtener una presión alta de los gases que se extraerán; el nivel de pureza obtenido es de 0.1% total.

El solvente se regenera reduciendo la presión hasta un valor cercano al atmosférico, por lo que el gas ácido deberá tener una presión de salida de 20 psig máximo (1.4 Kg/cm² man.), si se quieren obtener las especificaciones de línea para el H₂S deberá utilizarse una etapa adicional de regeneración térmica.

Dado que el NMP tiene una alta afinidad por el agua, el proceso puede servir como sistema de deshidratación al mismo tiempo los componentes ácidos no degradan al solvente; aún así se han reportado pérdidas de solvente de orden de 2 lb/MMPCD (0.91 Kg/MMPCD) de gas tratado.

Condiciones de Operación.

Condiciones de la alimentación:

Flujo	100 MMPCSD
Presión	1070 psig (75.2 Kg/cm ² man.)
Temperatura	110°F (43°C)

ANALISIS	ALIMENTACION	GAS TRATADO
H ₂ , % vol.	64.53	96.44
CO ₂ , % vol.	33.15	0.10
CO, % vol.	1.50	2.24
C ₁ , % vol.	0.44	0.59
N ₂ + Ar, % vol.	0.38	0.63

Necesidades:

Fuerza Eléctrica	2 100 KW
Vapor saturado de 45 psig (3.2 Kg/cm ² man.)	1.7 T/hr.
Agua de enfriamiento, 75°F (24°C)	300 m ³ /hr.
Condensado	1.3 T/hr.
Pérdidas de NMP	3 Kg/hr.

No se han encontrado problemas de corrosión para equipos de acero al carbón.

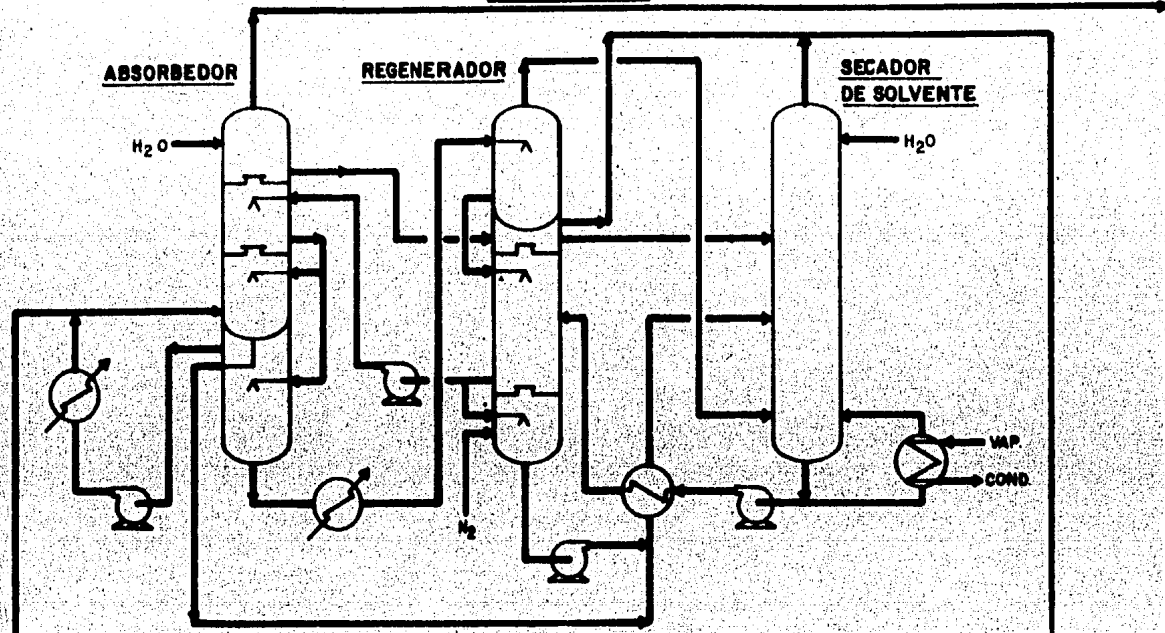
El proceso está operando en 4 plantas que tratan 420 MM - PCSD, 2 para manufactura de hidrógeno a alta presión y 2 para tratamiento de gas natural. En México ninguna planta opera con este proceso.

Las principales desventajas del proceso son: El solvente absorbe los hidrocarburos pesados y se dificulta la obtención de azufre del gas ácido, y el pago de regalías por derecho de patente a la firma, "Lurgi Mineralöltechnik GmbH". Para mayor información, referirse a Hochgesand, G. "Rectisol and Purisol", Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 62 (1970), No. 7 p. 37/43.

Debido a que se requiere una gran presión el proceso purisol no reúne las condiciones preliminares.

* Datos correspondientes a 1973.

PURISOL



GAS AMARGO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO G. NESTOR M. BARRERA Z.
778. No. 7 FECHA 1986

GAS ACIDO

GAS DULCE

SELEXOL

El solvente que se usa en el tratamiento es el dimetil éter del polietilenglicol (DMPEG), de nombre comercial selexol.

El proceso puede manejar cantidades voluminosas de impu rezas (50% total), y no es adecuado para bajas presiones (pre- sión de operación de 700 a 1300 psig [49.21 a 91.39 Kg/cm² man.]) ó concentraciones pequeñas de gases ácidos. El gas natural se re duce hasta 0.5% de CO₂ y menos de 0.25 gr H₂S/100 PCSD (0.006 ppm).

El solvente se regenera mediante un abatimiento de la - presión acompañado de calentamiento ó desorción por aire, alcan zando una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas - ácido deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.4 Kg/cm² man.) máximo; el solvente es también adecuado como agente deshidratan te y presenta todas las ventajas de los solventes físicos, su - baja presión de vapor permite tener pocas pérdidas de solvente.

Existe poco suministro de calentamiento y enfriamiento externo; ésto se compensa por los bajos calores de absorción y el calor específico del selexol de 0.5. Las pérdidas de solven te por evaporación y degradación térmica son de 2 lb/MMPCD de - gas tratado. El solvente es no corrosivo, por lo que puede -- emplearse acero al carbón en todo el equipo.

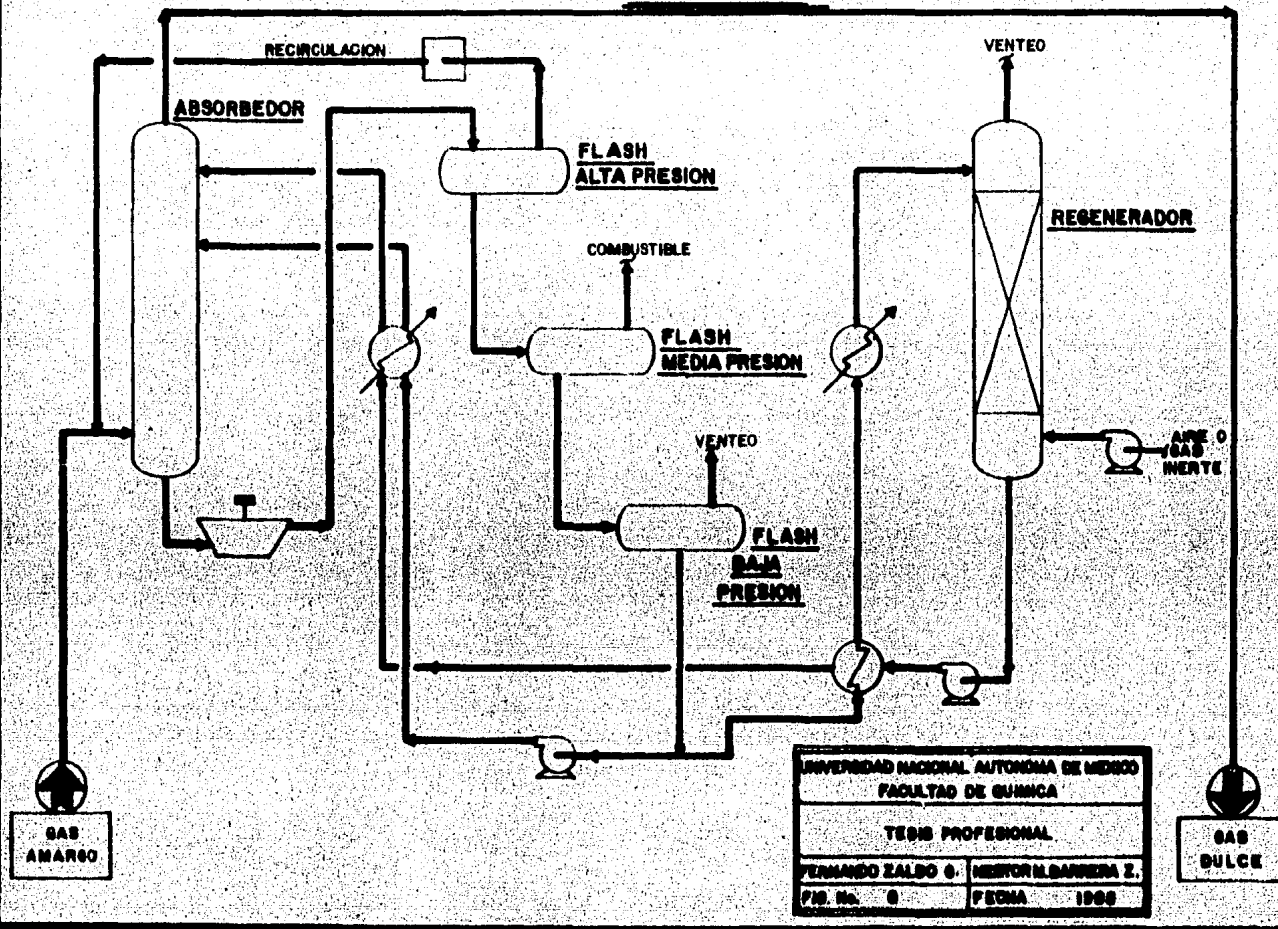
Seis plantas con una capacidad instalada de 900 MMPCSD de gas están en operación. En México ninguna planta opera con este proceso.

Las principales limitaciones del proceso son: El solven te absorbe los hidrocarburos pesados dificultando la obtención de azufre del gas ácido, el costo del solvente es elevado; - - 57.50 dólares/gal. y el costo por derecho de transferencia de - tecnología. El licenciador es la "Allied Chemical Corporation".

Puesto que no se satisfacen las condiciones de presión de operación y no se alcanza la pureza requerida de CO₂ el pro- ceso selexol no es adecuado para los propósitos de este estudio.

* Datos correspondientes a 1972.

SELEXOL



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
TESIS PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO G. NEFFORN BARRERA Z.
FIS. No. 6 FECHA 1968

BENFIELD

Se aplica para la remoción de CO_2 , H_2S y COS de las fuentes de gas natural y gases crudos producidos durante la manufactura de substitutos del gas natural por oxidación parcial de carbón o aceite o por-reformación de la nafta. La remoción selectiva del H_2S sobre el CO_2 proporciona mezclas ricas en H_2S , dichas corrientes son adecuadas para la recuperación de azufre elemental.

La alimentación puede ser gas natural conteniendo CO_2 o CO_2 y H_2S o bien gas de síntesis conteniendo CO_2 (y algunas veces H_2S) producido por oxidación parcial o por procesos de reformado.

El producto es un gas conteniendo H_2S reducido hasta la pureza requerida en las especificaciones de línea en cuanto al gas y con CO_2 removido a pocas ppm. Generalmente el producto obtenido es un gas puro con una concentración de 0.1% de CO_2 y 4 ppm de H_2S .

El proceso consiste en poner en contacto el gas crudo con una solución de carbonato de potasio conteniendo aditivos Benfield a presiones elevadas (100 a 2000 psig [7.03 a 140.6 Kg/cm^2 man.]), en una columna absorbadora (empacada o de platos) en la cual los componentes ácidos (CO_2 y H_2S) son absorbidos. La solución rica es agotada por calentamiento y a presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.4 Kg/cm^2 man.) máximo. La solución pobre es recirculada al absorbedor. Las condiciones de proceso y el arreglo de los equipos varía de acuerdo a la composición del gas alimentado y a las especificaciones del gas producto.

No se debe rebasar el límite de la presión en el absorbedor. El proceso es económicamente más atractivo cuando las presiones parciales de CO_2 y H_2S son altas. En la mayoría de las aplicaciones la concentración de CO_2 ó CO_2 y H_2S está en un rango entre 5 y 50% total de gases ácidos. El gas alimentado puede estar saturado con H_2O y puede contener hidrocarburos pesados.

La temperatura de alimentación no debe ser crítica, generalmente se encuentra entre la ambiental y 400 °F. El calor del gas de alimentación puede usarse para proporcionar parte de los requerimientos térmicos del proceso.

Aspectos Económicos. - El capital de inversión (para plantas grandes) por MMPCD de CO₂ + H₂S removidos es aproximadamente de 75. dólares. En una operación típica se tienen los siguientes requerimientos por MMPCD de CO₂ y H₂S removidos:

Calor en la Regeneración	70,000 - 130,000 BTU
Potencia (Bombas)	1 - 2 kWh
Servicio total de Enfriamiento	50,000 - 100,000 BTU
Costos Químicos	Reposición de la solución por pérdidas mecánicas solamente ya que no hay degradación.

Existen más de 250 unidades en operación que incluyen 18 unidades para endulzamiento de gas natural y alrededor de 150 unidades para tratar gases como substitutos del gas natural. En México existen varias plantas, pero ninguna de ellas procesa gas natural.

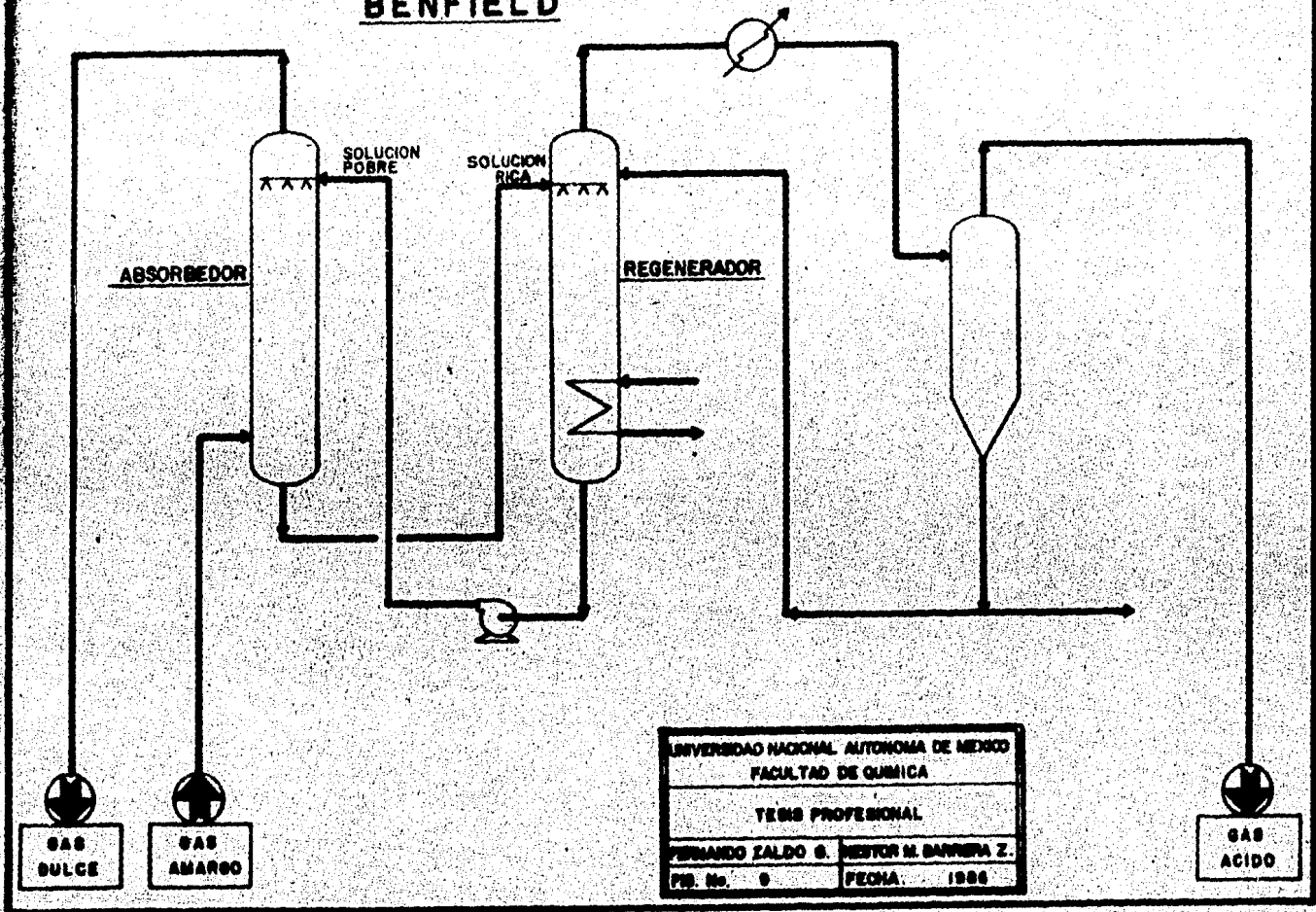
Se tienen ciertos problemas de corrosión, por lo que se presenta la necesidad de utilizar acero inoxidable como material de construcción para algunos equipos v.g.r. bombas.

Una de las desventajas del proceso es la intervención de aditivos en el solvente, lo cual implica la inclusión de un licenciador, con el consiguiente costo por derecho de transferencia de tecnología. La licencia está bajo la firma "The Benfield Corp."

De acuerdo a los requerimientos preliminares, el proceso Benfield no es una opción adecuada ya que no alcanza la pureza requerida de CO₂ y trabaja a una presión ligeramente elevada.

* Datos correspondientes a 1973.

BENFIELD



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
TRABAJO PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO G. VICTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 0 FECHA. 1986

K₂CO₃ Caliente

El medio absorbente que se emplea en éste proceso es una solución acuosa de carbonato de potasio (K₂CO₃) caliente. La presión de operación debe de ser alta, 300 a 1500 psig (21.09 a 105.45 Kg/cm² man.), ya que se requieren elevadas presiones parciales del gas ácido con el fin de acelerar la reacción de absorción. Por la misma razón se requiere una alta relación de CO₂/H₂S, éstas condiciones permiten tratar gas amargo hasta con 25% CO₂ y 8% de H₂S, obteniéndose gas dulce dentro de especificaciones [0.1% de CO₂ y 0.25 gr. H₂S/100 PCSD (.006 ppm)]

El solvente se regenera a una temperatura casi igual a la de absorción y a una presión cercana a la atmosférica, -- por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 10 psig (0.703 Kg/cm² man.) máximo. El proceso presenta un consumo relativamente bajo de vapor, y en el se basan los procesos Benfield, Catacarb, y Giammarco Vetrocoke, la diferencia estriba en los aditivos añadidos al solvente por lo mismo presenta las mismas características que los procesos mencionados.

No se reportan datos de capacidad total instalada, pero hay en operación varios cientos de plantas.

Una de las ventajas del proceso es la carencia de un licenciadore, lo cual evita el pago de regalías por su empleo.

Puesto que no se satisface la presión de operación, el proceso K₂CO₃ caliente no cumple con los requerimientos preliminares.

CATACARB

Se aplica para la purificación de gas y remoción de gases ácidos. La alimentación puede ser SNG crudo, hidrógeno, -- amoníaco de síntesis o fuentes de gas natural. El gas purificado contiene usualmente 0.05 - 2% de CO_2 o bien gas natural con una cantidad menor de 0.25 granos $\text{H}_2\text{S}/100 \text{ ft}^3$ (0.006 ppm); el dióxido de carbono adecuadamente purificado se emplea para alimentos o bebidas; o el H_2S puede convertirse a azufre elemental.

El proceso consiste en lavar el gas crudo en un absorbedor empacado o de platos con una solución acuosa de carbonato de potasio caliente que contiene un inhibidor y un catalizador muy activo, estable y no tóxico. Un sistema de dos etapas es común usar cuando se requiere un gas con alta pureza. La solución rica es "flasheada" y alimentada a la parte superior del regenerador para separar el vapor y remover el CO_2 y H_2S . La solución regenerada es recirculada al absorbedor.

Cuando se usa un sistema de dos etapas, parte de la solución es extraída como solución semipobre en la mitad del regenerador. Una pequeña parte es completamente regenerada por contacto con vapor proveniente del rehervidor.

Debido a la baja corrosión que se presenta, se puede utilizar acero al carbón en todos los equipos, con excepción de aquellos donde existan corrientes de CO_2 con humedad o donde la erosión es alta debido a la elevada velocidad de la solución -- v.g.r. bombas. En éstos puntos puede usarse acero inoxidable.

Las condiciones de operación del proceso:

Temperatura del absorbedor:	120° - 260°F (49° - 126.7°C)
Presión:	200 - 1000 psig (14.06-70.3 Kg/cm ² man.) más comúnmente 300- 500 psig, (21.09 - 35.15 Kg/cm ² man.)

Estas condiciones permiten tratar gases hasta con 25% de CO_2 y 8% de H_2S , obteniéndose un gas dulce que cumple con las más estrictas especificaciones de línea.

El solvente se regenera a una presión cercana a la atmosférica por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 10 psig (0.703 Kg/cm² man.) máximo. El calor del gas de alimentación puede usarse para proporcionar parte de los requerimientos térmicos del proceso. No existen problemas de degradación térmica únicamente pérdidas mecánicas de solución del orden de 0.5 lb/MMPCD de gas tratado.

Ejemplo:

COMPOSICION DEL GAS (% VOL.)	SNG CRUDO	SNG PURIFICADO
CH ₄	77.1	98.0
H ₂	1.4	1.8
CO	0.1	0.1
CO ₂	21.4	0.1

Aspectos Económicos. - El costo de la unidad varía significativamente. Una unidad que maneja 200 MMPCSD de gas SNG tiene un costo aproximado de 4.5 millones de dólares. El calor que se desperdicia en la regeneración de la solución puede ser tan pequeño como 126 MMBTU/hr. La potencia requerida para las bombas es aproximadamente 2,400 kw.

Existen en operación 66 plantas, de las cuales, aproximadamente un 20% se utilizan para endulzar gas natural, con una capacidad instalada total de 650 MMPCD; Guanos fertilizantes de México usa este proceso en su planta de amoníaco localizada en Cuautitlán, Estado de México, obteniéndose 100 toneladas de CO₂/día aproximadamente.

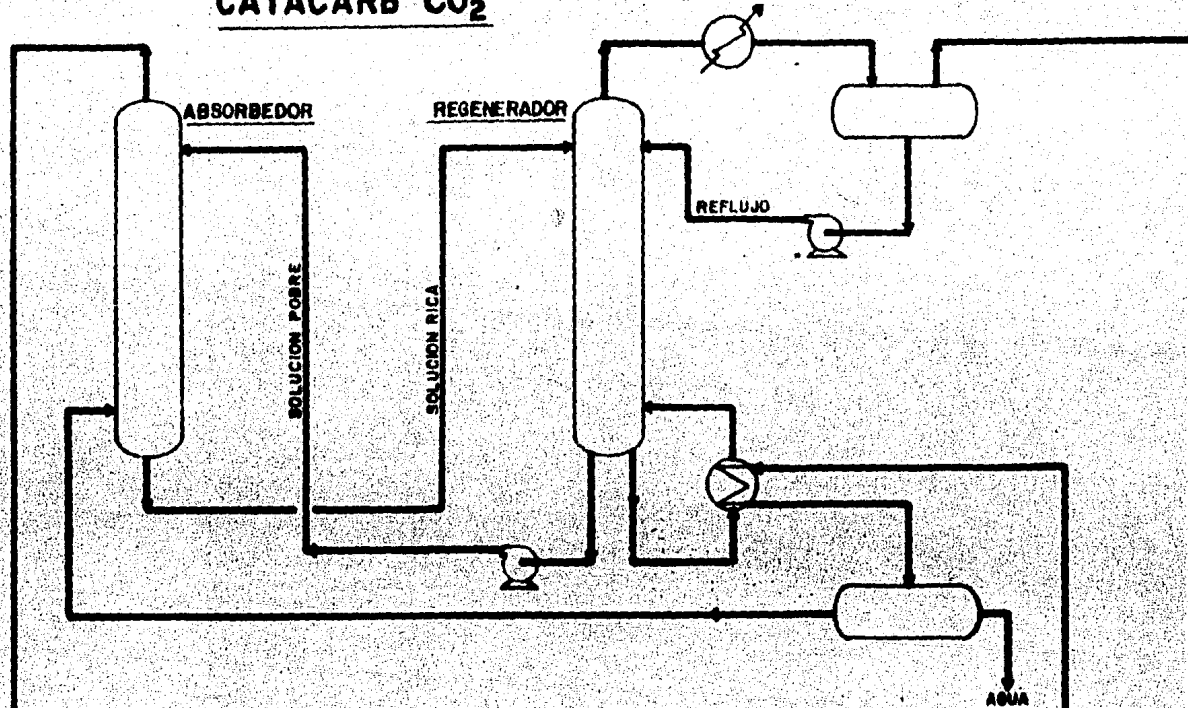
Una de las desventajas del proceso es la intervención del catalizador en la solución, lo cual implica el empleo de un licenciador provocando un aumento en la inversión por costo de regalías; la patente pertenece a la Compañía "Eickmeyer & Associates".

Conforme a los requerimientos preliminares del proceso

Catacarb, debido a su presión de operación elevada no es adecuado para los propósitos que se persiguen.

* Datos correspondientes a 1973.

CATACARB CO₂



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO G. GUSTAVO SANCHEZ E.
FIS. No. 70 FESMA. 1998

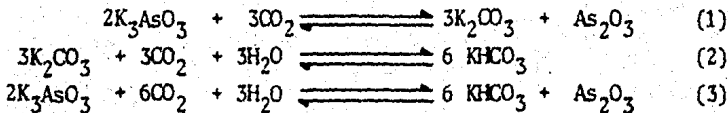
MECLA
GAS ANARDO
- VAPOR

CO₂

GIAMMARCO VETROCOKE (CO₂)

Este proceso se aplica para la remoción continua y recuperación de CO₂ a partir de gas natural, gases de síntesis y mezclas de hidrocarburos pesados y CO₂.

El proceso Giammarco Vetrocoke (CO₂) opera con remoción parcial o completa de CO₂. Emplea una solución de carbonato de Potasio (K₂CO₃) caliente, activada con aditivos tales como trióxido de Arsénico o Glicina, de los cuales el primero es el más común, y mediante los cuales la velocidad de Absorción y por lo tanto la economía se ven incrementadas. Cuando éste proceso es usado, las velocidades de absorción y desorción son 2 ó 3 veces menores que aquellas que emplean otros procesos con carbonato caliente. Las reacciones reversibles que ocurren son:



El contenido de CO₂ en el gas a tratar puede ser hasta de un 50%, mientras que sólo pequeñas cantidades de H₂S (10 ppm aproximadamente) pueden tolerarse en la corriente de gas amargo. La solución de Vetrocoke debe entrar al absorbedor a 75 atm (1100 psig ó 77.3 kg/cm² man.) por lo menos y a una temperatura de 50 - 100°C.

El dióxido de carbono es absorbido de la corriente gaseosa hacia la corriente de carbonato de potasio fluyendo a contracorriente en la torre. La solución sale de la base del absorbedor y fluye hacia el regenerador.

El solvente se regenera mediante desorción con vapor, a una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 20 psig máximo. El vapor para propósitos de agotamiento es obtenido mediante ebullición de la solución en un reboiler localizado cerca de la base de la columna regeneradora.

El Dióxido de carbono es lavado y enfriado en la parte alta de la columna antes de pasar a la atmósfera o a procesamiento posterior.

Sobre las condiciones de operación, se sabe que las cantidades relativas de carbonato y trióxido de Arsénico en la solución varían con la presión parcial de Dióxido de Carbono en la corriente de gas alimentada y con el grado de purificación requerido.

Las sales de Arsénico inhiben la corrosión de equipo puesto en contacto con la solución de carbonato, por lo que la planta puede fabricarse con acero dulce. Siendo no volátil, la solución requiere una reposición mínima de 0.5 lb/MMPCD (0.227 Kg/MMPCD) generalmente para compensar las pequeñas pérdidas físicas.

El costo de una planta tratadora de 64 MMPCSD, con remoción de CO_2 desde 48 hasta 3%, es aproximadamente de 1.5 millones de dólares.

No se reportan datos de la capacidad total instalada, pero están en operación más de 180 plantas. El proceso se emplea generalmente en Europa; en México no opera.

Las principales desventajas que presenta el proceso son: El H_2S puede absorberse irreversiblemente con la solución de Vetrocoke activada por el arsénico, es necesario eliminar periódicamente el azufre de la solución, y el costo por derecho de transferencia de tecnología. Mayor información sobre el proceso se puede obtener en la Compañía "Power-Gas LTD", o bien, Maddox, R.N. and Burns, M.D. "Economical New Sour-Gas Treating Methods Aviable", Oil and Gas Journal, Vol. 66, No.4, p.91-94, (1968).

Debido a su elevada presión de operación, a la restricción en el H_2S alimentado, ya que no elimina H_2S , el Proceso Giammarco Vetrocoke (CO_2) no cumple con los requerimientos preliminares.

* Datos correspondientes a 1973.

GIAMMARCO VETROCOKE (H₂S)

El proceso trata gas amargo con una solución alcalina de arseniatos y arsenitos. El carbonato de sodio es el álcali -- que generalmente se aplica para la eliminación de grandes cantidades de H₂S. No existe ninguna restricción en el contenido de CO₂ del gas alimentado; el proceso opera generalmente con gases de bajas concentraciones de H₂S (2%). La solución de -- Vetrocoke debe de entrar al absorbedor a 75 atm. (1,100 psig) (77.33 Kg/cm² man.) obteniéndose un gas dulce producto con -- 4 ppm de H₂S; el CO₂ no se elimina.

La regeneración del solvente se efectúa mediante calentamiento y oxidación del producto de reacción del H₂S con el solvente en un oxidador abierto a la atmósfera. Con el empleo de este procedimiento se obtienen directamente azufre elemental, el cual se elimina en forma de espuma flotante, filtrado al vacío y lavado.

La doble función de la torre de oxidación limita la posible variación en el flujo de aire debido a que el proceso de flotación puede dañarse y además se logra un flujo constante de solución al absorbedor cuando se mantienen gastos constantes de aire. Una pequeña cantidad de catalizador se agrega para promover y controlar la formación de arseniatos, lo cual reduce el tamaño del oxidador.

No se reportan datos de la capacidad instalada, pero se encuentran en operación 30 unidades, la mayoría se localiza en Europa; en México no se utiliza.

Se presentan bajas velocidades de corrosión por lo que el equipo puede fabricarse con acero dulce. Se requiere una reposición mínima de solución (0.5 lb/MMPCD) para compensar -- las pérdidas físicas.

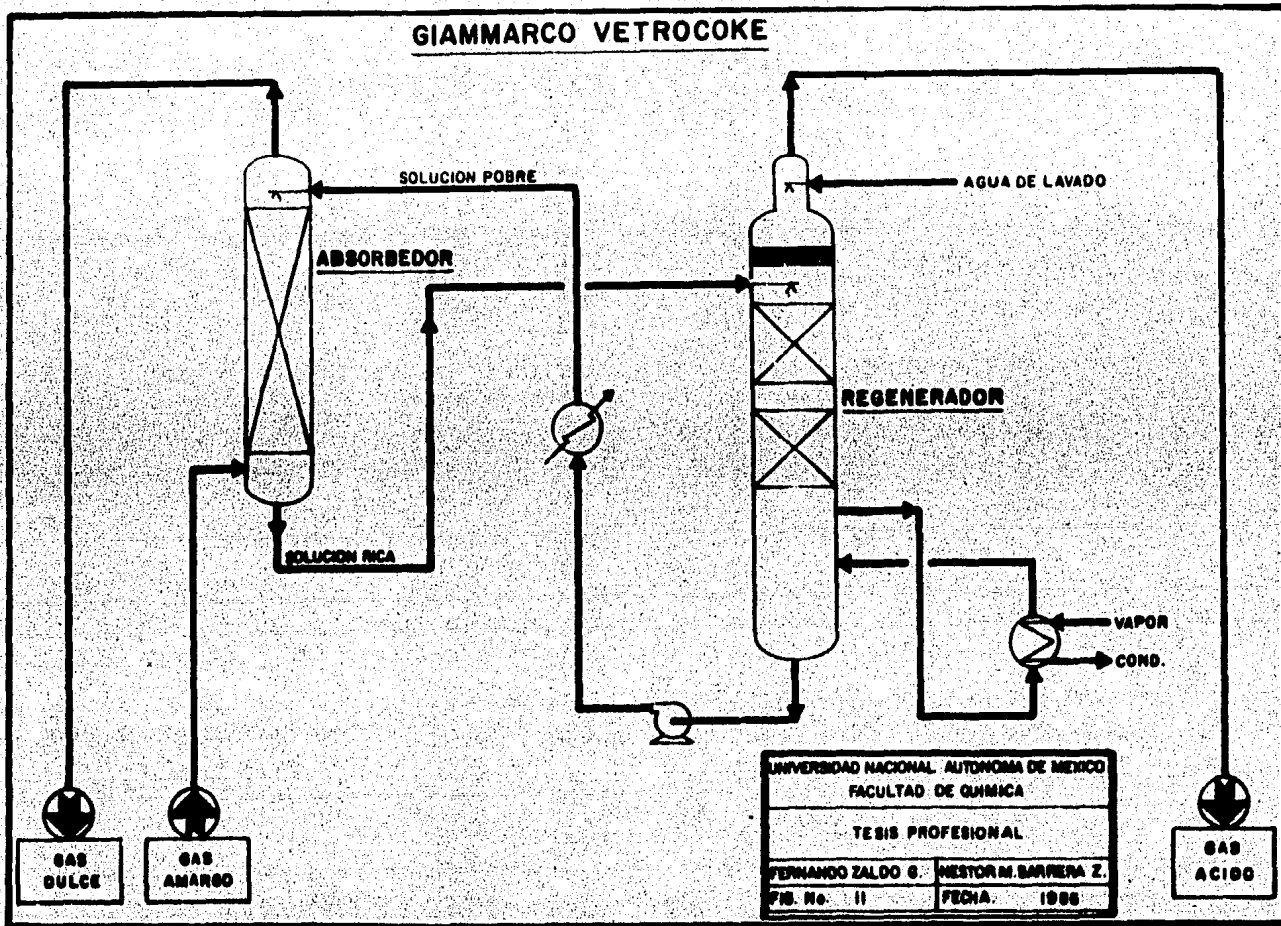
Una de las desventajas que presenta el proceso es el pago por regalías. Mayor información sobre el proceso se puede obtener con la compañía "Power-Gas LTD".

Debido a su elevada presión de operación, a la composición máxima de H₂S aceptada y a que no elimina el CO₂, el pro-

ceso Giammarco Vetrocoke (H_2S) no cumple con los requerimientos preliminares.

* Datos correspondientes a 1972.

GIAMMARCO VETROCOKE



NH₃ Cáustico

El medio absorbente que se emplea es una solución de amoníaco y una solución de sosa cáustica. Este proceso se utiliza comúnmente a muy bajas concentraciones de CO₂, y tiene algunas ventajas cuando varios contaminantes están presentes en el gas de entrada, no hay restricciones en el contenido de H₂S. La presión de Operación debe de ser de 300 psig (21.09 Kg/cm² man.) mínimo obteniéndose un gas dulce con una pureza de 10 a 25 ppm de CO₂ el H₂S no se elimina.

El solvente se regenera a una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido producto deberá tener una presión de salida de 20 psig (1.4 Kg/cm² man.) máximo. La solución de amoníaco se utiliza en la columna de absorción y la solución de sosa cáustica se emplea para lavar el gas dulce; el consumo de vapor en la regeneración es aproximadamente un 20% de los costos de operación.

Se presentan bajas velocidades de corrosión, por lo que el equipo puede fabricarse con acero al carbón a excepción del rehervidor que deberá construirse de acero inoxidable a causa de las altas temperaturas a que se opera, por esta causa se originan productos de degradación perdiéndose hasta 4 lb/MMPCD de gas.

No se reportan datos acerca de las plantas que utilizan el proceso; en México no existe.

Dado que la presión de operación es alta y no se elimina el H₂S, el proceso NH₃ cáustico no reúne las condiciones preliminares requeridas.

* Datos correspondientes a 1972.

STRETTFORD

El proceso trata gas amargo con una solución acuosa que contiene carbonato de sodio, vanadato de sodio, ácido antraquinondisulfónico y trazas de hierro. Como la solución alcanza un equilibrio con respecto al CO_2 en el gas, únicamente pequeñas cantidades de CO_2 pueden extraerse por este proceso que representa una ruta económica para el endulzamiento de un gas amargo que contiene CO_2 con muchas menos restricciones que aquel asociado con un proceso en aminas; la concentración aceptada de H_2S en el gas a tratar es hasta de 25%. Las reacciones en las que se basa el proceso son independientes de las condiciones de presión. Así, la completa extracción de H_2S se logra tanto a pocas pulgadas de presión como a 100 psig (70.3 Kg/cm^2 man.) obteniéndose un gas dulce con 1 ppm de azufre.

La regeneración del solvente se efectúa inyectando aire al solvente rico. El H_2S se disuelve en la solución alcalina y reacciona con el vanadato oxidándose a azufre elemental el cual se recupera de la espuma flotante.

Las temperaturas de operación en toda la unidad caen dentro del rango de la ambiental y 120°F (49°C), encontrándose un medio de operación marcadamente libre de tendencias a la corrosión, por lo que el equipo puede fabricarse con acero al carbón, debido a la baja volatilidad no se presentan pérdidas apreciables de solvente (0.5 lb/MMPCD).

Se produce azufre de 99% de pureza, fundido o como pasta con un tamaño de partícula que va de 0.5 a 0.25 micras y al que se le ha encontrado usos como insecticida para la agricultura, además de los convencionales usos comerciales.

Cincuenta y cinco unidades están en operación con capacidades que van de 100 MPCSD a 90 MMPCSD; en México no se opera con el proceso.

La licencia del proceso está bajo la firma "International Consultancy Services, British Gas Corp."

Ya que no se elimina CO_2 , el proceso Strettford no resulta adecuado para los propósitos que se persiguen.

* Datos correspondientes a 1972.

RECTISOL

Este proceso usa metanol como solvente en 3 típicas aplicaciones: 1) remoción de CO_2 , H_2S , NH_3 , HCN , hidrocarburos pesados y otras impurezas de gas crudo producidas por gasificación o manufactura de gas sintético; 2) remoción de H_2S , COS y CO_2 de gas reformado, en particular de gas producido por oxidación parcial de hidrocarburos a gas de síntesis, y 3) integración de gas purificado a plantas de baja temperatura (licuefacción y fraccionadoras) por remoción de moderadas cantidades de componentes ácidos.

Descripción del Proceso. - Gas crudo, saturado con vapor de agua es indirectamente enfriado por gas purificado frío y evaporando amoníaco. El congelamiento es prevenido por inyección de metanol. El gas entra al primer absorbedor donde los compuestos de azufre son removidos completamente por lavado con metanol ya cargado con CO_2 . Después el gas es alimentado a un segundo absorbedor para la remoción de CO_2 hasta el nivel requerido. Antes de dejar la planta el gas purificado intercambia calor con los gases.

El solvente pesado del primer absorbedor, después de haber sido flasheado y calentado es regenerado completamente en el regenerador de H_2S . Después de enfriado, el solvente pobre es añadido al segundo absorbedor, para juntarlo con el solvente separado del regenerador de CO_2 . El solvente pesado que sale del segundo absorbedor es regenerado en el regenerador de CO_2 por flasheo y separación con nitrógeno impuro disponible de la unidad de oxígeno.

El solvente para la desulfuración es separado del regenerador de CO_2 y bombeado a la parte superior del primer absorbedor.

Condiciones de Operación. - Alimentación: flujo 108 MMPCSD (100 MMPCSD H_2 y CO). Presión 685 psig (48 Kg/cm^2 man.)

DESULFURACION	ALIMENTACION	GAS TRATADO	H ₂ S
CO ₂ , Vol. %	5.3	5.3	57.3
H ₂ S + COS, Vol. %	0.7	< 0.1 ppm	40.1
H ₂ , Vol. %	44.6	45	-
CO, Vol. %	48.4	48.7	-
N ₂ + Ar, Vol. %	1.0	1.0	1.6

CO ₂ REMOVIDO	ALIMENTACION	GAS TRATADO
CO ₂ , Vol. %	36.1	0.1
H ₂ S + COS, Vol. %	-	-
H ₂ , Vol. %	62.8	98.2
CO, Vol. %	0.5	0.8
N ₂ + Ar, Vol. %	0.6	0.9

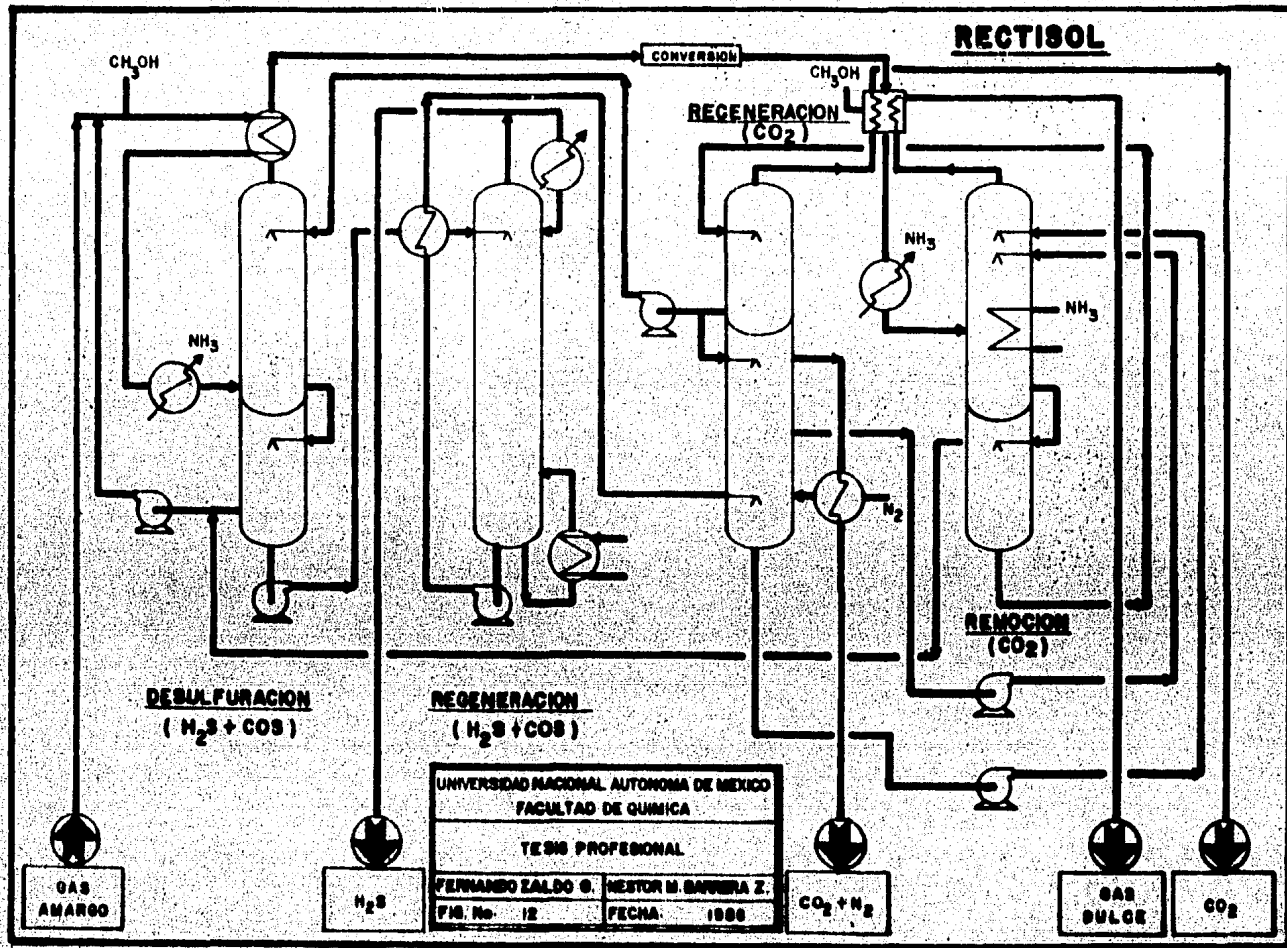
Necesidades:

Potencia	2,500 kw
Vapor saturado, 70 psig (4.9 Kg/cm ² man.)	5.2 T/hr
Agua de enfriamiento, 75°F (24°C), 18°Δt	2,060 m ³ /hr
Metanol	80 kg/hr.

Sobre las instalaciones comerciales se tienen 23 unidades operando y otras 7 en construcción con una capacidad total de 2 billones de PCSD.

La licencia del proceso está bajo la firma de "Lurgi - Mineralöl technik GmbH". Debido al pago por transferencia de tecnología éste proceso no resulta adecuado para nuestros propósitos.

* Datos correspondientes a 1973.



ALKAZID

Este proceso se aplica para la absorción selectiva de H_2S y para la remoción simultánea de H_2S y CO_2 a presiones muy altas ó a presión atmosférica.

Para la carga se emplea gas natural, de síntesis, de refinería o hidrocarburos líquidos.

Dos tipos de absorbentes son utilizados en el proceso:

- 1) Alkazid "M" (Solución acuosa de una sal de potasio de ácido metil amino propiónico) para la remoción de CO_2 sólo o remoción simultánea de CO_2 y H_2S de los gases alimentados.
- 2) Alkazid "DIK" (Sal de potasio de dimetil amino aceticacid) para la absorción selectiva de H_2S .

La alimentación del gas entra por la base del absorbedor y es contactada a contracorriente con la solución de Alkazid. Los gases purificados salen por la parte alta de la torre. La solución rica pasa a través de un intercambiador de calor solución/solución hacia el agotador, donde la solución previamente calentada fluye y los gases ácidos son separados mediante vapor. Los gases ácidos y vapor de agua que salen de la parte alta del agotador son enfriados con agua o aire; el condensado es reflujado al agotador. Los gases ácidos enfriados están ya listos para su procesamiento posterior. La solución regenerada sale por la parte baja del agotador y se regresa al absorbedor pasando por el intercambiador de calor solución/solución donde ésta corriente es enfriada.

Datos de Operación.- La pureza final depende de factores tales como presión, temperatura, relación entre H_2S y CO_2 en la alimentación de los gases y cualquiera de los requerimientos de la composición de gases ácidos para su posterior procesamiento.

Purificaciones a bajas presiones en ausencia de CO_2 en el gas alimentado produce un gas con 4 granos/100 PCSD (0.09 ppm).

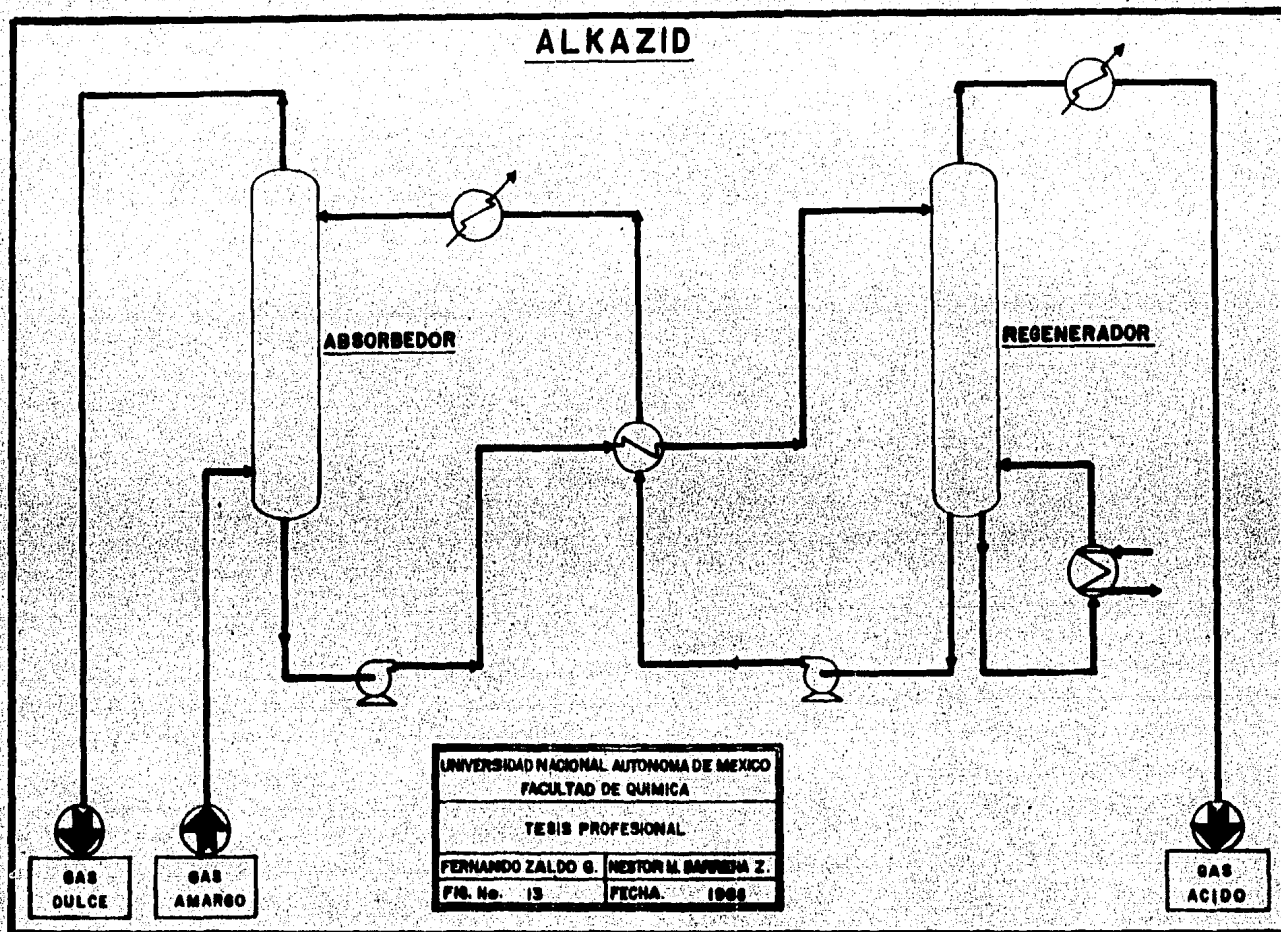
A bajas presiones y un alto contenido inicial de CO_2 se produce un gas que contiene 20 granos de $\text{H}_2\text{S}/100$ PCSD (0.46 ppm) si la recuperación de gas ácido es usada para producción de azufre por el proceso Claus. Operando a presiones altas se obtiene una mayor pureza del gas, menos de 0.5 granos de $\text{H}_2\text{S}/100$ PCSD -- (.01 ppm).

Las soluciones de alkazid no son corrosivas y tienen baja presión de vapor con lo que no hay pérdida de solución. La baja solubilidad de los hidrocarburos en solución de alkazid, resulta en mínimas pérdidas de hidrocarburo dando a este proceso una gran ventaja sobre otros procesos.

Existen aproximadamente 80 plantas que operan con este proceso, pero ninguna en México. La firma Badische Anilin and Soda Fabrik, Ag. tiene los derechos de patente del proceso.

Debido al precio de esta solución y los derechos de patente, hacen que éste proceso no sea una alternativa adecuada.

ALKAZID



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO ZALDO G. NESTOR M. BARRERA Z.

FIG. No. 13 FECHA. 1988

MALLAS MOLECULARES

El proceso se aplica para la deshidratación y remoción de CO_2 y H_2S de corrientes de gas natural. La carga a la planta consiste de corrientes gaseosas impuras conteniendo agua, CO_2 y compuestos de azufre.

Los productos obtenidos son gas para gasoductos dentro de las especificaciones requeridas o bien corrientes para alimentación a plantas criogénicas y plantas de LNG.

El proceso involucra adsorbedores de dos o más camas fijas pudiendo ser regenerables.

El gas natural pasa a través de las camas donde las impurezas son removidas para obtención del producto. Seco, el gas tratado para regeneración es calentado a $400-600^\circ\text{F}$ ($204-316^\circ\text{C}$) en un calentador, se alimenta a contracorriente a través de las camas del adsorbedor siendo regeneradas. Las impurezas gaseosas son desorbidas de las camas, el agua líquida es separada, y las corrientes alimentadas salen como producto usados como combustible o para tratamiento posterior.

Para la remoción de CO_2 el arreglo es similar al de endulzamiento excepto que casualmente no se necesita secado adicional.

La selección de tipo adecuado de malla molecular depende de las impurezas a remover. El tipo 4A es más comúnmente usado para deshidratación y el tipo 4A-LNG para remover CO_2 . Los tipos usados para la desulfuración dependen de los compuestos clave de azufre y del grado de remoción. Los tiempos de vida para las mallas usadas en desulfuración y remoción de CO_2 es de 2 a 5 años y para deshidratación es de 3 a 7 años.

Aspectos Económicos.- Las dimensiones de la unidad dependen de la concentración de impurezas en la alimentación así como de otros factores.

Sus usos para deshidratación dependen de los puntos de rocío y normalmente se emplean cuando dichos puntos andan entre

-40°F (4.4°C) o menores.

Las mallas moleculares se emplean para remover CO₂ cuando se necesita un producto con muy poco contenido de CO₂ y la alimentación tiene 1.5% (mol) de CO₂ o menor.

Hay más de 12 unidades para endulzamiento con una capacidad de 2000 MMPCD de gas natural. Todas las plantas criogénicas en los Estados Unidos usan este proceso de purificación excepto dos. Veintinueve purificadores de LNG están en operación u otros en etapa de diseño o construcción.

Una de las desventajas del proceso es el pago de regalías al licenciador "Union Carbide Corp., Linde Div."

Debido a que el contenido de CO₂ en el gas amargo alimentado no cumple con los requerimientos establecidos, las mallas moleculares no son una buena opción.

* Datos correspondientes a 1973.

SELECCION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS.

TABLA COMPARATIVA DE LOS DIVERSOS PROCESOS PARA ELIMINAR GASES ACIDOS.

CARACTERISTICAS DE LOS GASES TRATADOS.	ADIP	ECONARINA	GIBROTOL	SMPA-DEA	SULFINOL	ESTASOLVAR	FLUOR	PURISOL	SELEXOL	BEHFIELD	N ₂ CO ₂ CAL.	CATACANA	SIAMBARCO VETROCORE (CO ₂)	SIAMBARCO VETROCORE (N ₂ S)	MINI CAUSE	STRETFORD	ALKALIZ	RECTIOL	MALLAS MOLECULARES	
APLICACION	REMOVED. PARCIALMENTE CO ₂ Y H ₂ S	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y MERCAPTANOS	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂	REMOVED. H ₂ S Y CO ₂
COMPOSICION	ILIMITADA	8 %	25 %	10% TOTAL MIN.	28 %	28 %	SIN REST.	28 %	50 %	50 %	25 %	50 %	SIN REST.	50 %	SIN REST.	50 %	SIN REST.	ILIMITADA	ILIMITADA	15% MOL. MAX.
MAXIMA ACCION	ILIMITADA	8 %	25 %	10% TOTAL MIN.	28 %	28 %	SIN REST.	28 %	50 %	50 %	25 %	50 %	SIN REST.	50 %	SIN REST.	50 %	SIN REST.	ILIMITADA	ILIMITADA	ILIMITADA
RANGO DE PRESION DE OPERACION (PSI)	0 → 700	850 - 1200	0 - 1200	800 - 1100	0 - 1000	800 - 1200	700 - 1300	800 - 1200	700 - 1300	100 - 2000	300 - 1500	200 - 800	1100 MIN.	1100 MIN.	350 MIN.	0 - 1000	0 - 2000	650 - 1000	650 - 1000	MOV. ALTA PRESIONES
PUREZA DEL GAS	4 ppm	0.3 %	0.03 %	2 % MIN.	0.03 %	0 %	0.3 %	0.1 % TOTAL	0.5 % MAX.	0.1 %	0.1 %	0.05% - 2%	0.3 %	NO ELIMINA	10 ppm	NO ELIMINA	0.09 ppm.	1 %	1 %	---
PRESION DE SALIDA DEL GAS ACIDO (PSI)	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	10 MAX.	10 MAX.	20 MAX.	10 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	10 MAX.	10 MAX.	20 MAX.	---	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.
TIPO DE SOLVENTE	SOL. ACUOSA DE ALCANOLAMINA (ADIP)	SOL. ACUOSA DE DOLICOLAMINA	MEA 2 1/2 %	SOL. ACUOSA DE DEA	SOL. POLAR DE ALCANOLAMINA	TRI-N BUTIL FOSFATO	PROPILEN CARBONATO (FLUOR)	N-METU-2 PIRIDINA	SOLVENTE SELEXOL	N ₂ CO ₂ CALIENTE	N ₂ CO ₂ CALIENTE	N ₂ CO ₂ CALIENTE	N ₂ CO ₂ CALIENTE	N ₂ CO ₂ CALIENTE	N ₂ CO ₂ CALIENTE	N ₂ CO ₂ CALIENTE	SOLVENTE CAUSTICO	SOL. DE E METANOL	SOL. DE E METANOL	CASAS FUJAS DE MOLAS MOLECULARES
DISPONIBILIDAD EN MEXICO DEL SOLVENTE	DISPONIBLE	NO SE PRODUCE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO SE DISPONIBILIZADO	DISPONIBLE	NO SE DISPONIBILIZADO	NO SE DISPONIBILIZADO	NO SE DISPONIBILIZADO	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	DISPONIBLE	NO DISPONIBLE	NO DISPONIBLE
REGENERACION DEL SOLVENTE	SI	SI	SI	SI	NO	SI	NO	NO	SI	NO	NO	NO	NO	NO	SI	NO	NO	SI	---	---
PERDIDA DE SOLVENTE (%/ANNO)	0.0	3.0	2.0	2.0	0.6	1.0	1.0	2.0	2.0	0.6	0.8	0.8	0.8	0.8	4.0	0.6	0.6 MAX.	2.0	---	---
CAPACIDAD INSTALADA	10 UNIDADES EN MEXICO NO EXISTE.	19 PLANTAS EN MEXICO NO EXISTE.	MEXICO: 2000 IMPMCO	10 UNIDADES EN MEXICO NO EXISTE.	200 IMPMCO	10 PLANTAS EN MEXICO NO EXISTE.	4 PLANTAS EN MEXICO NO EXISTE.	1800 IMPMCO EN MEXICO NO EXISTE.	MAS DE 200 UNIDADES EN MEXICO NO EXISTE.	NO HAY DATOS EN MEXICO NO EXISTE.	NO HAY DATOS EN MEXICO NO EXISTE.	NO HAY DATOS EN MEXICO NO EXISTE.	NO HAY DATOS EN MEXICO NO EXISTE.	NO HAY DATOS EN MEXICO NO EXISTE.	NO HAY DATOS EN MEXICO NO EXISTE.	1000 IMPMCO EN MEXICO.	NO PLANTA EN MEXICO.	NO PLANTA EN MEXICO.	NO PLANTA EN MEXICO.	10 UNIDADES EN MEXICO NO HAY.
REGALIAS	SI	SI	NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI
LICENCIADOR	SHELL INTERNATIONAL RESEARCH	FLUOR ENGINEERING AND CONSTRUCTION	---	THE SULPHUR CONSTRUCTION	SHELL INTERNATIONAL RESEARCH	INSTITUT FRANCHIS DU PETROLE	FLUOR ENGINEERING AND CONSTRUCTION INC.	LUMS SUMMITTECHNICAL SERVICE	ALLIED CHEMICAL CORP.	THE BEHFIELD CORP.	---	ECR MEYER & ASSOCIATES	POWER ONE LTD	POWER ONE LTD	NO SE TIENE EL NOMBRE	INTERNATIONAL COP-SERVICES	SODAS INDUSTRIAL S.A.	LUMS SUMMITTECHNICAL SERVICE	UNION CARBIDE CORP.	---
NO SE HUBO DE IDENTIFICAR	I	I	I	I	I	O	O	I	O	I	I	I	I	I	O	I	I	I	I	O
NATURAL DE REGENERACION	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	ACERO INODORABLE.	ACERO INODORABLE.	ACERO AL CARBON.	---	---	ACERO AL CARBON.	---	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO DULCE.	---	ACERO INODORABLE.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	---
NO SE HUBO DE IDENTIFICAR	5	3	3	3	3	3	2	3	3	1	2	1	1	1	2	2	3	3	---	
MATERIAL DE INTERCAMBIADOR	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	ACERO INODORABLE.	ACERO INODORABLE.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO DULCE.	ACERO DULCE.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	---
NO SE HUBO DE IDENTIFICAR	2	2	2	2	2	4	3	6	4	1	2	1	1	1	1	1	2	7	---	
MATERIAL DE BOMBAS	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	ACERO INODORABLE.	ACERO INODORABLE.	ACERO DULCE.	ACERO DULCE.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	---
SELECCION DE COLUMNAS	I	I	I	I	I	I	3	3	2	I	I	I	I	I	I	I	I	I	I	2
MATERIAL DE COLUMNAS	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO DULCE.	ACERO DULCE.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO AL CARBON.	ACERO INODORABLE.	---
Nº TOTAL DE EQUIPOS	8	8	8	8	8	11	9	11	9	5	6	6	5	5	5	5	5	5	17	---
CONCLUSION	NO CUMPLE	NO CUMPLE	CUMPLE	NO CUMPLE	CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE
ARMANDO DE TIPO DE PROCESO	ELIMINA PARCIALMENTE AL CO ₂	PRESION DE OPERACION ELEVADA	SE OBTIENE UN PRODUCTO DE ALTA PUREZA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	TEMPERATURA CERCANA A LA AMBIENTE	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA	SEBIDO AL CONTENIDO DE CO ₂ EN EL GAS

CAPITULO VI

SELECCION DEL PROCESO

VI.1 GENERALIDADES

En la evaluación de un proyecto existen factores determinantes que varían de acuerdo a la región donde se desarrollen y, hacen por tanto necesario un conocimiento del medio para poder escoger la mejor alternativa; en México el crecimiento económico en los últimos años ha alcanzado tasas muy altas, de donde se acentúa la dificultad de pronosticar un mercado -- cuando éste apenas comienza a crecer, ésto aunado a la carencia de buena información estadística, significan un riesgo adicional de error en la selección y estudio de factibilidad de un proyecto; por lo anterior; en México la evaluación de un -- proyecto debe desarrollarse en una forma muy especial.

La evaluación de un proyecto se suele llevar a cabo en tres etapas: la Exploratoria, la Preliminar y la Final, en cada etapa se desarrollan tres estudios: Mercadotecnia, Ingeniería y Análisis Económico, tan profundos como la etapa del proyecto lo requiera; el Análisis Económico en cada etapa tiene el propósito de definir si el proyecto es económicamente atractivo.

El estudio de Mercadotecnia tiene primordial importancia en el desarrollo de un proyecto; mediante él se obtiene el balance oferta-demanda y con ello la magnitud del mercado y la capacidad de la planta, factor importante en la selección de un proceso.

En la fase de Ingeniería se realizan: la selección del proceso, la preparación de las bases de diseño de la planta, y elaboración del diseño detallado de la planta.

El Análisis Económico sirve para evaluar el proyecto en cada una de las etapas, proporcionando así los argumentos necesarios para llevar a cabo la toma de decisión.

Es importante hacer notar que el presente estudio representa solo las fases de Ingeniería y Análisis Económico del Proceso en su etapa exploratoria, resultando el mejor desde el punto de vista técnico el Girbotol, de acuerdo a la tabla desarrollada anteriormente.

VI.2 CONSIDERACIONES TECNICAS

Con la información obtenida anteriormente se llega a la conclusión de que hay dos procesos que se ajustan a las condiciones de operación establecidas, los cuales son:

GIRBOTOL

SULFINOL

escogidos como los más viables técnicamente. Sin embargo, dadas las condiciones del gas mexicano, así como la facilidad para la obtención tanto de los reactivos como de la Tecnología, el proceso que se ha seleccionado es el GIRBOTOL, por lo cual sobre él se desarrollará el estudio del proceso más viable. Por otro lado, en México, se emplea el proceso Girbotol para el endulzamiento de las corrientes amargas de hidrocarburos por lo que ya anteriormente se ha desarrollado la Ingeniería Básica y de detalle para éste proceso. Además, es importante considerar que es un proceso que no paga regalías, a diferencia del Sulfinol.

CAPITULO VII

DISEÑO DEL PROCESO

VII.1) BASES DE DISEÑO

Nombre de la Planta: Eliminación de gases ácidos de una corriente de gas amargo.

Localización: La plantaforma estará localizada en la Sonda de Campeche (Pozos Abkatum), Golfo de México.

Fecha: 11 de mayo de 1985.

Contrato: 9645

1.- Generalidades

1.1.- Función de la Planta.

La planta se diseñará para endulzar la corriente gaseosa proveniente de las plataformas de producción, en la cual es separada la mezcla gas-aceite de los pozos; con el fin de obtener un gas dulce rico en licuables, que se utilizará como combustible en las propias plataformas.

1.2.- Tipo de Proceso.

El proceso a emplear, para el endulzamiento del gas amargo, es el Girbotol, en el cual el absorbente utilizado será una solución acuosa de DEA al 20% en peso recirculando la misma a contracorriente con la corriente gaseosa en un proceso de tipo cíclico. La solución que se enriquece en gas ácido es enviada a la torre regeneradora en la que son desorbidos dichos gases por medio de calor y reducción de presión.

2.- Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad

2.1.- Factor de Servicio.

La planta se diseñará para operar 330 días al año, equivalente a un factor de servicio de 0.9.

2.2.- Capacidad y Rendimiento.

La planta será diseñada para una carga de $424.8 \frac{M m^3 \text{ std}}{\text{día}}$

que es el flujo normal y de diseño (20°C, 1 Kg/cm² abs.). La capacidad mínima será de 297.3 M m³ std (20°C, 1 Kg/cm² abs.); la cual está basada en la inundación de la ^{día} torre absorbedora (70%).

2.3.- Flexibilidad.

a) Falla de Energía Eléctrica.

A falla de energía eléctrica la planta no operará, debiéndose efectuar un paro ordenado de la misma.

b) Falla de Aire de instrumentos.

A falla de aire de instrumentos, deberán interconectarse los circuitos de aire de planta y aire de instrumentos.

c) Agua de enfriamiento.

A falla de agua de enfriamiento la planta no operará.

2.4.- Previsión para futuras ampliaciones.

No se preven aumentos de capacidad por futuras ampliaciones.

2.5.- Requerimientos especiales de operación.

Se puede operar con una capacidad mínima del 70.0%.

3.- Especificación de las Alimentaciones.

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

<u>COMPONENTE</u>	<u>% MOL</u>
Agua	0.170
Ac. Sulfhídrico	1.562
Bióxido de Carbono	3.415
Nitrógeno	0.453
Metano	57.941
Etano	17.807
Propano	11.360
I-Butano	1.451
N-Butano	3.732

<u>COMPONENTE</u>	<u>% MOL</u>
I- Pentano	0.733
N-Pentano	0.848
N-Hexano	0.261
Heptanos	0.224
Octanos	0.036
Nonanos	0.007
Decanos	0.001
Undecanos	0.001
Dodecanos	0.000
Tridecanos	0.000
T O T A L	100.000
F L U J O	1569.612 lb mol/hr.

4.- Especificación de los Productos.

4.1.- Gas Dulce: 0.005% mol (66.12 ppm en peso) de H₂S - máximo; 0.03% mol (513.4 ppm en peso) de CO₂; 99.329% mol. de Hidrocarburos; 0.000 de DEA; 0.636% mol. de H₂O.

Flujo: 1498.881 lbmol/hr.

4.2.- Gas Acido: Sin especificaciones, sin embargo, de los balances de materia realizados a posteriori se obtuvo: - - 29.567% mol de H₂S; 64.30% mol de CO₂; 6.133% mol de H₂O.

Flujo: 82.668 lbmol/hr.

5.- Condiciones de las Alimentaciones en L.B.

<u>ALIMENTACION</u>	<u>ESTADO FISICO</u>	<u>PRESION man.</u> (kg/cm ²)	<u>TEMPERATURA</u> (°C)	<u>FORMA DE RECIBO</u>
Gas amargo de Plataforma de Producción (Pozos Abkatum).	Gas	Máx./Nor./Mín.	Máx./Nor./Mín.	Tubería
		6.0/5.0 /5.0	37.0/27.0/27.0	

6. - Condiciones de los Productos en Límites de Batería.

<u>PRODUCTO</u>	<u>ESTADO FISICO</u>	<u>PRESION man.</u> (kg/cm ²) Máx./Nor./Mín.	<u>TEMPERATURA</u> (°C) Máx./Nor./Mín.	<u>FORMA DE RECIBO</u>
Gas dulce	Gaseoso	5.6 /4.6 /4.6	37.0/27.0/27.0	Tubería
Gas ácido	Gaseoso	2.0 /1.0/ 1.0	59.0/49.0/49.0	Tubería

7. - Eliminación de desechos:

7.1.- Norma y requerimientos respecto a la pureza de:

- a) Agua.- Se utilizarán las normas de la SSA y SARH, siendo tratada en un separador gas-aceite-agua en la plataforma.
- b) Se contará con un drenaje presurizado el cual se enviará al quemador para purgas de DEA.

8. - Instalaciones requeridas de almacenamiento.

No se tendrán estaciones de almacenamiento para materias primas (gas amargo) ni para productos (gas dulce y gas ácido).

9. - Servicios Auxiliares.

9.1.- Agua de enfriamiento.

Fuente de suministro: Circuito abierto de agua de mar.

Sistema de enfriamiento: Se contará con una toma de agua de mar a una profundidad adecuada para dar el intervalo de temperatura, alimentándose a la planta previo filtrado.

CARACTERISTICAS

- Calor Específico $0.955 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$ a $\bar{T} = 29^\circ\text{C}$
- Cantidad de sólidos disueltos totales 35 ppm
- Presión de entrada en límites de batería 3.5 Kg/cm² man. (50 psig).
- Temperatura de Entrada en límites de batería 23.9°C (75°F)

-- Temperatura de retorno
en L.B. (máx.) 35°C (95°F)

- Disponibilidad ilimitada.

9.2.- Agua para servicios y usos sanitarios.

- Fuente de suministro será generada en la plataforma mediante agua de mar.

- Presión 3 kg/cm² man. (42 psig.)

- Temperatura Ambiente.

- Disponibilidad La requerida.

9.3.- Agua potable.

Será generada en la plataforma mediante un sistema de potabilización de agua de mar.

9.4.- Agua contra incendio.

- Fuente de suministro Agua de mar

- Presión en límites de batería 10 Kg/cm² man. (142 psig).

- Disponibilidad La requerida

9.5.- Aire de instrumentos.

- Fuente de suministro será generado en la plataforma mediante un paquete de compresión. Se filtrará y secará en límites de batería.

La presión del sistema será 7.03 Kg/cm² man. (100 psig.).

9.6.- Aire de Planta.

- Fuente de suministro idem 9.7.

9.7.- Combustible.

9.7.1.- Gas.

- Fuente de suministro Red general de la Plataforma proveniente del proceso de endulzamiento, objetivo del diseño.

- Naturaleza Gas rico en licuables.

- Peso molecular 25.711

- Densidad Relativa 0.405

- Poder calorífico 12 910 Kcal/ m³ std.

- Disponibilidad La requerida

9.8.- Alimentación de energía eléctrica.

La energía eléctrica será generada mediante un turbo generador a base de gas combustible y/o diesel como energético de emergencia.

CARACTERISTICAS

- Tensión 4 160 volts

- Número de fases 3

- Frecuencia 60 ciclos

- Factor potencia 0.85

- Número de conductores uno por fase por alimentador.

9.9.- Desfogue:

El sistema de desfogue se localizará en límites de batería. Se contará con un quemador integrado al sistema de desfogue y disponible en la plataforma.

Las presiones en límites de batería serán:

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

10.- Sistemas de seguridad.

10.1.- Sistemas contra incendio.

Normas y criterios de diseño para la red contra incendio.

Se utilizará el código del UFPA.

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 N a S; NE a SO y SE a NO.
- Velocidad Media 52 Km/hr.
- Velocidad Máxima 240 Km/hr.

11.3.- Humedad.

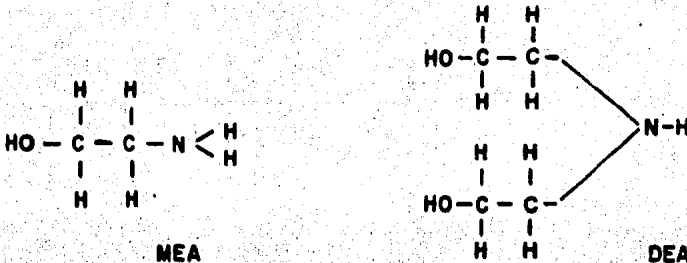
- Máxima 100%
- Mínima 82.7%

11.4.- Atmósfera.

- Presión atmosférica 760 mmHg
- Atmósfera corrosiva Sí, ambiente marino.

VII.2) BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

1.- Bases Fisicoquímicas para el Balance de Materia y Energía.- Se puede considerar que tanto en la MEA como en la DEA el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad del agua mientras que el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en soluciones acuosas para la absorción de gases ácidos.



La MEA es un líquido incoloro con un punto de ebullición normal de 170°C a 760 mmHg y 155°C a 10 mmHg. Tanto la MEA como la DEA se consideran químicamente estables porque se pueden calentar a su punto normal de ebullición sin descomponerse.

La presión de vapor de la MEA y de la DEA pueden estimarse por medio de la ecuación de Antoine:

$$\log P = A - \frac{B}{T + C}$$

- donde P = presión de vapor, mmHg
 T = Temperatura, °C
 A = 8.02401 para MEA
 A = 8.12303 para DEA
 B = 1921.6 para MEA
 B = 2315.46 para DEA
 C = 203.3 para MEA
 C = 173.3 para DEA

Los valores de presión de vapor que se muestran a continuación indican que las pérdidas de MEA serán mayores que para la DEA.

	MEA	DEA
- Peso Molecular	61	105
- Presión de vapor a 37°C (mmHg)	0.03	0.0001

La efectividad de cualquier amina para absorber gases ácidos se debe a su alcalinidad. La magnitud de este factor se ilustra en la fig. 1 que muestra valores de pH en curvas de análisis volumétricos para soluciones de diferentes aminas de aproximadamente 2 N cuando son neutralizadas con CO₂.

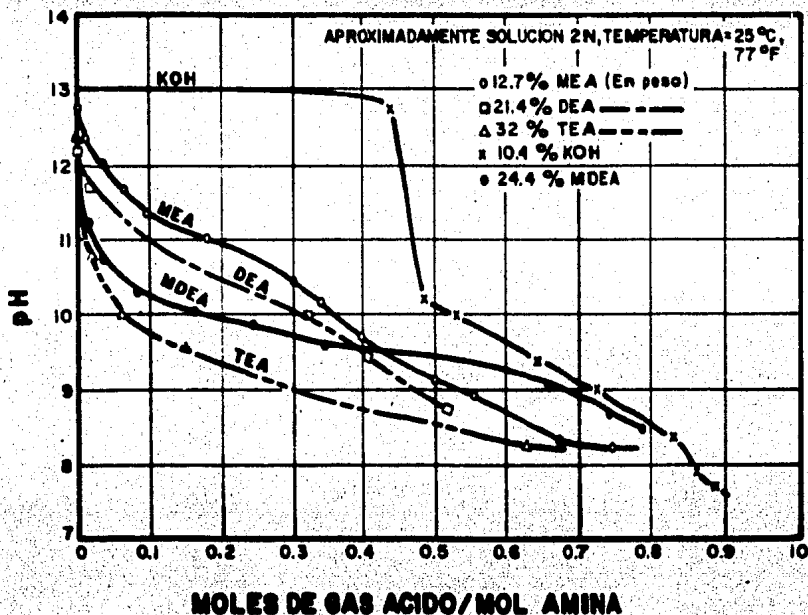
Tal y como se menciona en el capítulo de Generalidades, es posible desorber el gas ácido de la solución de amina cuando a ésta se le eleva la temperatura en el rango de 240°F (115°C) a 260°F (126°C) mediante la aplicación de calor.

2.- Especificaciones de la alimentación y de los productos.- Las características operacionales del proceso, permiten tratar gas amargo con una concentración pequeña o mediana de gases ácidos aproximadamente un máximo de 25% CO₂ y 25% en mol de H₂S.

Las especificaciones de productos más estrictas de 0.25 granos H₂S/100 PCS (0.006 ppm) y 0.03% en peso de CO₂ se obtienen con la dietanolamina cuando se opera por encima de 500 psig. (35.15 Kg/cm² man.). La misma purga puede también alcanzarse con monoetanolamina a presiones superiores a 200 psig. -- (14.1 Kg/cm² man.).

Las especificaciones establecidas por Pemex para la mayoría de sus productos son de 1000 ppm de CO₂ y 50 ppm de H₂S.

3.- Concentración Residual de Gas Acido en la Amina Pobre y Relación de Vapor de Agotamiento.- Un parámetro que comúnmente se utiliza en la industria de tratamiento de gas amar-



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO ZALDO G. - NESTOR M. BARRERA Z.

FIG. N° 1 FECHA 1986

go para expresar el calor dado al regenerador es la relación - de vapor de agotamiento expresada en lb de vapor/galón de solución de amina circulada.

En la figura 2 se muestran como relaciones altas de H_2S/CO_2 en la corriente de gas amargo implican un alto contenido de H_2S en la solución de amina pobre. También se indica -- que independientemente de la cantidad de vapor que se alimente al rehervidor, existe para cada relación de H_2S/CO_2 un valor - asintótico para la concentración de gas ácido residual abajo - del cual no puede reducirse el contenido de H_2S .

El CO_2 tiene una tendencia a ser absorbido más rápidamente en solución de MEA que en cualquier otra solución de amina similar y en consecuencia se desorbe más lentamente. Esto puede ser ventajoso debido a que el CO_2 ayuda en el agotamiento - del H_2S en la torre regeneradora, al ocasionar un incremento - en la presión de vapor de H_2S por arriba de los valores predichos para sistemas que carecen de CO_2 . El mismo efecto ocurre en el plato superior del absorbedor, donde la presión de vapor del H_2S se incrementa debido al contenido de CO_2 residual retenido en la solución de amina regenerada, lo cual ya no es conveniente para el proceso.

A altas relaciones de H_2S a CO_2 la contribución de éste al agotamiento de H_2S se minimiza. Aunque la amina pobre - que va al domo de la torre absorbidora tiene relativamente poco CO_2 en solución, su presencia es lo suficientemente significativa como para ocasionar un incremento pronunciado en la presión de vapor del H_2S , por lo que se tienen a veces dificultades para obtener el gas dulce dentro de especificaciones.

De la figura 3 se obtienen las siguientes observaciones:

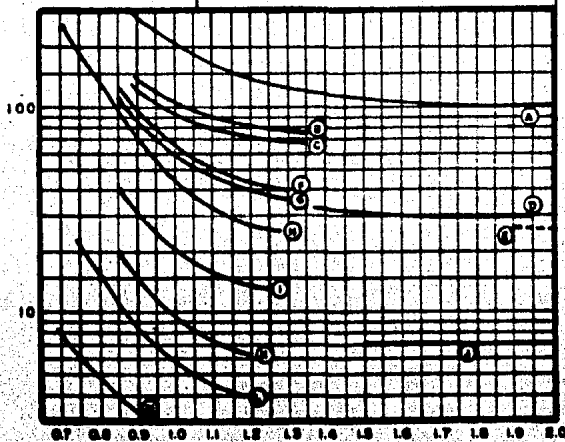
- Existen limitaciones para el grado de agotamiento de

EFECTO DE LA RELACION GAS-ACIDO MEA EN EL AGITADOR

CONTENIDO RESIDUAL DE H₂S EN LA AMINA POBRE
(granos / U.S. gal)

TRAZO	RELACION M ³ / CO ₂	CONCENTRACION PROMEDIO (% PESO)	CARGA DE SOLUCION PROMEDIO (MOLES H ₂ S/MOL G.A.)
A	15.0	12.7	1.52
B	11.2	14.4	1.24
C	8.29	11.1	1.02
D	3.07	19.0	1.79
E	2.17	15.7	1.54
F	1.55	20.8	2.20
G	1.72	18.4	2.23
H	2.45	19.7	2.40
I	0.65	14.5	2.18
J	0.25	18.1	2.34
K	0.20	14.8	2.30
L	0.099	15.0	2.22
M	0.019	22.0	2.64

VELOCIDAD DEL VAPOR DE FLUJO EFECTIVO 4.70 M/US gal



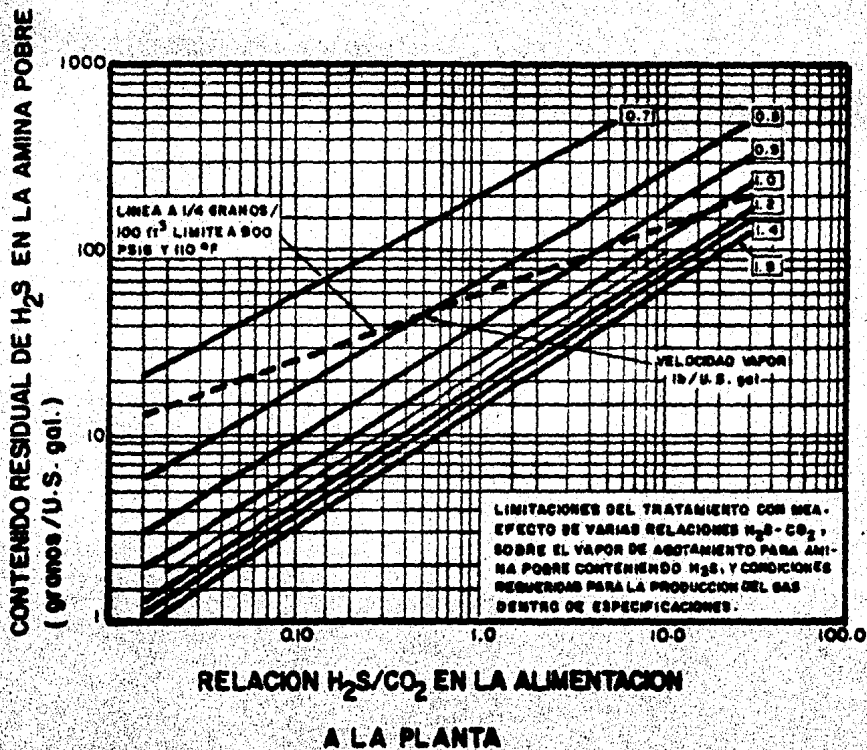
VELOCIDAD DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO
lb vapor / U.S. gal

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS PROFESIONAL

FERNANDO ZALDO G. NESTOR M. BARRERA Z.

FIG. N° 2 FECHA 1966



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO S.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° 5	FECHA 1986

H₂S en la MEA, particularmente cuando se tienen altas relaciones H₂S/CO₂.

- Para un sistema de tratamiento que produce gas residual a 900 psig (63 Kg/cm² man.) y 110 °F (43 °C), -- las especificaciones de 0.25 granos H₂S/100 ft³ (0.006 ppm), no pueden obtenerse para cargas de gas ácido residual o relaciones de vapor que estén por encima de la línea "A" de la figura 3.

La figura 4 muestra el efecto de la relación de vapor de agotamiento y de la relación H₂S/CO₂ en la corriente de gas amargo, en la retención de CO₂ en la solución de amina agotada.

Esta figura 4 cuando se emplea en combinación con la figura 3 es de gran ayuda para el balance de materia de plantas de endulzamiento y pueden emplearse para soluciones de DEA.

Se recomienda que la solución de amina (MEA ó DEA) sea regenerada como máximo hasta 0.1 moles de gas ácido/mol de amina con el fin de minimizar los problemas por corrosión en la planta.

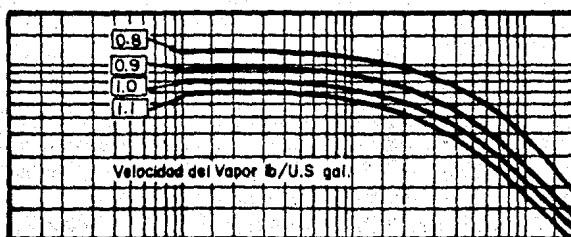
La relación de vapor debe ser tal que cumpla con el requerimiento de la amina regenerada. Normalmente se emplean de 1.1 a 1.2 lbs. vapor/gal solución.

Para asegurar que la desorción de los gases ácidos se efectúe en el regenerador de DEA y no en el rehervidor, la relación de reflujo debe estar en el rango de 3/1 a 1/1 lbmol de agua/lbmol gas ácido.

Cuando se trata del endulzamiento de un gas de refinera y solamente uno de los gases ácidos H₂S ó CO₂ está presente en el gas amargo que se va a endulzar, puede considerarse para el empleo de las gráficas 3 y 4, que el gas ácido que no se encuentra en la corriente de gas amargo, tendrá 50 ppm de H₂S ó 1000 ppm de CO₂, debido a que por muy baja que sea la concentración del gas ácido presente en el gas amargo, tendrá las especificaciones mínimas requeridas en los procesamientos anteriores de dicho gas.

CONTENIDO RESIDUAL DE CO₂
EN LA AMINA POBRE (granos/U.S. gal.)

RETENCION DE CO₂ EN SOLUCIONES DE ME A



RETENCION DE H₂S/CO₂ EN ALIMENTACION A LA PLANTA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO S.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° 4	FECHA 1985

4.- Concentración máxima de absorción neta de gases ácidos.- Con el fin de determinar la concentración máxima de gas ácido en soluciones acuosas de MEA y DEA, es necesario disponer de datos de equilibrio.

La mayoría de las corrientes de gas amargo contienen H_2S y CO_2 . Una amina que ha reaccionado parcialmente con uno de los componentes del gas ácido ejercerá una presión de vapor igual a la del otro gas ácido.

El CO_2 tiene un efecto adverso en la capacidad de la solución de MEA para absorber el H_2S . La absorción del H_2S también tiene un efecto contrario a la capacidad de la solución de MEA para absorber CO_2 .

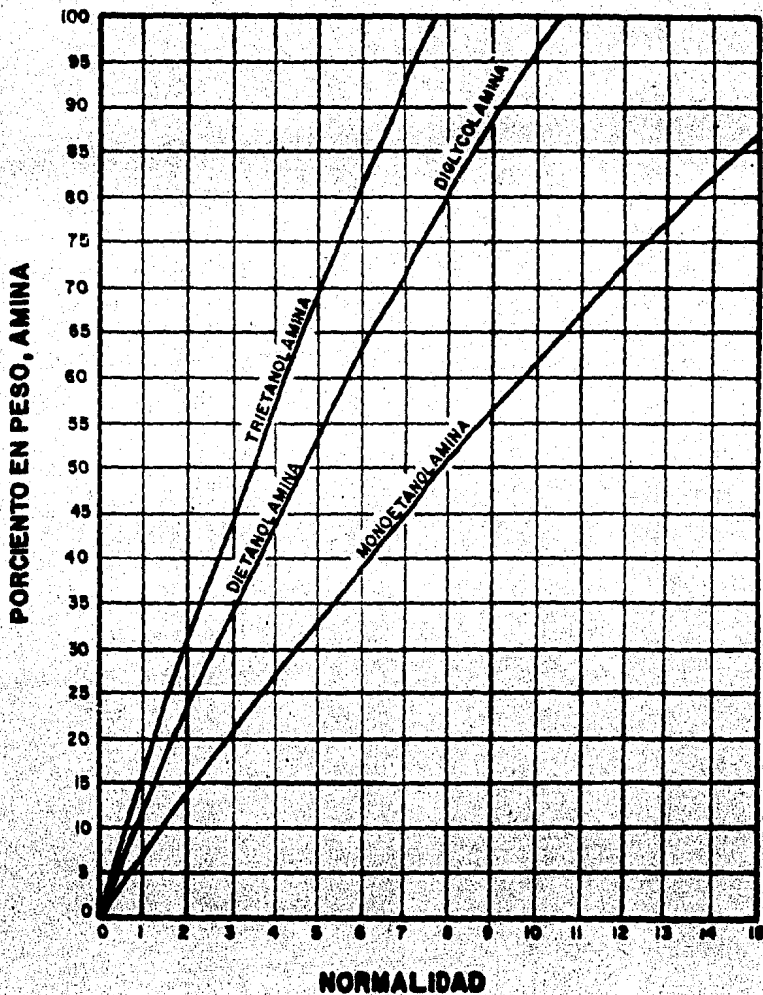
En las figuras 10,11,12 y 13 del apéndice, se muestran datos de la presión parcial de equilibrio del CO_2 y H_2S en una solución acuosa de DEA, cuando ambos solutos están presentes simultáneamente. Estas gráficas son para solución 2.0 N a una temperatura de $50^\circ C$ y $100^\circ C$ (De la figura 5, puede obtenerse la correspondencia entre normalidad y % en peso).

Para otras temperaturas, se puede interpolar en las gráficas.

La concentración de gas ácido en la solución rica a la salida del absorbedor se toma como 70% de la concentración en el equilibrio o bien, puede fijarse una carga máxima.

Se recomienda una carga máxima en la solución rica de 0.43 moles de gas ácido/mol de MEA para cuando se emplean soluciones alrededor del 20% en peso de MEA y de 0.4 para soluciones de DEA al 25% en peso o menos. También se recomienda que la cantidad neta de gas ácido absorbido sea de 0.3 a 0.4 moles de gas ácido/mol de amina cuando se opera con soluciones de MEA o DEA hasta 25% en peso.

En el proceso SNPA-DEA se emplea solución de DEA en el rango del 25-30% en peso, puede absorber gases ácidos hasta una relación de 0.78 a 1.0 moles de gas ácido/mol de DEA, siempre y cuando la presión parcial del gas ácido alimentado a la planta sea alta.



NORMALIDAD DE SOLUCIONES ACUOSAS DE AMINA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO S.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° 5	FECHA 1966

5.- Concentración de la Solución Acuosa de Amina.-

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

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

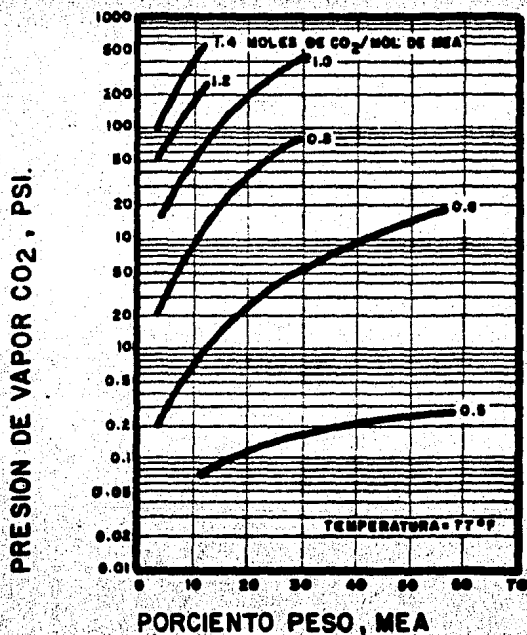
Es de notarse que al incrementar la concentración de la amina se reducirá la cantidad de solución necesaria para absorber los gases ácidos y de ahí el costo de la planta. Sin embargo, el efecto no es tan grande como se espera, debido a que la presión de vapor del gas ácido es mayor en soluciones más concentradas para relaciones moles de gas ácido/mol de amina, equivalentes (fig. 6). Es decir, cuando se pretende absorber la misma cantidad de gas ácido con menor cantidad de solución, el incremento en la temperatura será mayor debido al calor de reacción, ocasionando que la presión de vapor del gas ácido en la solución aumente.

6.- Temperatura.-

6.1.- Absorbedor y/o Contactor.-

La temperatura de alimentación de la solución de amina (MEA, DEA) pobre al absorbedor debe ser 10°F mayor a la del gas amargo que entra por el fondo de la torre para evitar condensación de hidrocarburos y la subsecuente formación de espuma que se producirá especialmente si la corriente gaseosa está húmeda.

Normalmente la solución pobre se alimenta en un rango de 100-130°F (37-54°C). La temperatura de entrada de la solución al contactor será igual a la de los líquidos amargos que se alimentan al mismo.



EFFECTO DE LA CONCENTRACION DE AMINA EN LA PRESSION DE VAPOR DE CO₂

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	HECTOR EL BARRERA Z.
PR. N° 8	FECHA: 1968

Cuando el contenido de gas ácido en el gas amargo es alrededor de 1%, la cantidad de solución para efectuar la purificación es pequeña y la mayor parte del calor de reacción se va con el gas dulce.

Para corrientes de gas que contienen grandes proporciones de gas ácido arriba del 5%, normalmente se requiere una gran cantidad de solución por lo que ésta al llevarse esencialmente todo el calor de reacción enfría el gas que se está purificando. En este caso la temperatura de salida del gas dulce se supone igual a la de la solución pobre.

6.2- Regenerador de DEA.-

La solución de amina rica debe alimentarse al regenerador a 180-200°F (82-93°C). Este rango requiere menor cantidad de calor del que es posible transferir de la solución de amina pobre caliente que sale del fondo del regenerador.

Generalmente la solución pobre deja el regenerador a una temperatura entre 240-250°F (115-121°C) siendo la máxima temperatura de salida 260°F (126°C) que corresponde a una presión máxima en el fondo de la torre regeneradora de 21 psig (1.5 Kg/cm² man.)

A temperaturas mayores, la MEA y la DEA tienden a degradarse.

7.- Presión.

7.1.- Absorbedor y/o Contactor.

El absorbedor puede operar en un amplio rango de presión que va desde la presión atmosférica hasta 1200 psig (84.4 Kg/cm² man.) dependiendo del destino del gas dulce. Si el gas va a ir a "flare" entonces la torre trabajará a presión atmosférica. Si el gas va a emplearse como gas combustible, la torre puede operar a 30 ó 60 psig (2.1 ó 4.2 Kg/cm² man.) mínimo.

Se aconseja alimentar los líquidos amargos al contactor a 50 psig por encima de su presión de burbuja.

7.2 Regenerador.

La presión de operación de ésta torre está en función de

la presión de entrega requerida del gas ácido en límites de batería. Normalmente el rango de operación es de 8 a 20 psig (0.56 a 1.4 Kg/cm² man.) (domo) aunque la mejor regeneración de la solución se obtiene a mayor presión, debido a que se incrementa la temperatura en el fondo de la torre y con ésto se logra una mejor desorción, especialmente del CO₂, pero por otro lado aumenta la corrosión y degradación de la amina. Por lo tanto, la presión en el fondo del regenerador no debe exceder de 21 psig (1.5 Kg/cm² man.) que corresponde a una temperatura de 260°F (127°C).

Se considera una caída de presión en la torre de 4 psig (0.28 Kg/cm² man.).

8.- Pérdidas de la solución.

La pérdida de solución de amina por arrastre de los hidrocarburos es de 2.0 lbs/MMPCSD.

9.- Purificación de soluciones.

9.1.- Redestilador ("Reclaimer").

Destilando de 1 a 3% de la solución pobre se pueden eliminar productos de degradación de MEA de alto punto de ebullición, lodo y sales disueltas. La operación se efectúa en forma intermitente.

En los sistemas con DEA no se acostumbra el uso del redestilador debido a que sus productos de degradación tienden a ebullicir casi a la misma temperatura, haciendo difícil la separación con una simple destilación "Flash" con la que la mayoría de los redestiladores operan.

9.2.- Filtrado.-

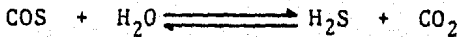
Se filtra el 20% en volúmen de la solución de DEA pobre.

10.- Gas Amargo con COS

Quando el gas amargo contiene COS el absorbedor constará de 4 secciones: una sección de platos de lavado, una sección de platos de hidrólisis de COS y dos secciones empacadas para la absorción de los contaminantes del azufre. La eliminación del COS

se logra por contacto del gas con una solución acuosa muy diluida de hidróxido de sodio (3% en peso) y aluminato de sodio al 0.8% en peso.

La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



La cual está desplazada hacia la derecha por la eliminación previa del H_2S y CO_2 en la primera cama de absorción.

11.- Agua de reposición.

La cantidad que se debe reponer es el agua de saturación de los gases dulces, líquidos dulces y gases ácidos.

Se recomienda emplear agua destilada (vapor condensado).

12.- Requerimientos de agentes químicos.-

12.1.- Requerimiento de DEA.

a) Arranque.- El procedimiento de cálculo se basa en el volumen de solución que hay en el sistema. A continuación se muestran los pasos necesarios para determinar esa cantidad:

- Cálculo del volumen del sistema:

$$\text{Vol. sist.} = V + 0.4V + 0.5V$$

donde: V = Cantidad de solución en recipientes y torres, ft^3 .

$0.4V$ = Cantidad de solución por concepto de tubería, ft^3 .

$0.5V$ = Cantidad de solución en cambiadores de calor, ft^3 .

- Cálculo de lb de DEA:

$$\text{lb}_{\text{DEA}} = V_{\text{sist}} \times \rho_s \times 0.2$$

donde: ρ_s = densidad de la solución a temperatura ambiente, lb/ft^3 .

- Cálculo de gal de DEA:

$$\rho_{DEA} = 1.09 (62.371) = 67.86 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{ft}^3_{DEA} = \text{lb}_{DEA} / 67.86$$

$$\text{gal}_{DEA} = \text{ft}^3_{DEA} \times 7.48052 \text{ gal/ft}^3.$$

b) Operación normal.- Normalmente se necesitan reponer 2 lb amina/MMPCSD que se pierden por arrastre de la solución en las corrientes dulces, vaporización o degradación de la amina. La cantidad requerida se reporta en gal/año (litros/año). La MEA y DEA se venden en tambores de 470, 490 y 520 lb.

CARACTERISTICAS	MEA	DEA
Densidad relativa 20/20°C	1.017 min, 1.019 máx.	
Densidad relativa 30/20°C		1.09 min, 1.094 máx.
Peso equivalente	61	104
Color, escala Pt-Co	15 max	20 max
DEA % en peso		98.5 min
Agua % en peso	0.3 max	0.15 max

12.2.- Requerimientos de inhibidor de corrosión. (Betz -- Petromen 52).

a) Arranque.- Se requieren 0.0045 gal/ft^3 (0.6 lt/m^3) de solución en el sistema. La cantidad requerida se reporta en galones (litros).

b) Operación Normal.- Se recomienda un nivel de 200 ppm. La cantidad requerida de inhibidor se reporta en gal/año (lt/año)

CARACTERISTICAS

Color Ambar oscuro
 Densidad a 60°F (15.8°C) 8.8 lb/gal (1.05 g/cm^3)

Temp. de inflamación	200°F (93.5°C)
Viscosidad a 65°F (18.3°C)	30 Cp
Soluble	en agua
Insoluble	En Hidrocarburos
Contenido de compuestos halogenados y metales pesados	ninguno

12.3.- Requerimientos de Antiespumante (Foamtrol HT)

a) Arranque.- Se requiere 0.0011 gal foamtrol/ft³ de sol. en el sistema (0.15 l/m³).

La cantidad requerida se reporta en galones (litros).

b) Operación normal.- Se recomienda una concentración en el sistema de 50 ppm. La cantidad requerida se obtiene en función de la cantidad necesaria de inhibidor y se reporta en gal/año (lto/año).

ejemplo:

gal/año Foam. = gal/año Inhib. (50 ppm)/200 ppm.

CARACTERISTICAS

Punto de escurrimiento	35°F (2°C)
Punto de inflamación	167°F (75°C)
Viscosidad a 65°F	8 Cp
Densidad Relativa a 60°F	1.021
Soluble	en agua

13.- Descripción preliminar del Proceso.-

Con el fin de tener una idea más clara del proceso Girbotol, se considera conveniente hacer una breve descripción del mismo, haciendo alusión al Diagrama de Flujo de Proceso mostrado a continuación.

El gas amargo (corriente 1) se alimenta por el fondo del absorbedor y fluye hacia arriba a través del mismo en intimo contacto a contracorriente con la solución acuosa de amina -

(corriente 4); el gas dulce producido (corriente 2) se envía a límites de batería.

La torre absorbidora de gases amargos, por lo general consta de 20 a 24 platos de contacto y de 3 a 4 lavadores. La temperatura de entrada de la amina pobre al absorbedor de gases amargos tiene un acercamiento de 5 a 10°F arriba de la temperatura del gas amargo alimentado.

Posteriormente la solución de amina rica que sale por el fondo del absorbedor de bases amargos (corriente 5) se precalienta en el intercambiador de DEA rica/DEA pobre con la solución regenerada caliente (corriente 14) proveniente de los fondos de la torre regeneradora la cual consta de 22 a 23 platos, de los cuales 20 son para efectuar la regeneración de la misma y en los 2 ó 3 restantes fluye agua a contracorriente con los gases ácidos con el fin de llevar a cabo el lavado de éstos y evitar pérdidas de amina por arrastre.

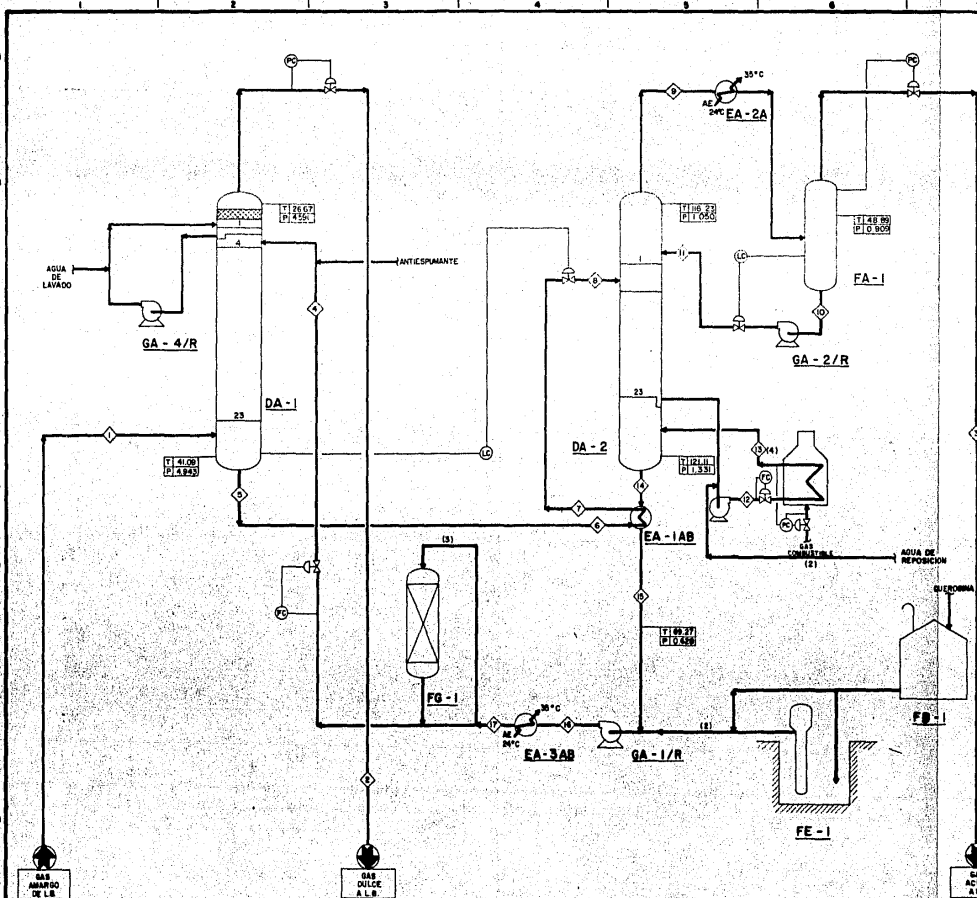
Los gases ácidos saturados con agua (corriente 9) pasan al enfriador de gases ácidos en donde se condensa el agua pasando posteriormente la mezcla de gases ácidos-agua al acumulador de reflujo de la torre regeneradora de donde salen los gases ácidos saturados con agua (corriente 3) para entregarse en límites de batería. El agua condensada (corriente 10) se envía nuevamente a la torre regeneradora mediante una bomba de reflujo.

El calor para la regeneración se suministra mediante el rehervidor de la torre regeneradora. La solución de amina regenerada que sale del fondo de la torre regeneradora (corriente 14) intercambia calor con la solución de amina rica en el intercambiador de DEA rica/DEA pobre. De ahí se envía a la bomba de amina pobre que va a dar la potencia necesaria para que el flujo de amina llegue a la torre absorbidora de gas amar

go. La corriente de salida de la bomba de amina pobre (corriente 16) pasa al enfriador de DEA pobre donde se enfría (corriente 17) hasta la temperatura requerida por el absorbedor de gases amargos; de aquí pasa el 10 ó 20% de la solución al filtro de amina pobre, el cual es un filtro de carbón activado, en donde se van a eliminar los productos de degradación de la amina formados por el efecto de la temperatura. La solución de amina pobre finalmente se manda a la torre absorbadora (corriente 4).

La reposición de la solución de amina se hará por medio de una bomba de reposición, que succionará del tanque de almacenamiento, el cual opera a presión atmosférica. La preparación de la solución acuosa de amina, se efectúa en un tanque y mediante la bomba de reposición se envía al tanque de almacenamiento.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



COMPARTE	1		2		3		4		5		6		7		8	
	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol
ACIDO SULFURICO	1.842	0.005	19.867	0.012	0.428	0.246	0.000	0.01	0.000	0.002						
HIDROXIDO DE CALCIO	1.405	0.030	14.366	0.478	1.380	0.486	0.000	0.400	0.000	0.478						
HIDROCARBUROS	34.853	99.323	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000						
DEA	0.000	0.000	0.000	4.088	4.036	4.000	0.000	0.000	3.441	0.000						
ASUA	0.170	0.836	8.133	92.431	84.95	84.92	98.138	90.000	94.901	100.000	96.421					
FLUJO TOTAL kg mol/h	712.0	879.8	37.8	2627.9	2099.8	1659.8	252.9	234.4	3049.5	45.8	0.1	187.7				
FLUJO TOTAL kg/h	18623	174.90	1482	17027	54008	8608	3379	3818	48371	821	0.02	4702				
PEQ. MOLECULAR MEDIO	20.50	227.0	39.50	21.70	31.94	21.94	21.19	19.0	31.2	18.0	0.70	21.70				
DENSIDAD RELATIVA @ 15°C	0.405	0.405	0.000	1.035	1.039	1.025	1.000	1.0	1.025	0.000	1.025					
BPD @ 15 °C	70.41	8525	--	8406	8810	8810	--	581	9412	--	8406					
IMPEDANCIA (kg mol/m ² h)	12.0															
PRECION kg/cm ² abs	2.9	4.6	0.808	4.8	4.9	1.4	1.1	5.3	1.3	1.3	1.3					
TEMPERATURA °C	24.7	24.7	48.8	32.2	45.1	93.3	16.2	48.9	18.1	18.1	18.1					
DENSIDAD @ 15 °C g/ml	0.007	0.008	1.018	1.019	0.998	0.0013	0.989	0.984	0.003	0.984						

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
DA-1	ABSORBEDOR DE GAS ACIDO	1526 mm DI x 1833 mm T-T 23 PLATOS
DA-2	REGENERADOR DE DEA	1828 mm DI x 17008 mm T-T 23 PLATOS
EA-1AB	INTERCAMBIADOR DE CALOR DEA/DEA PORRE	8.9 MM Kcal/h 787.6 mm DI x 3607 mm L
EA-2	CONDENSADOR DE REFLUJO DEL REGENERADOR	2.4 MM Kcal/h 787.6 mm DI x 4887 mm L
EA-3AB	ENFRIADOR DE DEA PORRE	1.8 MM Kcal/h 990.8 mm DI x 4067 mm L
BA-1	RESERVOIRIO DEL REGENERADOR	4.3364 MM ³ /m ³
FA-1	ACUMULADOR DE REFLUJO DEL REGENERADOR	782 mm DI x 8474 mm T-T
FB-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DEA	7800 mm DI x 7800 mm T-T
FE-1	TANQUE DE PREPARACION DE DEA	2 m ³
FB-1	FILTRO DE DEA PORRE	1828 mm DI x 4477 mm T-T (COMERCIAL)
GA-1/R	BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA PORRE	851 gpm AP 182 kg/cm ²
GA-2/R	BOMBA DE REFLUJO DEL REGENERADOR	17 gpm AP 8.67 kg/cm ²
BA-2	BOMBA DE REPOSICION DE DEA	100 gpm AP 0.828 kg/cm ²
GA-4/R	BOMBA DE AGUA DE LAVADO	100 gpm AP 1.81 kg/cm ²

NOTAS

- P: gpm/m² hora
- FLUJO INTERMITENTE
- DE FILTRA EL 99% DE LA COMENTE TOTAL
- FLUJADORES PARES EN EL DIAL LA COMENTE (1) ES UNICAMENTE VAPOR DE H₂O. LA COMENTE LIGADA ES LA DEA REGENERADA O PORRE QUE COME PONDERA A LA COMENTE (2)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 INSTITUTO DE QUIMICA
 1954 PROFESIONAL
 PROYECTO TECNICO DE PLANTA DE ENZUCADO
 1954

PLANTA ENZUCADORA DE HIDROCARBUROS
 POZOS ABKATUM



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 INSTITUTO DE QUIMICA
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 SECCION DE ENZUCADO

NO.	DESCRIPCION	UNIDAD	VALOR
1	AGUA DE LAVADO	m ³ /h	100
2	GAS AMARILLO DE LE	kg/h	100
3	GAS DULCE A.L.S.	kg/h	100
4	GAS ACIDO A.L.S.	kg/h	100

FUNDAMENTOS PARA EL EMPLEO DEL PROGRAMA
DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

El balance de materia y energía fue realizado a través de un programa cuyos fundamentos son:

- 1.- El endulzamiento de los gases y/o líquidos amargos se llevará a cabo por medio del proceso Girbotol, que emplea una solución acuosa de DEA, la cual puede tener una concentración de 20, 30 y 35% en peso.
- 2.- La concentración residual de los gases ácidos en la amina pobre se calcula internamente en el programa.
- 3.- La especificación de los productos dulces se dió como dato.
- 4.- En el balance de la regeneradora se han tomado en cuenta los gases ácidos absorbidos efectivamente, y no el total de los gases ácidos que contiene la carga. Esto significa un mejor ajuste en la carga térmica del condensador y la carga térmica del rehervidor se reduce aunque no significativamente. Este cambio queda absorbido en el sobre-diseño de la planta.
- 5.- La ΔP del absorbedor se asumió de 5 psi.
- 6.- La temperatura de la DEA pobre que se alimenta al domo del absorbedor es igual a la temperatura de entrada de los gases amargos más una diferencia de $10^{\circ}F$.
- 7.- La temperatura de los gases dulces es igual a la temperatura de la DEA pobre a la entrada del absorbedor menos una diferencia de $10^{\circ}F$.
- 8.- La temperatura de salida de la amina rica la calcula internamente el programa mediante un balance térmico.
- 9.- El calor de solución fué tomado en cuenta en el programa desde la concentración residual hasta la concentración máxima.
- 10.- Para definir el flujo de DEA en el absorbedor se considera absorción completa de los gases ácidos.
- 11.- Para efectos del balance se considera que la corriente de

DEA rica no lleva hidrocarburos.

- 12.- Para efectos del balance se considera que el reflujo de la torre regeneradora no lleva gases ácidos.
- 13.- Los líquidos y gases dulces así como los gases ácidos - salen de cada una de las torres saturados con agua. La solubilidad del agua en los líquidos se determina por - extrapolación usando una gráfica que da la solubilidad del agua en los hidrocarburos. El agua de saturación - de los gases se determina a partir de la presión de va- por del agua a esas condiciones y de la presión total.
- 14.- Las propiedades termofísicas de las aminas se calculan a partir de las gráficas correspondientes. Dichas grá- ficas no consideran el efecto del H_2S y el CO_2 .
- 15.- La temperatura de los fondos de la torre regeneradora - se da como dato y es de $250^\circ F$ ($121^\circ C$).
- 16.- El agua de reposición que se alimenta en el rehervidor de la regeneradora, toma en cuenta el agua de satura- - ción de los gases ácidos, líquidos y gases dulces.
- 17.- Este programa no calcula propiedades de corrientes de - hidrocarburos, únicamente corrientes de DEA. Cuando -- tiene que usar propiedades de hidrocarburos en el balan ce de la planta, se le alimentan como dato.

MODELOS Y EQUIPOS DE PROCESO INCLUIDOS EN EL PROGRAMA

Para efectuar el Balance de Materia y Energía en el pro ceso, es necesario disponer de los modelos matemáticos represen tativos de una serie de equipos y elementos de procesamiento -- que intervienen en el diagrama de flujo de proceso.

El programa está desarrollado bajo una estructura modu lar, disponiéndose de un conjunto de subrutinas que efectúan el balance de materia y energía para cada tipo de elemento de pro cesamiento; el control de transferencia de información e inte--

gración de los resultados parciales en el balance de materia y energía global se lleva a cabo en el programa principal, el cual recibe y revisa la información proporcionada por el usuario y ordena la ejecución de los cálculos indicados.

La información proporcionada por este programa para cada juego de datos incluye:

- Balance de materia y energía.
- Propiedades físicas de las corrientes de DEA.
- Parámetros de diseño básico de equipo.
- Cargas térmicas de cambiadores con servicios auxiliares.
- Potencias de bombas.

Las subrutinas de cálculo de los elementos de proceso están desarrolladas de acuerdo a los criterios mencionados anteriormente. Cada módulo de cálculo recibe como información las corrientes de entrada al elemento y algunos parámetros particulares del equipo en cuestión; después de la resolución de los balances, la información correspondiente a las corrientes de salida se almacena en una matriz de corrientes que queda disponible para cálculos posteriores. La secuencia de resolución se define por el usuario mediante la secuencia de alimentación de datos al programa.

Con el fin de tener un manejo sistemático e inequívoco de los balances de energía, se consideró conveniente establecer dichos balances a través de la entalpías de las corrientes involucradas.

Se estableció como base de dichas entalpías lo siguiente:

Solución de DEA: H=0 a 100°F líquido y a una concentración dada.

H₂O: H=0 a 100°F líquido.

Gases ácidos: H=0 a 100°F gas.

Hidrocarburos: $H=0$ a $100^{\circ}F$ en la fase de la alimentación.

La entalpia de cualquier corriente en el proceso se calcula con referencia a estas bases, en incluye todos los efectos de calor sensible, latente y para el caso de H_2S y CO_2 en soluciones de DEA, el calor de solución total hasta la concentración especificada.

A continuación se presenta una breve descripción de los equipos y elementos de procesamiento disponibles en el programa:

a) Absorbedor

Información requerida: Flujo, Composición, Temperatura y Presión de la alimentación. Composición y Temperatura de la DEA pobre.

Información Generada: Flujo y Temperatura de la DEA pobre. Flujo, Temperatura, Presión y Composición de la DEA rica. Flujo, Temperatura, Presión y Composición del gas dulce.

Balance de Materia: En función de la concentración residual y concentración máxima de DEA, concentración de gases ácidos en la alimentación, especificaciones del producto dulce y cálculo del agua de saturación de éste.

Balance de Energía: Las temperaturas de DEA pobre y gas dulce se establecen de acuerdo a los criterios mencionados anteriormente; la temperatura de la corriente de DEA rica se obtiene del balance de calor.

b) Regeneradora:

Información requerida: Flujo, Composición, Temperatura, Presión de la DEA rica y Lb vapor/Galón de Solución.

Información generada: Flujo, Temperatura y Composición de la DEA pobre. Flujo, Temperatura, Presión de los gases ácidos. Carga Térmica del Condensador y del Rehervidor. Vapor de domos de la torre regeneradora: gases ácidos más agua.

Agua de reposición: suma del agua de saturación de los gases dulces y agua de los gases ácidos. Flujo de líquido que va al rehervidor de la torre regeneradora. Flujo de vapor del rehervidor a la torre regeneradora.

Balance de Materia: En función de la concentración de gases ácidos en la DEA rica, concentración residual, flujo de vapor de calentamiento y agua de saturación de los gases ácidos.

Balance de Energía: Con el flujo de vapor: Lb vapor/Gal. de Solución, se calcula la carga térmica del rehervidor; con ésto y mediante un balance de energía se calcula la corriente de vapor que va del rehervidor a la torre regeneradora, y la corriente líquida que se alimenta al rehervidor. Mediante un balance total en la torre, se obtiene la carga térmica del condensador. La temperatura del do-

mo de la regeneradora se calcula haciendo un balance de calor en los domos de la misma, calculando con ésto la carga térmica del condensador. La temperatura del domo será correcta cuando la carga térmica del condensador calculada de ésta forma, sea igual a la calculada mediante el balance total en la torre; después de ésto se determina el flujo, composición y temperatura del vapor de domos y el reflujo.

c) Cambiadores de Calor:

Información requerida: Flujo, Temperatura de entrada y salida, Coeficientes de Transferencia de Calor y Caída de Presión.

Información Generada: Carga Térmica, Area de Transferencia de calor y diferencia de temperatura media logarítmica.

Balance de Materia: Trivial.

Balance de Energía: La condición básica que se debe cumplir en éste equipo, es que el calor perdido por la corriente caliente, es igual al calor ganado por la corriente fría.

d) Bombas:

Información requerida: Corriente de entrada y diferencia de presión entre la salida y la entrada.

Información generada: Corriente de salida y Potencia de la bomba.

Balance de Materia: Trivial.
Balance de Energía: El proceso termodinámico en la bomba se considera isotérmico.

Para el caso de bombas, la potencia se calcula por la ecuación:

$$HP = \frac{\Delta P \times GPM}{1714 \times \eta}$$

A fin de ilustrar como se realizaron los Balances de Materia y Energía del proyecto en cuestión, se anexa a continuación tanto un listado de los datos alimentados al programa, así como de los resultados obtenidos mediante el Simulador de Procesos (SIMPROC).

EMBU*SCP DATOS (1), NO/ENDULZA (59)

1 #RUM NOZINDO E 1033/ENBUBIZ, COOH, 1, 100 * NESTOR DARRERA ZEDARUA. EXT 20534
 2 #DGG, N * S, FAVOR DE IMPRIMIR EN PAPEL BLANCO
 3 #LOU SIMPE AJ VALVUSUSNH/
 4 #PNT, S LOU*SCP DATOS, NH/ENDULZA
 5 #ART LIMB*JCMABS, GIBROTOL
 6 DE ENDULZAMIENTO DE CASES 30336/V/05 POTOS AUKATUM (SONDA DE CARPECHE) NH/
 7 APVAP * 1 0 0 0 1 1 0 0 0 0
 8 #HASES IC=1, LIG=1, C5, CM=0.4, FCO=300, EHS=50, PATM=14.6962, TVAP=298, SEND
 9 #DATOS CPH=3.4474, PPH=25.754, DHC=0.4007, SGH=0.4043, SEND
 10 #ALIM IM=1504.612, TI=0.0, PI=05, X1=0.01562, 0.05415, 0.94853, 0.0, 0.0017, SEND
 11 #AT 1 4 2 5 1 0 0 0 0
 12 #DATOS IAS=VH, DI=10, OPA=5, SEND
 13 #LH1 5 6 0 0 1 0 0 0 0
 14 #DATOS DP=3, SEND
 15 #LA1 6 7 0 0 1 0 0 0 0
 16 #DATOS DP1=15, T2=200, SEND
 17 #LH2 7 8 0 0 1 0 0 0 0
 18 #DATOS DP=10, SEND
 19 #GA2 8 14 5 3 1 0 10 13 12
 20 #DATOS TC=120, PD=24.63, TOP=250, SEND
 21 #LA1 6 7 14 15 1
 22 #DATOS DP=10, u=10, T9, SEND
 23 #AT 15 16 0 0 1
 24 #DATOS DP=155.4, SEND
 25 #LA4 16 17 0 0 1
 26 #DATOS DP1=10, DP2=0, T2=20, u=113.45, SEND
 27 #GA2 10 11 0 0 1
 28 #DATOS DP=17, SEND
 29 #M
 30 #N
 31 #
 32 #FIN

#M1 LOU*JCMABS, GIBROTOL

MODULO APVAP *

MODULO DAT

TEMP. DE A. NICA = 104.206 (IN. C.)
TEMP. DE A. NICA = 105.566 (IN. LIND)

MODULO LH1

MODULO LA1

CARGA TERMICA = 1760746.61070

MODULO LM

MODULO GA1

CARGA TERMICA CONDENSADOR = 537319.07170

CARGA TERMICA REFRIGERADOR = 1770397.01070

FLUJO DE AGUA DE REFRIGERACION = 13.24 LIT-MIN/H

24.1 L/H

MODULO LA1

CARGA TERMICA = 1760746.61070

COEF. DE TRANSF. DE CALOR = 106.4
AREA DE TRANSF. = 2054.5 FT²
LMTD = 50.37 °F

MODULO GA1
CPM = 250.9
DP = 135.4
HP = 21.3

MODULO 1A4
CARGA TERMICA = 7713010. BTU/H

MODULO GA2
CPM = 17.0
DP = 52.4
HP = .5

MODULO 1B

PLANTA DE EMPALMADO DE TUBOS
 REALIZACION: TUBOS ANATOMISOLONGA DE CAPELLER

CONTRATO 3033
 HECHO POR NÚ7

FECHA 6/1/75

COMPONENTE	1. VAP		2. VAP		3. VAP		4. LIG		5. LIG	
	LB-MOL/H	KGOL	LB-MOL/H	KGOL	LB-MOL/H	KGOL	LB-MOL/H	KGOL	LB-MOL/H	KGOL
H ₂ O	24.517	1.562	0.74	0.05	24.443	24.567	0.703	0.12	25.146	1.429
CH ₄	3.002	3.435	0.447	0.310	53.855	64.500	27.731	0.479	80.286	1.300
HC	14.33024	14.553	14.33024	14.55329	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
HEX	0.000	0.00	0.000	0.000	0.000	0.000	230.782	0.000	230.785	4.038
H ₂ C	2.000	0.170	0.336	0.36	5.070	6.133	5527.432	95.421	5520.585	94.153
TOTAL LB-MOL/H	557.012	100.000	1498.881	100.000	62.666	100.000	5752.656	100.000	5863.381	100.000
FLUJO TOTAL LB/H + KG/H	615.52	18363.	36537.	17480.	3264.	1400.	125722.	57027.	126771.	38409.
PESO MOLECULAR MEDIO	26.426		25.711		39.480		21.704		21.462	
DENSIDAD RELATIVA A 30 °C	0.85		0.85		0.800		1.025		1.025	
OP ₃₀ a 30 °C	7.41		6.525		0.		8.606		8.610	
PRESION PSIG=KG/CM ² MAN.	70.30	4.943	85.30	4.592	12.43	0.094	65.30	4.592	70.30	4.443
TEMPERATURA ° C	30.00	26.67	30.00	26.67	120.00	48.89	90.00	32.22	105.96	41.09
DENS. a PYE LB/FT ³ =KG/CM ³	0.12	0.0060	0.376	0.0003	0.175	0.00281	63.573	1.01834	63.347	1.01472
OP ₃₀ a 30 °C	0.		0.		0.		2.664		253.4	
CALOR ESP. a PYE BTU/LB-°	0.4424		0.4696		0.0000		0.9193		0.9230	
VISCOSIDAD CP.	0.0000		0.0000		0.0000		1.1405		1.9645	
COND. TERMICA BTU/IN-FT-°	0.0000		0.0000		0.0000		0.2871		0.2945	
ENTALPIA BTU/IN	-30.7		-16.51		109.0		-2055.5		-2066.4	

PLANTA DE ENRIQUECIMIENTO DE GASES
 LOCALIZACION: POZOS ADIATIVAS (SONDA DE CAMPICHE)

CONTRATO 3033
 HECHO POR NUT

FECHA 6/IV/85

CORRIENTE NO.	6 LTA		7 LTA		8 LTA		9 VAP		10 LTA	
COMPONENTE	LU-MOL/H	Σ MOL	LU-MOL/H	Σ MOL	LU-MOL/H	Σ MOL	LU-MOL/H	Σ MOL	LU-MOL/H	Σ MOL
H ₂	25.146	429	25.146	429	25.146	429	24.443	436	.000	.000
CO ₂	80.886	1.380	80.886	1.380	80.886	1.380	53.133	949	.000	.000
HC	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
H ₂ O	236.785	4.038	236.785	4.038	236.785	4.038	.000	.000	.000	.000
H ₂	5520.565	94.153	5520.565	94.153	5520.565	94.153	482.196	86.138	477.126	100.000
TOTAL LU-MOL/H	5865.381	100.000	5865.381	100.000	5865.381	100.000	559.794	100.000	477.126	100.000
FINJO TOTAL LU/H + AD/H	123771.	58469.	123771.	58469.	123771.	58469.	11800.	5379.	8546.	3899.
PESO MOLECULAR MEDIO	21.962		21.962		21.962		21.962		18.016	
DENSIDAD RELATIVA a 60 F	1.025		1.025		1.025		1.000		1.000	
PIEZO a 60 F	8610.		8610.		8610.		0.		589.	
PRESION PSIG/KG/CM ² MAN.	63.30	4.592	63.30	4.537	63.30	4.528	14.93	1.050	12.93	.609
TEMPERATURA I + C	105.96	41.09	100.00	43.33	100.00	43.33	241.21	116.23	120.00	48.89
WLS a PYE LU/PIG/CM ²	61.367	1.01472	61.506	.98523	61.506	.98523	.085	.40134	61.713	.98654
GM. a P Y T	253.6		261.0		261.0		.0		17.4	
SALONISP a PYE HU/PIG-F	.9230		.9448		.9448		.0000		1.0000	
VISCOSIDAD CP.	.9645		.3880		.3880		.0000		.0000	
COND. TERMICA HU/HK-PI-F	.2745		.3188		.3188		.0000		.0000	
ENTALPIA HU/HK	-2066.4		8941.4		8941.4		9050.3		171.9	

PLANTA: DE EMPLAZAMIENTO DE GASIS
 LOCALIZACION: POZOS ABRAJUMESONDA DE CAMPESIN

CUMINATO 3033
 NLENO PQR NHZ

FECHA 6/11/85

COMRIENTE NO.	11 LI.		12 L14		13 VAP		14 L14		15 L16	
COMPONENTE	LB-MOL/H	Z MOL	LB-MOL/H	Z MOL	LB-MOL/H	Z MOL	LB-MOL/H	Z MOL	LB-MOL/H	Z MOL
H ₂ S	.000	.000	.703	.010	.000	.000	.703	.012	.703	.012
CO ₂	.000	.000	27.731	.406	.000	.000	27.731	.479	27.731	.479
HC	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
H ₂ O	.000	.000	236.785	3.481	.000	.000	236.785	4.088	236.785	4.088
	477.126	100.000	657.110	96.901	1009.678	100.000	5527.432	95.421	5527.432	95.421
TOTAL LB-MOL/H	477.126	100.000	6802.329	100.000	1009.678	100.000	5792.650	100.000	5792.650	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KW/H	6596.	38.7.	143913.	65278.	16190.	8231.	125722.	57027.	125722.	57027.
PISO MOLECULAR MEDIO	14.016		21.956		18.016		21.704		21.704	
DENSIDAD RELATIVA a 60 F	1.000		1.025		.000		1.025		1.025	
HPD = 60 F	589.		9622.		0.		8406.		8406.	
PRESION PSIG*KG/CM ² MAN.	50.55	3.539	18.93	1.331	18.93	1.331	18.93	1.331	18.93	1.331
TEMPERATURA F * C	120.00	48.89	250.00	121.11	250.00	121.11	250.00	121.11	156.69	69.27
DENS a 60 F LB/FT ³ *KG/CM ³	61.793	.98854	60.174	.96390	.000	.00127	60.174	.96390	62.461	1.00053
GRV = P * V	17.4		279.2		.0		260.5		250.9	
CALOR ESP W PPI BTU/LB-F	1.3000		.9564		.0000		.9564		.9348	
VISCOSIDAD CP.	.0000		.2164		.0000		.2164		.5561	
COND. TERMICA BTU/HR-FT-F	.0000		.3262		.0000		.3262		.1091	
ENTALPIA BTU/HR	171.9		19534.7		20073.3		16665.4		5657.3	

PLANTA: DE ENDULZAMIENTO DE GASES
 LOCALIZACION: POZOS ABKATUM (SONDA DE CAMPECHE)

CONTRATO 3033
 HECHO POR NIZ

FECMA 6/9/85

CORRIENTE NO.	16 L14		17 L14	
	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
H2S	.703	.012	.703	.012
CO2	27.731	.479	27.731	.479
HC	.000	.000	.000	.000
DIA	236.785	4.088	236.785	4.088
H2O	5527.432	95.421	5527.432	95.421
TOTAL LB-MOL/H	5792.650	100.000	5792.650	100.000
FLUJO TOTAL LB/H + KG/H	125722.	57027.	125722.	57027.
PESO MOLECULAR MEDIO	21.704		21.704	
DENSIDAD RELATIVA @ 60 F	1.025		1.025	
WPD @ 60 F	8406.		8406.	
PRESION PSIA/KG/CM2 MAN.	144.33	10.146	144.33	9.445
TEMPERATURA F + C	136.69	69.27	90.00	32.22
DENS @ PVT LB/FT3/G/CM3	62.461	1.00053	63.573	1.01634
GM @ PVT	250.9		246.6	
CALOR ESP @ PVT BTU/LB-F	.9348		.9193	
VISCOSIDAD CP.	.5561		1.1905	
COND TERMICA BTU/HR-FT-F	.3093		.2891	
ENTALPIA MBTU/HR	5657.5		-2055.5	

VII.3.- LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>DESCRIPCION</u>
<u>TORRES</u>	
DA-1	Absorbedor de Gas Acido
DA-2	Regenerador de DEA
<u>CAMBIADORES</u>	
EA-1 A-B	Intercambiador de DEA rica/DEA pobre
EA-2	Condensador de reflujo del regenerador.
EA-3 A-B	Enfriador de DEA pobre.
<u>HORNOS</u>	
BA-1	Rehervidor del regenerador.
<u>RECIPIENTES</u>	
FA-1	Acumulador de reflujo del regenerador
FB-1	Tanque de almacenamiento de DEA
FE-1	Tanque de preparación de DEA
<u>FILTROS</u>	
FG-1	Filtro de DEA pobre
<u>BOMBAS</u>	
GA-1/R	Bomba de recirculación de DEA pobre
GA-2/R	Bomba de reflujo del regenerador
GA-3	Bomba de reposición de DEA
GA-4/R	Bomba de agua de lavado.

VII.4 DOCUMENTOS DESCRIPTIVOS

VII.4.1. DESCRIPCION DEL PROCESO

La función de la planta es la eliminación del H_2S y del CO_2 presente en la corriente de gas proveniente de los pozos de nominados Abkatum.

Los productos de la planta serán: Gas dulce y gas ácido.

En el tratamiento con DEA, se utilizará el proceso Girbotol usando solución de Dietanolamina (DEA), al 20% en peso como medio absorbente. El gas dulce se enviará a la red de gas combustible mientras que el gas ácido se envía a límites de batería.

Descripción del Proceso.- Se recibe una corriente gaseosa amarga en límites de batería a una presión de 4.943 Kg/cm^2 man. y 26.67°C ; éste gas sobrecalentado se alimenta a la torre absorbidora de gas ácido DA-1 en la parte inferior. A contracorriente se alimenta una solución pobre de DEA al 20% en peso a control de flujo y a una temperatura de 32.22°C . Las condiciones de operación de la torre son de 4.943 Kg/cm^2 man. y 41.09°C . Por el domo del absorbedor se obtiene el gas dulce que se envía a la red de gas combustible a control de presión a 4.592 Kg/cm^2 man. y 26.67°C .

Por el fondo del absorbedor sale la DEA rica, que se manda a control de nivel al intercambiador de DEA rica DEA pobre cuya clave es EA-1 A-B.

Esta corriente intercambia calor con la solución de DEA pobre proveniente del fondo de la torre regeneradora DA-2, para alimentarse a ésta, la cual opera a 1.05 Kg/cm^2 man. y 116.23°C .

Por el domo del regenerador se obtiene gas ácido y agua, que se enfrían en el condensador de reflujo del regenerador EA-2 para separarse en el acumulador de reflujo del regenerador FA-1 a 0.909 Kg/cm^2 man. y 48.89°C . Una vez separado el gas ácido se envía a control de presión a límites de batería a 0.909 Kg/cm^2 man. y 49.89°C . Por el fondo del tanque FA-1 se recircula el agua al regenerador por medio de la bomba de reflujo del regenerador GA-2/R, la cual tiene a la descarga una válvula que está operando a control de nivel con el tanque FA-1.

Del plato número 23 del regenerador DA-2, se extrae DEA que se manda al rehervidor del regenerador BA-1. En la línea de alimentación de DEA al rehervidor, se le une una línea que tiene por objeto inyectar el agua que se pierde por arrastre en los gases ácidos así como en los productos dulces a límite de batería.

Por el fondo del regenerador DA-2, sale la corriente de DEA pobre que se recircula nuevamente al sistema. Una vez que se intercambia calor con la corriente de DEA rica pasa a la succión de la bomba de recirculación de DEA pobre GA-1/R con el fin de elevar la presión hasta $10.148 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$, para posteriormente pasar por el enfriador de DEA pobre EA-3 A-B y bajar su temperatura a 32.22°C .

Una vez fría la solución de DEA pobre se filtra un 20% en volumen del flujo total en el filtro de DEA pobre FG-1, con el fin de eliminar los productos de degradación de la DEA que se hayan formado en el fondo del regenerador. Una vez que se une la solución filtrada con la DEA pobre no filtrada se alimentan a control de flujo al absorbedor de gas ácido DA-1 a $4.591 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 32.22°C .

La preparación de la solución de DEA pobre se hace en el tanque de preparación de DEA FE-1, en donde una vez hecha se bombea al tanque de almacenamiento de DEA FB-1, mediante la bomba de reposición de DEA GA-3 para que en el momento en que baje la concentración de 20% en peso, se haga una inyección entre el intercambiador EA-1 A-B y la bomba GA-1/R.

Para evitar que la solución de DEA almacenada en el tanque FB-1 se oxide, se inyecta querosina en la cantidad necesaria para tales propósitos.

VII.4.2. CRITERIOS DE DISEÑO

Criterios Generales de Diseño para la Unidad Endulzadora de Hidrocarburos ubicada en la sonda de Campeche.

Sección de tratamiento con DEA.- Se utiliza el proceso Girbotol teniendo como medio absorbente para remover el H_2S y el CO_2 , solución de DEA al 20% en peso.

La capacidad de diseño correspondiente a la capacidad normal, considera 424.8M de M^3 standard por día de hidrocarburos gaseosos amargos, con una flexibilidad de operación de 70%.

Los productos dulces están especificados para una concentración máxima de 0.005% mol de H_2S , 0.03% mol de CO_2 , 99.239% mol de hidrocarburos y 0.636% mol de agua.

La presión de operación de la torre regeneradora de DEA se seleccionó teniendo en cuenta tanto las condiciones de entrega en límites de batería de los gases ácidos como la temperatura máxima de operación de la torre con el fin de prever la degradación de la solución absorbente.

El sistema de filtrado de la sección consta de un filtro de carbón activado o similares cuyo objeto es separar los productos de degradación de la corriente de DEA pobre.

En la regeneración de la solución de DEA, se usan 0.1499 Kg de vapor por litro de solución siendo la concentración residual en la DEA regenerada de .003 mol de H_2S /mol de DEA y 0.177 mol de CO_2 /mol de DEA y la capacidad de absorción neta establecida de 0.381 mol de H_2S /mol de DEA y 0.828 mol de CO_2 /mol de DEA.

En esta sección no se prevén futuras ampliaciones.

Las bombas son accionadas por motor eléctrico en todos los casos. El enfriamiento de corrientes se hace mediante agua de mar con una temperatura de suministro de 24°C con la restricción de temperatura de retorno máxima de 35°C.

El único caso en cuanto a temperatura requerida en el agua es en el agua de lavado del absorbedor del gas ácido donde la temperatura de suministro es de 26.67°C y 4.94 Kg/cm² man.

CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS

1.- Sección de Absorción

- 1.1 Absorbedor
- 1.2 Filtro de DEA pobre
- 1.3 Enfriador de DEA pobre
- 1.4 Intercambiador DEA Rica/DEA pobre.

2.- Sección de Regeneración

- 2.1 Regenerador de DEA
- 2.2 Condensador del Regenerador
- 2.3 Acumulador de Reflujo del Regenerador
- 2.4 Rehervidor del Regenerador.

3.- Sección de Almacenamiento

- 3.1 Tanque de Almacenamiento
- 3.2 Tanque de Preparación de DEA

1.- Sección de Absorción.

1.1. Absorbedor (gas-líquido)

Para llevar a cabo la absorción del gas ácido en la solución de DEA se puede utilizar tanto una torre de platos como una de empaque; por lo general para el contacto entre el gas -- amargo y la solución de DEA se emplea la torre de platos. Debido a que las predicciones de la eficiencia de platos y de las velocidades de transferencia de masa no son muy exactas y en base a los resultados de plantas que están en operación, se recomienda utilizar 23 platos de tipo válvulas, de los cuales los primeros 3 (platos superiores) funcionan como platos de lavado de gas dulce al recircularse por ellos agua (1). Los platos -- restantes proporcionan la superficie necesaria de contacto para obtener el gas dulce dentro de las especificaciones, siempre y cuando la solución de DEA se haya regenerado adecuadamente y -- que el contenido de gas ácido en la solución de DEA rica no sea excesivo.

La alimentación de la corriente de gas amargo se lleva a cabo en el plato número 4.

Cuando la torre sea de empaque se recomienda una altura de 12 metros para la columna empacada dividida en secciones mediante platos redistribuidores.

Para evitar el arrastre de solución de DEA por la corriente de gas dulce se coloca una malla de acero inoxidable en la parte superior de la torre.

Se dispone entre los platos 3 y 4 de una tina, para extraer el agua de lavado que se recircula continuamente al plato 1. El cálculo de ésta tina de extracción se muestra más adelante.

a) Características de diseño

Factor de espuma	0.70
Factor de Inundación Máx.	0.80
Material del cascarón	A.C.
Material de los Platos	AISI-410
Corrosión permisible	1/4 in (6.35 mm)
Relevado de esfuerzos	sí

b) Niveles

Nivel Máximo	3 mfn. (a partir del nivel mínimo)
Alarma de alto nivel	80% entre nivel máx. y mfn.
Nivel normal	60% entre nivel máx y - mfn.
Alarma de bajo nivel	25% entre nivel máx y - mfn.
Nivel mínimo	6 in. (152.4 mm) -- arriba de la línea de tangencia.

c) Dimensionamiento de la tina de extracción de agua de lavado

DIMENSION

- A Por fabricante de platos generalmente de 1.5 a 2 in.
- B A + 1 in (aprox.)
- C ds + 4 in u 8 in., el que sea mayor.
- D 4 in
- E A + 2 in., o 4 in., el que sea mayor.
- F Según los requerimientos de altura >12 in.
- G C + B + 4 in.

H' Se obtiene con los datos de la corrida del diámetro del plato y de la siguiente manera:

- 1) Cálculo de A_D/A_T
- 2) Con A_D/A_T obtenga H/D de la tabla
- 3) Despeje H' de H'/D

I Se calcula para un tiempo de residencia de 2 min. y para la recirculación de agua que se tenga, en gpm (generalmente. 30 gpm) con el siguiente procedimiento:

- 1) Calcula $G/D = H/D$
- 2) Con H/D obtenga A_D/A_T de la tabla
- 3) Despeje A_D
- 4)

$$I = \frac{\text{gpm} \times 2 \text{ min.}}{A_D(\text{ft}^2) \times 7.48052 \text{ gal/ft}^3}; (2)$$

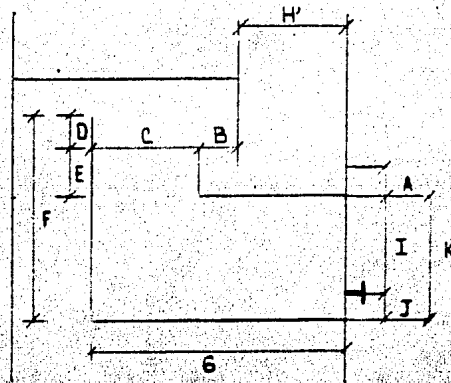
- 5) $J = 0.45(\text{GPM})^{2/3}/ds$
- 6) $K = I + J$, si resulta menor a 10 in., tome éste último valor.

ds= diámetro de la boquilla de salida de agua.

NOTAS:

- 1) La finalidad del lavado con agua consiste en evitar que el gas dulce salga contaminado con solución de DEA.
- 2) El agua de lavado será de 30-50 GPM teniendo en cuenta de -- que a mayor flujo se incrementará el costo de la bomba y el de operación.

- 3) El agua de lavado empleada en la torre absorbadora tiene como función evitar el arrastre de la solución de DEA en la corriente de gas dulce que sale por el domo. El sistema empleado para tal fin es de tipo cíclico, siendo los platos de lavado los 3 primeros. por lo cual abajo del tercer plato se coloca una tina recolectora de agua, la cual se extrae para ser bombeada otra vez a la torre y alimentarse en el plato uno.



TINA DE LAVADO PARA TORRE ABSORBEDORA

1.2. Filtro de DEA pobre.

Con la finalidad de eliminar hidrocarburos condensados, partículas de sulfuro y dióxido de fierro, productos de degradación de la DEA y contaminantes que son causa de corrosión y formación de espuma se pasa a través de un filtro de carbón activo del 10% al 20% del flujo total de la solución de DEA.

Se tendrán 2 unidades a la salida del enfriador de DEA pobre operando en paralelo y defasadas, de tal manera que puedan operarse independientemente.

Cada unidad filtrará normalmente 10% de la solución de DEA pobre pero se diseñarán para el 20% de la solución de manera que cuando se necesite dar mantenimiento a alguno de ellos pueda filtrarse en una unidad el 20%.

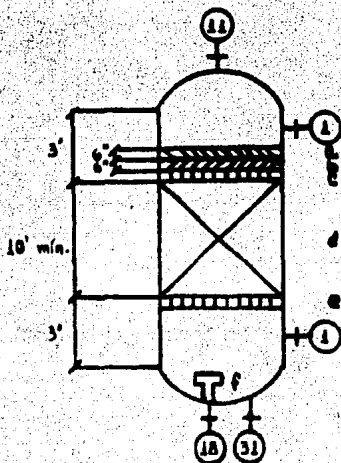
Filtro Tipo Recipiente con Empaque de Carbón Activado.-

En éste tipo de filtro se tiene la ventaja de poder regenerar el carbón mediante agua caliente y sopleteado con aire seco se lleva a cabo cada 2 días durante 3 hrs.

Se recomienda diseñar el filtro con una velocidad de 2 a 15 GPM/ft² de sección transversal y una altura mínima de cama de 10 fts. (3.05 mtos.).

Características de Diseño.-

A continuación se muestra un esquema representativo del filtro:



- a) Capa de bolas de alúmina tabular 13-25 (mezcla) o equivalente.
- b) Capa de bolas de alúmina tabular 6-13 (mezcla) o equivalente.
- c) Rejilla metálica no sujeta a las paredes del recipiente. Debe retener partículas de malla 30 (0.381 aprox.) y mayores. Material 304-A.I.
- d) Carbón activado de tipo mineral, granular y de tamaño malla de 8 x 30 ó 12 x 30.
- e) Rejilla metálica de soporte, sujeto a las paredes del recipiente. Debe retener partículas de malla 30 (0.381 aprox.) y mayores. Material 304-A.I.
- f) Colector que retenga partículas de malla 30 y mayores. Su tapa superior no debe ser ranurada.

BOQUILLAS

- No. 1, registro de hombre.
- No. 11, alimentación de DEA.
- No. 18, salida de DEA
- No. 31, drene.

Material del Cascarón: A.C.
Corrosión permisible: 1/8 in. (6.35 mm).
Relevado de esfuerzos: no.

1.3. Enfriador de DEA Pobre.

Este equipo tiene por objeto enfriar la solución de DEA que se alimenta al absorbedor hasta una temperatura conveniente (100-130°F) (38-54°C) para la absorción del gas ácido en la solución. Se recomienda que el medio de enfriamiento sea agua y que fluya por el lado de los tubos.

Características del diseño.

Material tubos: SA-249 TP-316 (90-115°F) (32-46°C).
Material coraza: SA-515-70 (191-100°F) (88-38°C)
Corrosión permitida en la coraza: 1/8 in. 3.175 mm.
Corrosión permitida en los tubos: 1/8 in. 3.175 mm.
Factor de incrustación de Tubos: 0.003
Factor de incrustación de Carga: 0.003.

1.4. Intercambiador DEA rica/DEA Pobre.

Cuando no se emplea un separador flash entre el absorbedor y éste intercambiador, la presión del absorbedor debe mantenerse para evitar desprendimiento de gas ácido de la solución de DEA rica, con esto se minimiza la corrosión en las válvulas de control, intercambiador y tubería. La solución de DEA rica debe ir por el lado de los tubos para minimizar también los problemas de corrosión.

La velocidad en el intercambiador debe estar en el rango de 2-3 ft/seg (0.6096-0.9144 m/seg), esto aumenta el coeficiente de transferencia de calor y disminuye el área de superficie requerida.

Características de diseño.-

Material de tubos: SA-249 -TP 316 (57-93°C) ó SA-179

Material coraza: SA-515-70 (175-257°F) (79-125°C)

Corrosión permitida en la coraza: $\frac{1}{4}$ in (6.35 mm) para A.C., $\frac{1}{16}$ in (1.5875 mm.) Para A.I.

Corrosión permitida en los tubos: $\frac{1}{4}$ in (6.35 mm.) para A.C., $\frac{1}{16}$ in (1.5875 mm.) Para A.I.

Factor de incrustación: 0.002

2. Sección de Regeneración.-

2.1. Regenerador de DEA.

En éste equipo se llevará a cabo la regeneración de la solución de DEA al separar de ella los gases ácidos mediante el calor que se desprende de la condensación de los vapores producidos en el rehervidor al subir la temperatura de la amina.

Esta torre puede ser empacada o de platos. La altura que se recomienda para el lecho empacado es de 32 ft. (9.75 mts.)

Para el caso en el que se emplee una torre de platos, el número de unidades de transferencia será de 23 del tipo válvulas. Los primeros tres platos se utilizan para lavar el gas ácido que irá a una planta de azufre, al mismo tiempo que se evitan pérdidas de DEA.

La alimentación de la solución de DEA rica se realiza en el plato 4. La extracción de la solución hacia el rehervidor

se lleva a cabo del último plato (23).

La máxima temperatura de operación en el fondo de la torre es de 260°F (127°C) (1.48 Kg/cm² man.) para evitar problemas de corrosión debidos a la degradación de la amina.

a) Características de Diseño.-

Factor de espuma	0.85
Factor de inundación máx.	0.80
Material del cascarón	A.C.
Material de los platos	AISI-410
Corrosión permisible	6 mm.
Relevado de esfuerzos	sí.

b) Niveles.-

Nivel máximo	5 min. (a partir del nivel mínimo)
Alarma de alto nivel	80% entre nivel máx. y mín.
Nivel normal	60% entre nivel máx. y mín.
Alarma de bajo nivel	25% entre nivel máx. y mín.
Nivel mínimo	6 in (152.4 mm) arriba de la línea de tangencia.

2.2 Condensador del Regenerador.-

Este equipo proporciona el reflujo necesario para efectuar la regeneración de la solución de DEA. Se recomienda una relación de reflujo en el rango de 2-3. La temperatura de condensación normalmente es de 120-100°F (49-38°C) dependiendo de las condiciones que se requieran en límites de batería para la entrega del gas ácido.

Características de Diseño.-

Material tubos: SA-213-TP 304; SA-249-TP 316 (90-115°F) (32-46°C)
Material coraza: SA-515-70 (237-100°F) (114-39°C)
Corrosión permitida en la coraza: 1/4 in (6.35 mm)
Corrosión permitida en tubos: 1/8 in (3.175 mm)
Factor de incrustación en tubos: 0.003
Factor de incrustación en coraza: 0.003

2.3. Acumulador de Reflujo del Regenerador.

La función de este equipo es la de separar agua del gas ácido que sale como producto a una planta de azufre ó que se envía a quemadores. Cuando el destino del gas ácido es a una planta de azufre se aconseja instalar en el recipiente una malla para evitar corrosión en la tubería, lo que ocasionaría fallas en la misma y probablemente un accidente al personal. También para ayudar a la separación se instalará una mampara de choque en la entrada de la alimentación.

a) Características del Diseño.-

Material del cascarón	A.C.
Corrosión permisible	1/2 in (6.35 mm)
Relevado de esfuerzos	sí
Material de la malla	A. Inox.

b) Niveles.-

Nivel máx.	5 min. (a partir del nivel mín).
Alarma de alto nivel	80% entre nivel máx. y mín.
Nivel normal	60% entre nivel máx. y mín.
Alarma de bajo nivel	25% entre nivel máx. y mín.

2.4. Rehervidor del Regenerador.

Este equipo proporciona la carga térmica necesaria para llevar a cabo la regeneración de la amina. Esta carga térmica incluye:

- El calor sensible requerido para elevar la temperatura de la solución de amina que se alimenta al regenerador hasta aquella de la solución regenerada que sale del rehervidor.
- El calor de reacción requerido para la disolución de los gases ácidos de la amina.
- El calor de vaporización del agua que deja la sección de agotamiento y que se condensa para retornar a la torre como reflujo.

A continuación se da una lista de los criterios que deben seguirse para el diseño del rehervidor, con el fin de lograr una buena operación en el sistema de regeneración:

a) Las presiones de operación altas en la torre regeneradora aumentan la temperatura en el fondo de la torre y ayudan a una mayor desorción de los gases ácidos, especialmente del CO_2 . Sin embargo, se ha encontrado que la corrosión aumenta en el rehervidor, intercambiador y regenerador al operar a presiones altas. Por lo que puede ser necesario operar el regenerador a una presión mínima que puede fijarse por la presión requerida para proporcionar el gas ácido a una planta de azufre ó para llevar la amina desde la torre regeneradora a través del intercambiador de calor hasta un tanque de balance a una sección de bombeo.

b) La máxima temperatura permisible que se recomienda en el rehervidor para la regeneración de la solución, es de 260°F (127°C), para evitar la degradación de la DEA.

c) Los requerimientos de vapor de agotamiento variarán dependiendo del grado de endulzamiento especificado para la corriente de proceso en tratamiento. Normalmente el consumo mínimo será de 1 lb. de vapor/gal de solución circulada.

d) La solución de amina debe entrar al rehervidor por dos boquillas que ayudan a la circulación natural del líquido en el rehervidor, y a su vez dos salidas para el vapor, reducirán el estancamiento de gases ácidos en el rehervidor.

Características de Diseño.-

Material tubos: SA-240 310S (298°F) (148°C)

Corrosión permitida en tubos: $1/8$ in. (3.175 mm)

Factor de incrustación en tubos: 0.003

Debido a que la función de éste equipo es de gran importancia para la operación de la planta se aconseja darle un sobre diseño del 20%.

3. Sección de Almacenamiento.

3.1 Tanque de Almacenamiento de DEA.

Este equipo es un tanque atmosférico que tiene como función almacenar la solución de DEA que se va a alimentar a la planta y así mismo la de almacenar la solución de DEA total de la planta cuando ésta se encuentre en mantenimiento.

A continuación se indican los pasos y criterios que se siguen para el dimensionamiento del tanque:

- Calcular el volumen que la solución ocupa en los equipos (V).
- Considerar que la solución que está en los combinadores de calor es 0.5V y 0.4V por concepto de tubería.
- Calcular el volumen (V_t) que ocupa la solución entre el 25% y 88% del tanque.

$$V_t = V + 0.4V + 0.5V$$

- Calcular el volumen total del tanque V_T , mediante la siguiente ecuación:

$$V_T = \frac{V + 0.4V + 0.5V}{0.63}$$

- Con la tabla para tanques API y el valor de V_T , se encuentra el diámetro y altura del tanque.
- Calcular la altura a nivel máx. de líquido (hn máx.)

$$hn \text{ máx.} = \frac{V_t + 0.25V_T}{A}$$

donde $0.25V_T$ representa el volumen ocupado a nivel normal.

- Considerar un colchón de querosina de 6" (152.4 mm) por encima del nivel máximo para evitar que la solución de DEA se oxide por el contacto con aire.
- Comprobar que con la altura seleccionada para el recipiente,

- se tenga una distancia de la línea de tangencia superior al nivel máximo de 3 a 4 ft (0.91-1.22 mtos.), en caso contrario modificar ya sea el diámetro ó la altura del tanque.
- Calcular la altura a nivel normal

$$h_n \text{ nor} = \frac{0.25V_T}{A}$$

NOTAS:

- 1) Los porcentajes dados son aproximados. La cantidad de solución que se encuentra en tuberías e intercambiadores de calor deberá calcularse y sustituirse en la ecuación.

NOMENCLATURA:

- V_t = volumen que ocupa la solución entre el 25% y 88% del tanque, ft^3
- V = volumen que ocupa la solución de DEA en los equipos, ft^3
- V_T = volumen total del tanque (entre líneas de tangencia), ft^3
- $h_n \text{ máx}$ = altura a nivel máximo, ft
- $h_n \text{ nor}$ = altura a nivel normal, ft
- A = Area transversal del tanque calculada con V_T , ft^2

Características de diseño.

Material del cascarón: A-516-70

Material de la tapa: A-516-70

Corrosión permitida: $\frac{1}{8}$ " (6.35 mm)

3.2. Tanque de preparación de DEA.

La preparación de la solución de DEA se lleva a cabo en un tanque de 2 m^3 para luego enviarse al tanque de almacenamiento.

Para disminuir los requerimientos de reposición de solución al sistema, se recupera amina de los drenes que se envía a dicho tanque.

VII.4.3 FILOSOFIAS DE OPERACION

En éste documento se llevará a cabo, para la sección de tratamiento con DEA, el análisis de los siguientes aspectos:

- I.- Variables de operación y control de proceso.
- II.- Operaciones Anormales.
- III.- Procedimientos de operación especial.

I.- VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DE PROCESO

a) Presión.

La presión de operación del absorbedor de gas ácido se fijó en base a la presión de entrega del gas dulce requerido -- por el cabezal de gas combustible. El control de presión se -- efectúa en la línea de gas dulce a límite de baterías.

La presión de operación de la torre regeneradora se fijó en base a la presión de entrega de los gases ácidos en límites de batería, tomando en cuenta que ésta determina la temperatura a la cual se lleva a cabo la regeneración. Esta variable es importante debido a que cualquier incremento en la presión provoca un aumento en las pérdidas por degradación; dicha presión se controla por medio del control de presión que se encuentra en el tanque acumulador de reflujo de la torre regeneradora (FA-1).

b) Temperatura.

La temperatura de entrada de la solución de DEA al absorbedor de gas ácido DA-1 es ligeramente mayor (10°F) a la temperatura de los gases. Una diferencia mayor influirá desfavorablemente en la absorción y una temperatura de la solución menor a la de los gases podría causar una condensación parcial.

La temperatura de regeneración debe de ser del orden de 122°C ya que a temperatura mayor la velocidad de degradación de la amina se incrementa rápidamente, fomentándose la corrosión tanto en el rehervidor del regenerador de DEA (BA-1), como en el intercambiador de DEA rica/DEA pobre EA-1 A-B. Para el caso en el que la temperatura se incrementa será necesario disminuir la presión de operación de la torre.

La temperatura de condensación en el condensador de reflujo del regenerador EA-2 deberá permitir cumplir con el reflujo de operación del regenerador, ya que de otra forma la regeneración no se llevaría a cabo correctamente.

c) Concentración.

Es de gran importancia la concentración de la solución acuosa de DEA. La manera adecuada de regular ésta variable es controlando el flujo de agua de reposición de acuerdo a las variaciones en la concentración de amina, en la solución.

Es recomendable que la concentración de amina en la solución se encuentre dentro del rango de 20-35% en peso. Una concentración mayor aunque mejoraría la absorción de gases ácidos, dificulta la regeneración de la solución, ya que al tenerse una alta concentración de DEA, la temperatura del regenerador aumenta, provocando con esto un incremento en las pérdidas de amina por degradación. Por otra parte, si la concentración de amina disminuye el proceso de absorción se verá deteriorado al no existir suficiente absorbente.

La concentración residual de gases ácidos en la solución de DEA pobre deberá ser 0.12 mol de gas ácido/mol de DEA - aproximadamente, si este valor se excediese será necesario incrementar la carga térmica del rehervidor del regenerador, para lograr una mayor desorción de gases ácidos en la torre. En éste paso se deberá cuidar que la temperatura no se incremente demasiado, de acuerdo a los criterios anteriormente establecidos.

Se recomienda que la concentración máxima de gases ácidos en la solución de DEA rica sea de 0.45 mol de gas ácido/mol de DEA, para evitar una corrosión excesiva en el sistema. Si ésta concentración aumentara se deberá inyectar la cantidad necesaria de solución de DEA al proceso.

II.- OPERACIONES ANORMALES

Si durante la operación de la planta se aumentara el flujo de la corriente a endulzar y/o el contenido de los gases

ácidos, sería necesario incrementar el flujo y/o la concentración de DEA (hasta un máximo de 35% en peso), para mantener la concentración máxima recomendada de gases ácidos en la solución de DEA rica, asegurando al mismo tiempo que los productos dulces estén dentro de especificaciones.

Preparación de la DEA.- La preparación de la solución se lleva a cabo en el tanque de preparación de DEA mediante el llenado manual con tambos de 200 ltos. de amina y agua en la proporción adecuada para obtener la concentración deseada. El mezclado de ésta solución, se consigue mediante la circulación continua hacia el tanque de almacenamiento de DEA y su retorno al tanque de preparación. En caso de que haya una disminución de la concentración de DEA en el proceso, se inyecta solución pobre desde el tanque de almacenamiento a la línea situada entre el intercambiador, DEA rica/DEA pobre EA-1 A-B y la bomba GA-1/R.

Limpieza de Filtros.- La regeneración del carbón activado del filtro de DEA pobre se lleva a cabo cada dos días durante 3 horas, efectuando un lavado con agua caliente y seguido de un sopleado con aire seco.

Las hojas de datos correspondientes a los equipos de proceso del proyecto en cuestión se muestran a continuación:

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEDICO FACULTAD DE QUIMICA		PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES																																																																																																																																																																																					
CLIENTE	PEREPE	PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	PROYECTO N° E-																																																																																																																																																																																						
LOCALIZACION	SONDA DE CARIBE	CLAVE DEL EQUIPO DA-1	N° DE UNIDADES UNA	HOJA 1 DE 4																																																																																																																																																																																					
<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td colspan="2">TPO PLATOS</td> <td colspan="4">SERVICIO: SERVIDOR DE GAS ALMO</td> </tr> <tr> <td>DIAMETROS</td> <td>1524 mm</td> <td>mm</td> <td colspan="3">L.T.</td> </tr> <tr> <td>ALTURA TOTAL</td> <td>115331 mm</td> <td>mm</td> <td colspan="3">FALDONUMERO POR TUBERIA</td> </tr> <tr> <td>TEMPERATURA OPERACION SUP</td> <td>37 °C</td> <td>°C</td> <td colspan="3">OP</td> </tr> <tr> <td>PRECION OPERACION</td> <td>4.6 Sup</td> <td>kg/cm²</td> <td colspan="3">4.9 Int</td> </tr> <tr> <td>DELVO TEMP SUP & E</td> <td>34 °C</td> <td>°C</td> <td colspan="3">PRECION</td> </tr> <tr> <td>MATERIALES CASCARON</td> <td>A.C.</td> <td>RECINT</td> <td colspan="3">ESPESOR</td> </tr> <tr> <td>RELEVADO DE ESPALDILLOS</td> <td>3</td> <td></td> <td colspan="3"></td> </tr> <tr> <td>AGUAMENT</td> <td>NO</td> <td></td> <td colspan="3"></td> </tr> <tr> <td>MATERIAL</td> <td>PLATOS UNO DE CONTACTO VALV.</td> <td colspan="4">EMPAQUE</td> </tr> <tr> <td colspan="6" style="text-align: center;">PLATOS</td> </tr> <tr> <td>Nos</td> <td>TPO</td> <td>N° DE PIEDS</td> <td colspan="3">ESPACIAMIENTO</td> </tr> <tr> <td>1 - 3</td> <td>VALVULAS</td> <td>UND</td> <td colspan="3">389 mm</td> </tr> <tr> <td>6 - 23</td> <td>VALVULAS</td> <td>UND</td> <td colspan="3">301 mm</td> </tr> <tr> <td colspan="6" style="text-align: center;">EMPAQUES</td> </tr> <tr> <td>TPO</td> <td colspan="2">N° DE CAMAS</td> <td colspan="3"></td> </tr> <tr> <td>ALTEZA DE CADA CAMA</td> <td colspan="2">PESO POR CAMA</td> <td colspan="3">kg</td> </tr> <tr> <td colspan="6" style="text-align: center;">BOQUILLAS</td> </tr> <tr> <td>N°</td> <td>TIPO</td> <td>DIAM NOM</td> <td colspan="3">SERVICIO</td> </tr> <tr> <td>1</td> <td>3</td> <td>508 mm</td> <td colspan="3">REGISTRO DE MONDRE</td> </tr> <tr> <td>7</td> <td>1</td> <td>254 mm</td> <td colspan="3">SALIDA DE GAS DULCE A L.D.</td> </tr> <tr> <td>10</td> <td>1</td> <td>51 mm</td> <td colspan="3">AGUA DE LAVADO DE GA-4</td> </tr> <tr> <td>11</td> <td>1</td> <td>254 mm</td> <td colspan="3">GAS SWARGO DE L.D.</td> </tr> <tr> <td>12</td> <td>1</td> <td>102 mm</td> <td colspan="3">DEA POBRE DE FG-1 J GA-4</td> </tr> <tr> <td>17</td> <td>1</td> <td>152 mm</td> <td colspan="3">DEA RICA A EA-1</td> </tr> <tr> <td>18</td> <td>1</td> <td>51 mm</td> <td colspan="3">AGUA DE LAVADO A GA-4</td> </tr> <tr> <td>31</td> <td>1</td> <td>76 mm</td> <td colspan="3">DRENE</td> </tr> <tr> <td>33</td> <td>1</td> <td>51 mm</td> <td colspan="3">CONEXION DE SERVICIO</td> </tr> <tr> <td>39</td> <td>2</td> <td>51 mm</td> <td colspan="3">TOMA PARA ALARMA DE BATO NIVEL</td> </tr> <tr> <td>46</td> <td>2</td> <td>51 mm</td> <td colspan="3">CONTROL E INDICADOR DE NIVEL</td> </tr> </table>						TPO PLATOS		SERVICIO: SERVIDOR DE GAS ALMO				DIAMETROS	1524 mm	mm	L.T.			ALTURA TOTAL	115331 mm	mm	FALDONUMERO POR TUBERIA			TEMPERATURA OPERACION SUP	37 °C	°C	OP			PRECION OPERACION	4.6 Sup	kg/cm ²	4.9 Int			DELVO TEMP SUP & E	34 °C	°C	PRECION			MATERIALES CASCARON	A.C.	RECINT	ESPESOR			RELEVADO DE ESPALDILLOS	3					AGUAMENT	NO					MATERIAL	PLATOS UNO DE CONTACTO VALV.	EMPAQUE				PLATOS						Nos	TPO	N° DE PIEDS	ESPACIAMIENTO			1 - 3	VALVULAS	UND	389 mm			6 - 23	VALVULAS	UND	301 mm			EMPAQUES						TPO	N° DE CAMAS					ALTEZA DE CADA CAMA	PESO POR CAMA		kg			BOQUILLAS						N°	TIPO	DIAM NOM	SERVICIO			1	3	508 mm	REGISTRO DE MONDRE			7	1	254 mm	SALIDA DE GAS DULCE A L.D.			10	1	51 mm	AGUA DE LAVADO DE GA-4			11	1	254 mm	GAS SWARGO DE L.D.			12	1	102 mm	DEA POBRE DE FG-1 J GA-4			17	1	152 mm	DEA RICA A EA-1			18	1	51 mm	AGUA DE LAVADO A GA-4			31	1	76 mm	DRENE			33	1	51 mm	CONEXION DE SERVICIO			39	2	51 mm	TOMA PARA ALARMA DE BATO NIVEL			46	2	51 mm	CONTROL E INDICADOR DE NIVEL		
TPO PLATOS		SERVICIO: SERVIDOR DE GAS ALMO																																																																																																																																																																																							
DIAMETROS	1524 mm	mm	L.T.																																																																																																																																																																																						
ALTURA TOTAL	115331 mm	mm	FALDONUMERO POR TUBERIA																																																																																																																																																																																						
TEMPERATURA OPERACION SUP	37 °C	°C	OP																																																																																																																																																																																						
PRECION OPERACION	4.6 Sup	kg/cm ²	4.9 Int																																																																																																																																																																																						
DELVO TEMP SUP & E	34 °C	°C	PRECION																																																																																																																																																																																						
MATERIALES CASCARON	A.C.	RECINT	ESPESOR																																																																																																																																																																																						
RELEVADO DE ESPALDILLOS	3																																																																																																																																																																																								
AGUAMENT	NO																																																																																																																																																																																								
MATERIAL	PLATOS UNO DE CONTACTO VALV.	EMPAQUE																																																																																																																																																																																							
PLATOS																																																																																																																																																																																									
Nos	TPO	N° DE PIEDS	ESPACIAMIENTO																																																																																																																																																																																						
1 - 3	VALVULAS	UND	389 mm																																																																																																																																																																																						
6 - 23	VALVULAS	UND	301 mm																																																																																																																																																																																						
EMPAQUES																																																																																																																																																																																									
TPO	N° DE CAMAS																																																																																																																																																																																								
ALTEZA DE CADA CAMA	PESO POR CAMA		kg																																																																																																																																																																																						
BOQUILLAS																																																																																																																																																																																									
N°	TIPO	DIAM NOM	SERVICIO																																																																																																																																																																																						
1	3	508 mm	REGISTRO DE MONDRE																																																																																																																																																																																						
7	1	254 mm	SALIDA DE GAS DULCE A L.D.																																																																																																																																																																																						
10	1	51 mm	AGUA DE LAVADO DE GA-4																																																																																																																																																																																						
11	1	254 mm	GAS SWARGO DE L.D.																																																																																																																																																																																						
12	1	102 mm	DEA POBRE DE FG-1 J GA-4																																																																																																																																																																																						
17	1	152 mm	DEA RICA A EA-1																																																																																																																																																																																						
18	1	51 mm	AGUA DE LAVADO A GA-4																																																																																																																																																																																						
31	1	76 mm	DRENE																																																																																																																																																																																						
33	1	51 mm	CONEXION DE SERVICIO																																																																																																																																																																																						
39	2	51 mm	TOMA PARA ALARMA DE BATO NIVEL																																																																																																																																																																																						
46	2	51 mm	CONTROL E INDICADOR DE NIVEL																																																																																																																																																																																						
<p>NOTAS ACOTACIONES : mm</p>																																																																																																																																																																																									
<p>REVISION 0 2 3 4 5</p> <p>FECHA 21/08/72</p> <p>ELAB POR R5/032</p> <p>APP POR</p>																																																																																																																																																																																									

PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA 2 de 4
LOCALIZACION <u>SONDA DE CAMPECHE</u>	FECHA <u>19/NOV/1985</u>
CLAVE <u>DA-1</u>	
No. DE UNIDADES <u>UNA</u>	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA MALLA DE ARRASTRE

CLAVE DE EQUIPO Y SERVICIO DA-1 ABSORBEDOR DE GAS ACIDO

CONDICIONES DE OPERACION:

TEMPERATURA 27 °C, PRESION 4.6 KG/CM*2

PRESION BAROMETRICA 14.7 PSIA (1.035 KG/CM*2)

1.- FASE VAPOR.-

FLUIDO HIDROCARBUROS VELOCIDAD DE FLUJO 17480 KG/HR.

VELOCIDAD SUPERFICIAL 0.44 M/SEG, PESO MOLECULAR 25.711

DENSIDAD A P y T 0.00603 g/cm*3

HAY ALGUNOS SOLIDOS PRESENTES NO

2.- LIQUIDO ARRASTRADO.-

CANTIDAD

FLUIDO AGUA DENSIDAD A T 1.00 g/cm*3

VISCOSIDAD 1.00 Cp., TENSION SUPERFICIAL 63 dy/cm

TENDENCIA A ENSUCIAR NO TIPO DE ARRASTRE FINAS GOTAS

NORMAL ARENA GRUESA, ENTRANDO A LA BOQUILLA DEL

RECIPIENTE EN FLUJO A DOS FASES.

3.- REQUERIMIENTOS DE PROCESO.-

CAIDA DE PRESION EN LA MALLA: PERMITIDA 2.5 cm H₂O, CALC. 1.28 cm H₂O

EFICIENCIA DE SEPARACION ALTA

4.- DATOS DEL RECIPIENTE.-

POSICION VERTICAL MATERIAL DE CONSTRUCCION A.C.

DIAMETRO INTERNO 1524 mm

LONGITUD (T-T) 16331 mm

ESPACIO VAPOR (ABAJO DE LA MALLA) 762 mm

ESPACIO LIBRE SOBRE LA MALLA 305 mm

5.- DATOS DE LA MALLA DE ARRASTRE.-

DIMENSIONES:

CIRCULAR: DIAMETRO 1524 mm

RECTANGULAR: LONGITUD mm ANCHO mm

ESPESOR 152 mm

POSICION HORIZONTAL MATERIAL DE CONSTRUCCION A.I.

DENSIDAD 0.144 g/cm*3, CONTACTO SUPERFICIAL 2.79 cm*2/cm*3

SOPORTE REJILLA: (1) TIPO DE Eficiencia normal MATERIAL

NOTAS:
(1) POR VENDEDOR

REVISION
FECHA <u>19/NOV/1985</u>
ELAB. POR <u>NBZ/FZG</u>

PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA	3 de 4
LOCALIZACION	SONDA DE CAMP. ECICION	FECHA	POR AP
CONTRATO NO.	PRELIM.	19/NOV/85	NB2/F2G
NO. DE UNIDADES	23		
CLAVE	DB-601		

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA PLATOS

CLAVE DE LA TORRE	DA-601	
SERVICIO	ABSORBEDOR DE GAS ACIDO	
TIPO DE PLATO	VALVULAS	
LIQUIDO	AGUA	SOL. DE DEA AL 20% PESO
FLUIDO	VAP/GAS	HIDROCARB. HIDROCARB. + H ₂ S + CO ₂
DIAM. INT.	6315 mm	6315 mm
ESPAC. DE PLATOS	381 mm	381 mm
MATERIAL	AISI-410	AISI-410
No. PLATOS	1-3	4-23
CONDICIONES		
PLATO No.	1	23
LIQUIDO	26.67	41.09
TEMP. °C		
VAPOR	26.67	26.67
PRESION (MAN.)		
KG/CM*2	4.592	4.943
DENS.	0.00633g/cm*3	0.00660 g/cm*3
VAPOR		
FLUJO		
KG/HR	17480	18863
M*3/SEG	0.8052	0.7939
DENS.	1.00 g/cm*3	1.015 g/cm*3
FLUJO		
KG/HR	6813	52409
GPM	30	253.47
LIQ.		
VTSC.	0.9 cp	0.9645 cp.
TENSION		
SUP.	63 dy/cm	254.028 dy/cm

TENDENCIA ESPUMANTE (0.85)NING. MODERADA x ALTA SEVERA

RELACION LIQ./VAP. 3 CARGA LIQUIDA CARGA VAPOR

%INUNDACION MAXIMA 70%

NOTAS:

(1) PRESION ATMOSFERICA 1.035 KG/CM*2

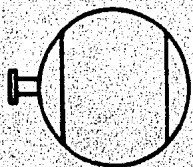
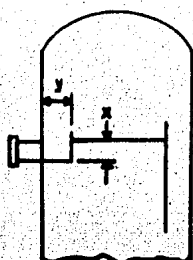
(2) EN LOS PLATOS EL FLUJO ES POR UN PASO.

REVISION	PRELIMINAR
FECHA	19/NOV/85
POR	NB2/F2G
AP	

PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA	de	4
LOCALIZACIÓN	SONDA DE CAMP.	EDICIÓN	FECHA	HECHA
CONTRATO No.	9645	PRELIM.	19/NOV/85	FZG/NBZ
CLAVE				
No. UNIDADES	UNA			

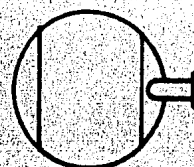
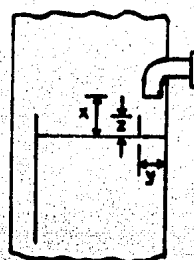
HOJA DE DATOS DE PROCESO

PLATO No. 1: Diseño para alimentación de agua de lavado a torre absorbedora.



x = 102 mm
y = 355 mm (ancho de la bajante)

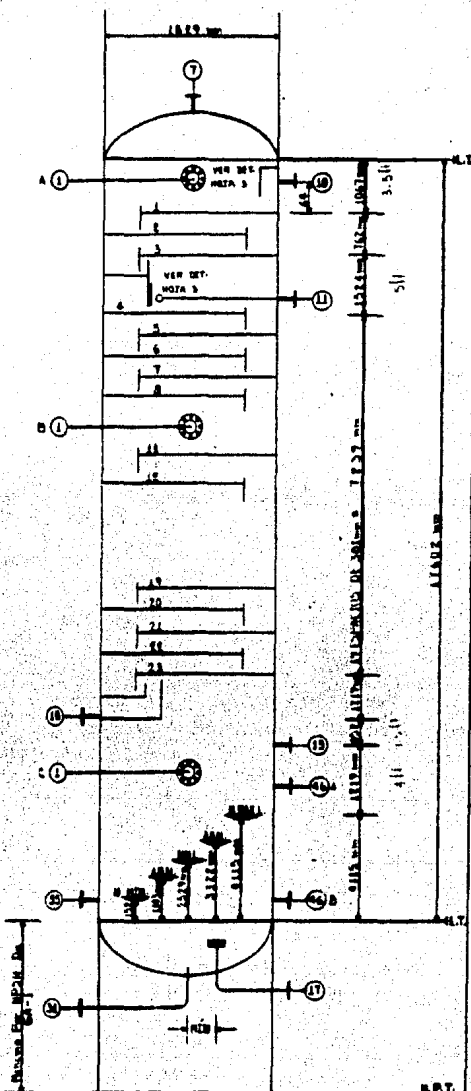
PLATO No. 4: Diseño para alimentación de DEA pobre a torre absorbedora.



x = 76 mm
y = 355 mm
z = 38 mm

REVISION	PRELIMINAR
FECHA	19/NOV/85
HECHA POR	FZG/NBZ
AP. POR	

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA				HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES	
CLIENTE PEÑER		PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS		PROYECTO N° E-	
LOCALIZACION SONDA DE CAMPECHE		CLAVE DEL EQUIPO DA-2		N° DE UNIDADES UNA	
TIPO PLATOS		SERVICIO REGENERADOR DE DEA		HOJA 1 DE 3	
DIAMETROS 1829 mm		ACTUAL TOTAL 17608 mm		FALDON HUB POR USH 6A-1	
TEMPERATURA OPERACION SUP 116 °C		INFR 121 °C			
PRESION OPERACION 1.05 kg		DESNO TEMP SUP 131 °C		N° DE PLACAS 23	
MATERIALES CASCARON A.C.		RECINTO 		ESPESOR mm	
CORROSION PERMISIBLE CASCARON 		RELEVADO DE ESPESORES 9		ESPESOR 6.35 mm	
ASLAMIENTO SI		CONSERVACION 			
MATERIAL PLATOS AM 4 UNIDAD DE CONTACTO VALV. EMPROE					
PLATOS					
Nos		TIPO		N° DE ARBOS ESPACIAMIENTO	
1-3		VALVULAS		UNO 354 mm	
4-23		VALVULAS		UNO 381 mm	
EMPAQUES					
TIPO		N° DE CAMAS			
ALTURA DE CADA CAMA		PESO POR CAMA		16	
BOQUILLAS					
N°		DIAM NOM		SERVICIO	
1		308 mm		REGISTRO DE HOMBRE	
7		155 mm		VAPOR (O) MAS A EA-2	
10		38 mm		REFLUJO DE GA-2	
11		158 mm		DEA RICA DE EA-1	
14		158 mm		VAPOR Y LIQUIDO DE GA-2	
17		158 mm		DEA POBRE A EA-1	
18		158 mm		DEA POBRE A GA-2	
31		76 mm		DRENE	
35		51 mm		CONEXION DE SERVICIO	
46		51 mm		INDICADOR EXTERNO DE NIVEL	
NOTAS ACOTACIONES : mm					
M.P.T.					
REVISOR 0		1		2	
FECHA 10/06/83		3		4	
BLAN REP 226 / 402		5		6	
APP REP		7		8	



PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA	2 de 3
LOCALIZACION	SONDA CAMP. EDICION	FECHA	POR AP
CONTRATO No.	PRELIM.	19/NOV/85	NBZ/FZG
CLAVE	DB-2		
No. DE UNIDADES	23		

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA PLATOS

CLAVE DE LA TORRE	DA-2		
SERVICIO	REGENERADOR DE DEA		
TIPO DE PLATO	VALVULAS		
	LIQUIDO	AGUA	DEA RICA
			DEA POBRE
FLUIDO	VAP/GAS	H ₂ S, CO ₂ , vap.	vap.
DIAM. INT.		1829 mm	1829 mm
ESPEC. DE PLATOS		381 mm	381 mm
MATERIAL		AISI-410	AISI-410
No. DE PLATOS		1-3	4
TIPO DE FLUJO		UN PASO	UN PASO
CONDICIONES			
PLATO No.		1	4
TEMP. °C	LIQUIDO	48.89	93.33
	VAPOR	116.23	116.23 (2)
PRESION (MAN.)		3.539	1.42
KG/CM ²			1.331
	DENS.		
	g/cm ³	0.00134	0.00134 (2)
	KG/HR	5379	5379 (2)
VAPOR	FLUJO	M ³ /SEG	1.115
			1.115 (2)
	DENS.		
	g/cm ³	0.98854	0.98523
	KG/HR	3899	58409
	FLUJO	GPM	17.4
			261.1
LIQUIDO			260.5
	VISC.		
	Cp.	0.6	0.388
	TENS.		
	SUP. dy/cm	220.58	220.58

TENDENCIA ESPUMANTE (0.85) NINGUNA MODERADA x ALTA SEVERA

RELACION LIQ./VAP. 8 CARGA LIQ. CARGA VAP.

% INUNDACION MAXIMA 25%

NOTAS:

(1) PRESION ATMOSFERICA 14.7 PSIA (1.035 KG/CM²)

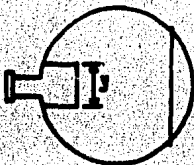
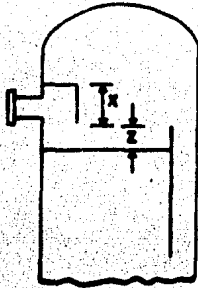
(2) APROXIMADA

REVISION	PRELIMINAR
FECHA	19/NOV/85
POR	NBZ/FZG
AP.	

PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA	3 de 9	
LOCALIZACION	SONDA DE CAMP	EDICION	FECHA	AP.
CONTRATO No.	9645	PRELIM	19/NOV/85	FZG/MBZ
CLAVE				
No. UNIDADES	UNA			

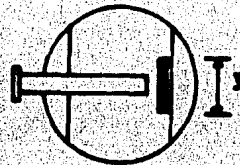
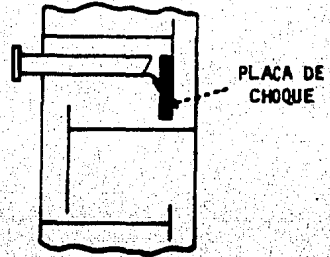
HOJA DE DATOS DE PROCESO

PLATO No. 1: Alimentación de reflujo a torre regeneradora.



x= 63.5 mm
y= 63.5 mm
z= 31.8 mm

PLATO No. 4: Diseño para alimentación de -- DEA rica a torre regeneradora.



y= 308.1 mm

REVISION	PRELIMINAR
FECHA	19/NOV/85
HECHA POR	FZG/MBZ
AP. POR	

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR
FACULTAD DE QUIMICA		
CLIENTE PEMEX	PROYECTO N° E- 9645	
PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA 1 DE 1	
LOCALIZACION SONDA DE CAPECHE	REG/O.C. N°	
CLAVE DE LA UNIDAD EA-1 A/B	N° DE UNIDADES UNA	
SERVICIO DE LA UNIDAD INTERCAMBIADOR DEA RICA / DEA POBRE		
TAMARO 787.4/3657. (mm)	TIPO AES	POSICION HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EP) 274.61 / 268.36 (m²)	ENVOLVENTES POR UNIDAD DOS	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EP) 137.30 / 134.18 (m²)	ANILLO DE ENVOLVENTES 25-4P	

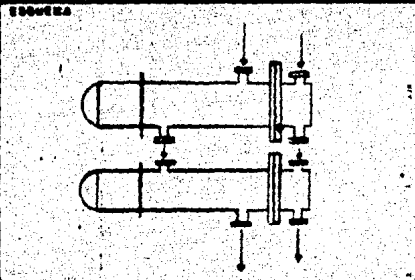
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LA TUBERIA	
	DEA RICA (1)	DEA POBRE (2)	DEA RICA (3)	DEA POBRE (4)
FLUIDO TOTAL	ME/A	ME/A	ME/A	ME/A
ENTRADA	37027	10225	57027	52027
SALIDA	10225	37027	52027	57027
DENSIDAD RELATIVA @ 15.5°C	0.825	0.825	0.825	0.825
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.1607	0.1607	0.1607	0.1607
CALOR ESPECIFICO	0.39766	0.39766	0.39766	0.39766
VISCOSIDAD	0.2164	0.2164	0.2164	0.2164
PIESO MOLECULAR				
VALOR				
CALOR LATENTE				
PIESO MOLECULAR				
CONDUCTIVIDAD TERMICA				
CALOR ESPECIFICO				
VISCOSIDAD				
DENSIDAD				
TEMPERATURA				
PRESION (ATA)	3.334	3.334	3.334	3.334
N° DE PASOS				
VELOCIDAD	0.25	0.25	0.25	0.25
CARGA DE PRESION	PERM 0.639	CALC 0.9947	PERM 1.03	CALC 0.8172
PRESION CORREGIDA	3.334	3.334	3.334	3.334
CALOR DE VISCOSIDAD (CAL/CI)				
Q/DY TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR (mm²/hm²)	275.28	275.28	275.28	275.28

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

METRO DE ORO	1.3514	1.3514	1.3514	1.3514
METRO DE PLATA				
TEMPERATURA DE DISEÑO				
TIPO DE UNIDAD	EA-1			
TAMAÑO	787.4/3657			
ENVOLVENTE	SA 515-70			
TAMAÑO	SA 515-70			
TUBERIA	SA 240-304			
TAMAÑO	SA 240-304			
TUBERIA	SA 240-304			
TAMAÑO	SA 240-304			
TIPO DE UNIDAD				
ENVOLVENTE				
TUBERIA				
TAMAÑO				
TIPO DE UNIDAD				
ENVOLVENTE				
TUBERIA				
TAMAÑO				

- (1) CONVENE 0.0177 mil HPS. 0.0172 mil DTY. 0.0167 mil DEB. 0.0162 mil DIA.
- (2) CONVENE 0.0177 mil HPS. 0.0172 mil DTY. 0.0167 mil DEB. 0.0162 mil DIA.
- (3) EL DISEÑO ESTA REFERIDO A TORRES TERA.



REV/ST/ID	0/	1/	2/	3/	4/
FOLIO	19/36/AS				
CLAS-PRO	2-7057				
REV. 192					

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA		HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR	
CLIENTE	PEMEX	PROYECTO N° E- 9645	
PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA 1 CE 1	
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE	REQ./O C N°	
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-2	N° DE UNIDADES UNA	
SERVICIO DE LA UNIDAD CONDENSADOR DE LA TORRE REGENERADORA			
TAMANO	787.4 / 4267 (mm)	TIPO	AJS
		POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)		159.19 / 155.67 (m ²)	ENVOLVENTES POR UNIDAD UNA
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)		159.19 / 155.67 (m ²)	ARREGLO DE ENVOLVENTES 15-1P
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD			
		LADO DE LA ENVOLVENTE	
FLUIDO CIRCULADO		H ₂ O VAP. H ₂ O (L)	LADO DE LOS TUBOS
FLUIDO TOTAL	kg/h	1579	AGUA DE MAR
	lb/h		222599
		ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg/h	1579	222599
DENSIDAD RELATIVA	1.578	1.000	222599
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/hm ² C	0.5541	0.5095
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg ^o C	0.030	0.9552
VISCOSIDAD	cp	0.5999	0.9845
PESO MOLECULAR		18.016	18.0
V A P O R	kg/h	3579	1480.5
CALOR LATENTE	kcal/kg	534.07	491.62
PESO MOLECULAR		32.04	32.04
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/hm ² C	0.0204	0.0385
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg ^o C	0.397	0.377
VISCOSIDAD	cp	0.0154	0.0093
DENSIDAD	g/cm ³	0.0015	0.002635
TEMPERATURA	°C	116.4	45.9
PRESSION (4.7 lb/inch abs)	kg/cm ² abs	1.0458	1.0089
			3.5142
			2.5687
VELOCIDAD	m/s	14.34	2.25
CAIDA DE PRESION	kg/cm ²	PERM. 0.1425 CALC. 0.0559	PERM. 1.0506 CALC. 0.9461
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	h m ² /cal	0.000616	0.00259
CALOR INTERCAMBIADO (kcal/h)		2460077	796551
COEF. TOYAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/m ² h ^o C)		LIMPIO 1286.19	SERVICIO 250.46
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE			
PRESSION DE DISEÑO	kg/cm ² abs	3.0458	3.5142
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	181.2	50.0
ESPESOR DE CARCASA	mm	10.4	10.4
TAM. ENVOLVENTE	5A 515-70	INT./REMITAM. CARCASA FLOTANTE 5A 240-316	PLACA DE CHOQUE
CANAL	5A 515-70	FLUYENTE 5A 240-316	% CORTE CARCASA 25%
MAMPARAS/SOPORTES	5A 240-316	TIPO	
MAMPARAS LOMB.		PLACAS DE SELLO	FLUIDO LADO A LADO
TIPO DE UNION ENVOLVENTE		TUBOS	TUBOS-ESPEJO
ESPESOR ENVOLV. TAPA	A: 3	ENVOLV. ESPEJO	A: 3
CANAL FLOTANTE	A: 3	CANAL - TAPA	A: 3
CONEXIONES ENVOLV. ENT.	3/4"	INTERCONEXION	1/2" (mm) BALBOA 7/8" MM CLASE
CANAL ENT.	1/2"	INTERCONEXION	1/2" (mm) BALBOA
CORROSION LADO ENVOLV.		CLASE	5.175
CONDICIONES REQUERIDAS ASME		CLASE	1
PRESO. EQUIPO VACIO	(kg/cm ²)	HAZ DE TUBOS	10/16" LLENERO DE AGUA
NOTAS		REVISION	
(1) CONTIENE:			
A. MOL			
H. 5			
C. 3			
M. 138			
(2) EL CALOR ESTA REFERIDO A TODO EL TREN			
REV/EDIC	07	1/	2/
FECHA	14/NOV/85		
ELAB. POR	Y26/BS2		
APP. RCM			

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR	
FACULTAD DE QUIMICA			
CLIENTE	PEMEX	PROYECTO N° E-	9645
PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE	REQ./O.C. N°	
CLAVE DE LA UNIDAD	EA-3 A-B	N° DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD: ENFRIADOR DE DEA POBRE			
TAMAÑO	990.6/4267 (mm) TIPO AES	POSICION HORIZONTAL	
SUPERFICIE POR UNIDAD	(GR/EF) 540.47 / 520.67 (m²)	ENVOLVENTES POR UNIDAD	005
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE	(GR/EF) 270.23 / 260.34 (m²)	ARREGLO DE ENVOLVENTES	25-1P

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

			LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
			SOL. DE DEA POBRE (1)		AGUA DE MAR	
FLUIDO CIRCULADO						
FLUJO TOTAL	kg/h	lb/h	57027	57027	185176	185176
LIBRICO	kg/h	lb/h	57027	57027	185176	185176
DENSIDAD RELATIVA @ 15.5°C			1.025	1.025	1.025	1.025
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h m°C	BTU/h in°F	0.4608	0.4506	0.5095	0.5258
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C	BTU/lb °F	0.9550	0.9199	0.9522	0.9633
VISCOSIDAD	cp	cp	0.5559	1.1911	0.9865	0.7118
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	lb/lb-mol	21.70	21.70	18.0	18.0
VAPOR	kg/h	lb/h				
CALOR LATENTE	kcal/kg	BTU/lb				
PESO MOLECULAR	kg/kg-mol	lb/lb-mol				
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal/h m°C	BTU/h in°F				
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg °C	BTU/lb °F				
VISCOSIDAD	cp	cp				
DENSIDAD	g/cm³	lb/or				
TEMPERATURA	°C	°F	67.5	37.2	22.9	15.0
PRESION (psig)	kg/cm² abs	lb/inch² abs	10.1447	10.0825	5.5147	2.9058
N° DE PASOS						
VELOCIDAD	m/s	ft/s		0.79		1.59
CAIDA DE PRESION	kg/cm²	lb/inch²		PERM 0.6956 CALC 0.0617	PERM 0.1032 SERV 0.6108	
RESISTENCIA FROTAMIENTO	mm²/ft²	ft²/ft²		0.000616		0.00387
CALOR INTERCAMBIADO (kcal/h)			955365			1.586
COEF. TOTAL DE TRANSP. DE CALOR (kcal/h m²°C)			0.000616			1.586
			LIMPIO 955.66		SERVICIO 738.07	

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	kg/cm²	lb/inch²	12.1447	5.5147
PRESION DE PRUEBA	kg/cm²	lb/inch²		
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	°F	67.5	
TUBOS	108 DE 19 mm SWT MIN / NOM	LONG. 275 mm PASO 25 mm		
ENVOLVENTE	SA 515-10	DIAM. INT. 980.6		
TAPA ENVOLVENTE (INT/EXT)	SA 515-10	TAPA CANALIZ. DUTY	SA 515-10	
CANAL	SA 515-10	TAPA CANAL	SA 515-10	PLACA DE CHOQUE
TIPO DE PASO	SA 515-10	FLOTANTE	SA 515-10	CORTE MAMPARA
MAMPARA/SOPORTE	SA 515-10	N°/ESPACIAMIENTO	17/255.8 mm	
MAMPARA LONA		PLAS. DE SELLO		
TIPO DE LADO ENVOLVENTE		TUBOS		FLUIDO: LADO A LADO
IMPARES ENVOLV-TAPA	A-E	ENVOLV-ESPACIO	A-E	TUBOS-SELLO
CAB. FLOTANTE		CANAL-TAPA		ESPACIO-CANAL
BOQUILLAS ENVOLV. INT	150 mm	INTERSECCION	150	mm
CANAL ENV.		INTERSECCION		mm
COORD. PASO LADO ENVOLV.	5175 mm	LADO TUBOS	5175	mm
ANCLAJE		ESPESOR		mm
PREGO VACIO		MAX. DE TUBOS		
				LLENO DE AGUA (mm/ft)

NOTAS

(1) CONTENEDOR:

1.01

1.02

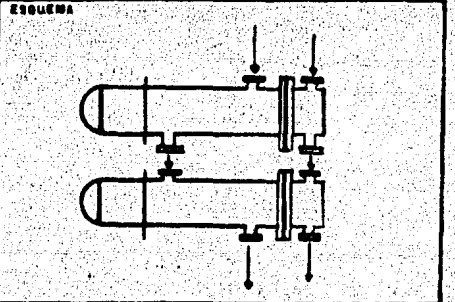
1.03

1.04

1.05

(2) EL CALOR ESTA REPERXIA A TORN EL TREN

REV/EDIC	0/	1/	2/	3/	4/
FECHA	10/09/05				
ELAB-POR	REC/MSZ				
APR. POR					



HOJA 1 DE 2

HOJA DE DATOS DE CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

Revision No. 0 Fecha 19/NOV/85

CLIENTE PEMEX PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS
 LOCALIZACION SOMDA DE CAMPECHE CONTRATO No. _____
 CLAVE BA-1 No. UNIDADES UNA
 SERVICIO REHERVIDOR DE LA TORRE REGENERADORA
 CARGA TOTAL POR CALENTADOR, MM KCAL POR HORA ABSOR. 4.3354

CONDICIONES DE DISEÑO

SECCION	RADIACION	CONVECCION
SERVICIO <u>REHERVIDOR DE LA TORRE REGENERADORA</u>		
CALOR ABSORBIDO, MM KCAL/HR	<u>2.8174</u>	<u>1.518</u>
FLUIDO <u>SOLUCION DE DEA AL 20% EN PESO</u>		
FLUJO, KGS/HR	<u>65336.5</u>	<u>65336.5</u>
CAIDA DE PRESION PERM. KG/CM2		
CAIDA DE PRESION CALC. KG/CM2		
FLUX PERMISIBLE, KCAL/HR M2	<u>29873.6</u>	
FLUX CALCULADO, KCAL/HR M2	<u>29793.4</u>	<u>6786.5</u>
FLUX MAXIMO, KCAL/HR M2	<u>32550.0</u>	
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO		

CONDICIONES DE ENTRADA:

TEMPERATURA, °C	<u>122.08</u>	<u>121.11</u>
PRESION, KG/CM2 MAN.		<u>5.63</u>
FLUJO LIQUIDO, KGS/HR	<u>-----</u>	<u>65336.5</u>
FLUJO VAPOR, KGS/HR	<u>-----</u>	<u>0.0</u>
LIQ., GRAV. ESP A 60°F	<u>-----</u>	<u>1.025</u>
VAP., PESO MO'ECULAR	<u>18.016</u>	<u>0.0</u>
LIQ., VISCOSIDAD, Cp	<u>0.20354</u>	<u>0.2164</u>

CONDICIONES DE SALIDA:

TEMPERATURA, °C	<u>123.9</u>	<u>122.08</u>
PRESION, KG/CM2 MAN.	<u>0.298</u>	<u>-----</u>
FLUJO LIQUIDO, KGS/HR.	<u>57078</u>	<u>-----</u>
FLUJO VAPOR, KGS/HR	<u>8258.5</u>	<u>-----</u>
LIQ., GRAV. ESP A 60°F	<u>0.98</u>	<u>-----</u>
VAP., PESO MOLECULAR	<u>18.016</u>	<u>18.016</u>
LIQ., VISCOSIDAD, Cp	<u>0.2168</u>	<u>0.20354</u>

CONDICIONES DE COMBUSTION

TIPO DE COMBUSTIBLE	<u>GAS</u>
%EXCESO DE AIRE	<u>20%</u>

TEMP. GASES SALIENDO DE RADIACION, °C	915.6
TEMP. GASES SALIENDO DE CONVECCION, °C	354.4
TIRO EN LA BASE DE LA CHIMENEA, cm AGUA	0.167
TIRO EN LOS QUEMADORES, cm AGUA	0.801
TEMPERATURA AMBIENTE, °C	30

CARACTERISTICAS DEL COMBUSTIBLE

TIPO DE COMBUSTIBLE	COMBUSTIBLE GASEOSO	
PODER CALORIFICO: ALTO		
	BAJO (KCAL/KG)	805.23
GRAVEDAD ESPECIFICA	- - -	
CONT. DE AZUFRE, % PESO	0.00005	
GAS: PESO MOLECULAR	25.711	
COMPOSICION, % VOL	CO ₂ : 0.0003 ; AZUFRE: 0.00005	
	H ₂ O: 0.00636	

CONDICIONES DE DISEÑO MECANICO

DIAMETRO DE LOS TUBOS: (cms.)	11.43
No. DE PASOS	DOS
LONG. DE LOS TUBOS DE RADIACION (Mtos.)	5.5
LONG. DE LOS TUBOS DE CONVECCION (Mtos.)	2.95
No. DE TUBOS DESNUDOS	16
No. DE TUBOS ALETADOS	16
MATERIAL DE LOS TUBOS	

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES
CLIENTE	PEMEX	PROYECTO N° E- 9645
PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE	REG./O.C. N°
CLAVE DEL EQUIPO	FA-1	N° UNIDADES UNA

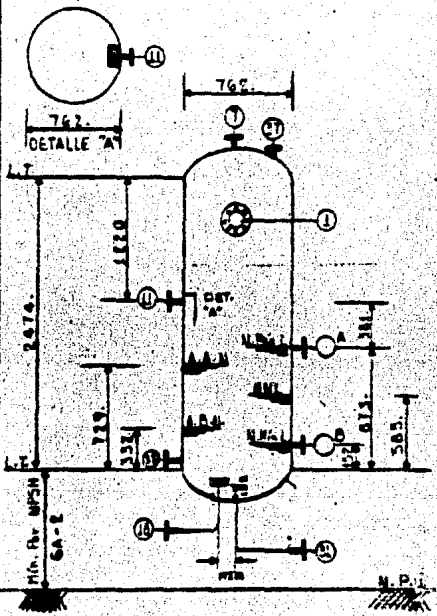
SERVICIO	ACUMULADOR DE REFLUJO DEL REGENERADOR		POSICION:	VERTICAL	
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO	AGUA	FLUJO:	65.74 lpm; DENSIDAD 0.9865 g/cm ³	
	VAPOR O GAS	GAS ACIDO (1)	FLUJO:	0.1463 m ³ /s; DENSIDAD 0.00281 g/cm ³	
TEMPERATURA:	OPERACION	48.9 °C; MAXIMA	48.9 °C; DISEÑO	64. °C	
PRESION:	OPERACION	0.909 kg/cm ² man; MAXIMA	1.05 kg/cm ² man; DISEÑO	3.05 kg/cm ² man	
DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.	2474 mm; DIAMETRO	762 mm; CAP. TOTAL	1128. litros	
NIVEL:	NORMAL	585 mm; MAXIMO	673 mm; MINIMO	152 mm	
ALARMA ALTO NIVEL	729 mm; ALARMA BAJO NIVEL	332 mm; NIVEL DE PARO	-		
MATERIALES:	CASCARON	A.C. (2) CABEZAS	A.C. (2) MALLA SEPARADORA:	ESPESOR - mm; MATERIAL -	
TIPO CIRCULAR:	DIAMETRO - mm; TIPO RECTANGULAR:	LONGITUD - mm; ANCHO -	mm		
CORROSION PERM:	CASCARON	0.35 mm; CABEZAS	0.35 mm; AISLAMIENTO:	NO; RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO

BOQUILLAS

Nº	CANT	Ø NOM	SERVICIO
1	1	506 mm	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	89 mm	SALIDA DE VAPOR A L.B.
11	1	152 mm	ENTRADA DE MEZCLA DE EA-2
18	1	89 mm	SALIDA DE LIQUIDO A CA-2
31	1	25 mm	DRENE
35	1	51 mm	CONEXION DE SERVICIO
37	1	38 mm	CONTROL DE PRESION
46	2	51 mm	CONTROLADOR E INDICADOR DE NIVEL

NOTAS

(1) CONTIENE:	% M.O.L
H ₂ S	29.367
CO ₂	64.3
H ₂ O	6.133
(2) RELEVADO DE ESFUERZOS	
(3) ACOTACIONES = mm	



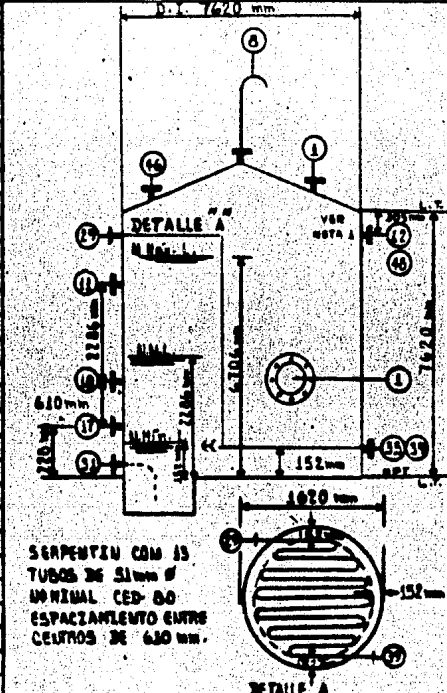
REVISION	0 - PREL	1 - APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA	19/NOV/83							
ELAB. POR	FZG/MBZ							
APR. POR								

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES	
CLIENTE	PEMEA	PROYECTO N° E- 9645	
PLANTA	ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA 1 DE 1	
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE	REQ./O.C. N°	
CLAVE DEL EQUIPO	FB-1	NR UNIDADES	UNA

SERVICIO TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DEA	POSICION/VERTICAL
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO Sol. DEA al 20% Peso FLUJO:	lpm; DENSIDAD 1.0183 g/cm ³
VAPOR O GAS FLUJO:	m ³ /h; DENSIDAD : g/cm ³
TEMPERATURA OPERACION 32. °C; MAXIMA 32. °C; DISEÑO 47. °C	
PRESION: OPERACION a. lva. 1.035 kg/cm ² MAXIMA -- kg/cm ² man; DISEÑO 3.04 kg/cm ² man	
DIMENSIONES: LONGITUD T.T. 7620. mm; DIAMETRO 7620. mm; CAP TOTAL 347 500 litros	
NIVEL: NORMAL 2286. mm; MAXIMO 6706 mm; MINIMO 152. mm	
ALARMA ALTO NIVEL mm; ALARMA BAJO NIVEL mm; NIVEL DE PARO mm	
MATERIALES: CASCARON A.C. CABEZAS A.C. MALLA SEPARADORA; ESPESOR mm; MATERIAL	
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO mm; TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm; ANCHO mm	
CORROSION PERM: CASCARON 6.35 mm; CABEZAS 6.35 mm; AISLAMIENTO: NO REQUERIMIENTO INTERNO: NO	

BOQUILLAS		
NR	CANT	SERVICIO
1	2	508mm REGISTRO DE HOMBRE
8	1	51mm VENTEO
11	1	76mm DEA DE GA-3
12	1	51mm ALIMENTACION DE QUEROSINA
17	1	76mm SALIDA DE DEA A GA-3
18	1	76mm SALIDA DE DEA A FE-1
31	1	76mm DREN
33	1	51mm CONEXION DE SERVICIO
46	1	51mm INDICADOR DE NIVEL TIPO
		FLOTADOR
48	1	51mm DERRAME DE LIQUIDO
29	1	51mm ENTRADA DE ACEITE TERMICO
39	1	51mm SALIDA DE ACEITE TERMICO

NOTAS	
(1) SE REQUEREN 152 mm DE COLCHON DE QUEROSINA	
(2) ACOTACIONES = mm	



REVISION	0 - PREL	1 - APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA	19/NOV/83							
ELAB. POR	FZG/NDZ							
APR. POR								

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA	HOJA DE DATOS PARA FILTRO																		
CLIENTE PEMEX	PROYECTO NO.																		
PLANTA ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS	HOJA 1 DE 1																		
LOCALIZACION SONDA DE CAMPECHE	NO. DE UNIDADES UNA																		
CLAVE DE LA UNIDAD FG-1																			
SERVICIO DE LA UNIDAD FILTRO DE DEA POBRE																			
<p>SERVICIO: Eliminar las partículas de sulfuro de Hierro ó algún otro sólido presente en una solución de Dietanolamina 20% con 0.012% mol de H₂S, 0.479% mol de CO₂ por 4.088% mol de DEA y 95.421% mol de H₂O.</p> <p>CONDICIONES DE OPERACION:</p> <table> <tr> <td>Flujo (Kg/hr)</td> <td>11 405</td> </tr> <tr> <td>Temperatura (°C)</td> <td>32.2</td> </tr> <tr> <td>Presión (Kg/cm² man.)</td> <td>9.45</td> </tr> <tr> <td>Caída de Presión permisible (Kg/cm²)</td> <td>1.76</td> </tr> <tr> <td>Medida mínima de partícula que puede ser retenida (micra)</td> <td>5.0</td> </tr> </table> <p>PROPIEDADES DEL FLUIDO:</p> <table> <tr> <td>Densidad a P y T (g/cm³)</td> <td>1.018</td> </tr> <tr> <td>Viscosidad a P y T (Cp)</td> <td>1.191</td> </tr> </table> <p>CONDICIONES DE DISEÑO:</p> <table> <tr> <td>Presión (Kg/cm² man.)</td> <td>11.56</td> </tr> <tr> <td>Temperatura (°C)</td> <td>70.0</td> </tr> </table> <p>MATERIALES:</p> <p>Cuerpo: Acero al Carbón Agente Filtrante: Carbón Activado. Corrosión permisible en relación a los materiales, $\frac{1}{8}$ in para A.C. Tipo de Filtro con adsorbente de carbón activado o similar.</p> <p>No requiere aislante</p>		Flujo (Kg/hr)	11 405	Temperatura (°C)	32.2	Presión (Kg/cm ² man.)	9.45	Caída de Presión permisible (Kg/cm ²)	1.76	Medida mínima de partícula que puede ser retenida (micra)	5.0	Densidad a P y T (g/cm ³)	1.018	Viscosidad a P y T (Cp)	1.191	Presión (Kg/cm ² man.)	11.56	Temperatura (°C)	70.0
Flujo (Kg/hr)	11 405																		
Temperatura (°C)	32.2																		
Presión (Kg/cm ² man.)	9.45																		
Caída de Presión permisible (Kg/cm ²)	1.76																		
Medida mínima de partícula que puede ser retenida (micra)	5.0																		
Densidad a P y T (g/cm ³)	1.018																		
Viscosidad a P y T (Cp)	1.191																		
Presión (Kg/cm ² man.)	11.56																		
Temperatura (°C)	70.0																		

PLANTA: ENDULCADERA DE HIDROCARBUROS CONTRATO: _____
 LOCALIZACION: SONDA DE CAMPECHE HOJA 1 DE 1
 CLAVE: GA-1 FECHA: 19/NOV/85
 No. UNIDADES: UNA POR NBZ AP _____

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

SERVICIO: RECIRCULACION DE DEA SOBRE
 USO REGULAR: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
 No. REQUERIDO: _____
 RELEVO: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
 FABRICANTE: _____

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: SOLUCION ACUOSA DE DEA 20% U.S. GPM a P,T Nor. 251 DISEÑO: 301
 PRESION DE DESCARGA, KG/CM² Man.: 10.148
 TEMPERATURA °C, Nor. 69.3 PRESION DE SUCCION, KG/CM² Man. 0.628
 SIGR a P,T : 1.025 DIFERENCIA DE PRESION, KG/CM² : 9.52
 PRESION DE VAPOR a T, KG/CM²: 2.376E-6 CABEZA DE LA BOMBA: 107 M.
 VISC. a P,T Cp.: 0.5561 NPSH Disp. 6+ M. REQUERIDO 2.65 M. H₂O
 CORR/EROS. CAUSADA POR: DEA POTENCIA HIDRAULICA, HP: 25.3
 EFICIENCIA DE DISEÑO: 70% RPM: 3560 BHP: 37.3

ACCIONADOR

FABRICANTE: _____ HP: 50 RPM: 3560
 VOLTS/FASES/CICLOS: 440/3/50

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CARCAZA: ACERO INOXIDABLE
 FLECHA: ACERO INOXIDABLE
 PARTES INTERNAS: 1-13% CROMO

PLANTA: ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS CONTRATO: _____
 LOCALIZACION: SONDA DE CAMPECHE HOJA 1 DE 1
 CLAVE: GA-2 FECHA: 19/NOV/65
 No. UNIDADES: UNA POR F7G AP _____

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

SERVICIO: REFLUJO DEL REGENERADOR
 USO REGULAR: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
 No. REQUERIDO: _____
 RELEVO: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
 FABRICANTE: _____

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: AGUA ACIDA U.S. GPM a P,T Nor. 17 DISEÑO: 20.4
 PRESION DE DESCARGA, KG/CM² Man.: 3.539
 TEMPERATURA °C, Nor. 48.3 PRESION DE SUCCION, KG/CM² Man. 0.900
 SPCR a P,T: 1.0 DIFERENCIA DE PRESION, KG/CM²: 2.63
 PRESION DE VAPOR a T, KG/CM²: 0.1150 CABEZA DE LA BOMBA: 30.48 M.
 VISC. a P,T Cp.: 0.62 NPSH Disp. 6+ M. REQUERIDO 3.048 M. H₂O
 CORR/EROS. CAUSADA POR: TRAZAG H2S POTENCIA HIDRAULICA, HP: 0.5
 EFICIENCIA DE DISEÑO: 70% RPM: 3560 BHP: 0.7255

ACCIONADOR

FABRICANTE: _____ HP: 3 RPM: 3560
 VOLTS/FASES/CICLOS: 440/3/60

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CARCAZA: ACERO INOXIDABLE
 FLECHA: ACERO INOXIDABLE
 PARTES INTERNAS: 11-13%

PLANTA: ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS CONTRATO: _____
 LOCALIZACION: SONDA DE CAMPECHE HOJA 1 DE 1
 CLAVE: GA-3 FECHA: 19/NOV/85
 No. UNIDADES: UNA POR NB7 AP _____

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

SERVICIO: REPOSICION DE DEA
 USO REGULAR: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
 No. REQUERIDO: _____
 RELEVO: 4 - ACCIONADOR: _____ -
 FABRICANTE: _____

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: SOLUCION ACUOSA DEA 20% U.S. GPM a P,T Nor. 100 DISEÑO: 120
 PRESION DE DESCARGA, KG/CM² Man.: 0.628
 TEMPERATURA °C, Nor. 69.3 PRESION DE SUCCION, KG/CM² Man. -
 SPGR a P,T : 1.025 DIFERENCIA DE PRESION, KG/CM² : 0.628
 PRESION DE VAPOR a T, KG/CM²: 2.376E-6 CABEZA DE LA BOMBA: 15.24 M.
 VISC. a P,T Cp.: 0.5561 NPSH Disp. 20+ M. REQUERIDO 0.9144 M. H₂O
 CORR/EROS. CAUSADA POR: DEA POTENCIA HIDRAULICA, HP: 0.74
 EFICIENCIA DE DISEÑO: 70% RPM: 1760 BHP: 0.975

ACCIONADOR

FABRICANTE: _____ HP: 3 RPM: 1760
 VOLTS/FASES/CICLOS: 440/3/60

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CARCAZA: ACERO INOXIDABLE
 FLECHA: ACERO INOXIDABLE
 PARTES INTERNAS: 11-13% CROMO

PLANTA: ENDULZADORA DE HIDROCARBUROS CONTRATO: _____
LOCALIZACION: SONDA DE CAMPECHE HOJA 1 DE 1
CLAVE: GA-4 FECHA: 19/NOV/85
No. UNIDADES: UNA POR F7G AP _____

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS

SERVICIO: AGUA DE LAVADO AL ABSORBEDOR
USO REGULAR: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
No. REQUERIDO: _____
RELEVO: UNA ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
FABRICANTE: _____

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: AGUA U.S. GPM a P,T Nor.³⁰ 30 DISEÑO: 36
PRESION DE DESCARGA, KG/CM*2 Man.: 8.14
TEMPERATURA °C, Nor. 43.3 PRESION DE SUCCION, KG/CM*2 Man. 6.93
SPOR a P,T: 0.99 DIFERENCIA DE PRESION, KG/CM*2: 1.21
PRESION DE VAPOR a T, KG/CM*2: 0.0893 CABEZA DE LA BOMBA: 12.19 M.
VISC. a P,T Cp.: 0.535 NPSH Disp. 6+ M. REQUERIDO 0.9144 M. H₂O
CORR/EROS. CAUSADA POR: - POTENCIA HIDRAULICA, HP: 0.43
EFICIENCIA DE DISEÑO: 70% RPM: 1750 BHP: 0.568

ACCIONADOR

FABRICANTE: _____ HP: 3 RPM: 1750
VOLTS/FASES/CICLOS: 440/3/60

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CARCAZA: ACERO INOXIDABLE
FLECHA: ACERO INOXIDABLE
PARTES INTERNAS: 11-13% CROMO

CAPITULO VIII

ANALISIS ECONOMICO DEL PROYECTO

El presente estudio económico tiene por objeto justificar el porque es necesario endulzar una porción de la corriente gaseosa extraída de los pozos para utilizarla como gas combustible en las mismas plataformas.

Es importante aclarar que en este análisis preliminar sólo se pretende dar una idea general de los valores que componen los distintos rubros económicos, pero tomando siempre en cuenta que no es un estudio preciso y mucho menos exacto, pero si representa un buen indicador de la situación económica actual de las necesidades en las plataformas marinas.

En este capítulo se pretende llevar a cabo el estudio para un período de 10 años a futuro (vida útil del proyecto) y tomando en consideración la difícil situación económica por la que atraviesa el país, se procedió a evaluar los costos a precios constantes de 1985, ya que de lo contrario, la información generada por este estudio sería poco confiable e incluso irreal por la incertidumbre existente en la evaluación de índices de inflación, de tal manera que es preferible manejar los costos a precios constantes de 1985, es decir, sin considerar la inflación y con ésto se puede obtener una idea más clara de ésta evaluación económica.

INVERSION DE EQUIPOS DE PROCESO

La tabla que a continuación se muestra representa el costo de los equipos el cual fué obtenido a partir de los modelos propuestos por Kenneth M. Guthrie, en su libro "Process Plant Estimating Evaluation and Control", y actualizados mediante los índices de Marshall & Swift publicados en la revista Chemical Engineering.

$$\text{Costo de Equipo en el año B} = \frac{(\text{Indice en el año B})}{(\text{Indice en el año A})} (\text{Costo del equipo en el año A})$$

<u>EQUIPO</u>	<u>COSTO (\$)</u>
Torre Absorbedora	14 014 021
Platos	13 146 777
Torre Regeneradora	14 946 294
Platos	16 670 982
GA-1 Bomba Recirc. DEA pobre	3 448 288
GA'-1 Motor Inducción	1 210 431
GA-2 Reflujo Regenerador	669 045
GA'-2 Motor	136 894
GA-3 Reposición de DEA	807 044
GA'-3 Motor	156 915
GA-4 Agua de lavado	604 252
GA'-4 Motor	147 111
EA-1 A-B Intercambiador DEA Rica/DEA Pobre	17 074 651
EA-2 Condensador de torre regeneradora	15 037 340
EA-3 A-B Enfriador de DEA Pobre	24 603 709
Horno (Rehervidor del regenerador)	44 696 278
Tanque acumulador de reflujo del Regenerador	1 743 485
Tanque almacenamiento de DEA	67 411
Filtro de DEA pobre	8 259 550
<u>COSTO TOTAL DE EQUIPOS</u>	<u>\$ 117 440 476.00</u>

CALCULO DE LA INVERSION FIJA

El cálculo de la inversión fija desglosada se hará mediante el uso de factores.

En este método se utiliza como base el costo total del equipo de proceso, el cual se multiplica por una serie de factores para estimar cada uno de los principales rubros de la inversión fija. El valor de estos factores depende del estado físico de las materias primas y productos. Los siguientes factores pueden usarse como una guía para este propósito en el caso de líquidos y gases:

C O N C E P T O	FACTOR	costo total de Equipos	C O S T O (\$)
1.- Costo total del equipo	1.00	177 440 476* 1.0	177 440 476
2.- Transportes, seguros, impuestos y derechos - aduanales.			
a) Equipo local	0.05	177 440 476* 0.05	8 872 024
b) Equipo extranjero	0.30	177 440 476* 0.30	53 232 143
3.- Gastos de Instalación	0.35	177 440 476* 0.35	62 104 167
4.- Tuberías	0.60	177 440 476* 0.60	106 464 286
5.- Instrumentación	0.30	177 440 476* 0.30	53 232 143
6.- Aislamientos	0.10	177 440 476* 0.10	17 744 048
7.- Instalaciones Eléctricas	0.15	177 440 476* 0.15	26 616 071
8.- Edificios y Servicios	0.20	177 440 476* 0.20	35 488 095
9.- Terreno y su acondicionamiento	0.10	177 440 476* 0.10	No hay (Plataforma marina)
10.- Servicios auxiliares e implementos planta	0.40	177 440 476* 0.40	70 976 190
Costo físico de la planta	3.45	177 440 476* 3.45	612 169 643
Ingeniería y supervisión construcción	0.75	177 440 476* 0.75	133 080 357
Imprevistos	0.65	177 440 476* 0.65	115 336 309
INVERSION FIJA	4.85	177 440 476* 4.85	860 586 309

ESTIMACION DEL CAPITAL DE TRABAJO

Los principales renglones que es necesario considerar para estimar el capital de trabajo son los siguientes:

- 1.- Inventario de materias primas
- 2.- Dinero en efectivo
- 3.- Cuentas por pagar

1.- Inventario de Materias Primas.-

Para cuantificar este volumen de materias primas y aditivos se considerará equivalente al consumo de la planta durante un mes de operación. Es importante aclarar que debido a la procedencia del gas amargo (pozos) no se tiene éste como materia prima en almacenamiento por lo cual ésta no contribuye al inventario:

Requerimientos de DEA

Cantidad de DEA pura = 1.040341 TM = 1040.341 Kg

Costo/1983 = 1030 U.S./TM 1D11s = \$150.00

Costo/1983 = \$ $\left(\frac{1030}{TM}\right)(1.040341) = (1071.55)(150) = \$ 160 733$

Costo/1985 = \$160 733 x 1634.8/612.9 = \$428 726 en 1 mes.

Cantidad Anticorrosivo = 88.162 lts.

Costo/1983 = (\$292.9/lts.)(88.162 lts) = \$25 823

Costo/1985 = 25 823* $\frac{1634.8}{612.9}$ = \$ 68 878

Cantidad de Antiespumante = 22.0302 lts.
= 22.5 Kg

Costo/1983 = $\left(\frac{163.50}{Kg}\right)(22.5 Kg) = \$ 3 678.75$

Costo/1985 = (\$3 678.75)* $\frac{1634.8}{612.9}$ = \$9 812

Carbón Activado

$$\text{Cantidad} = 223.4 \text{ ft}^3 * 25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} + \frac{0.4536}{1 \text{ lb}} \text{ Kg} = 2533.36 \text{ Kg}$$

$$\text{Costo/}_{1985} = (\$ \frac{850}{\text{Kg}})(2533.36 \text{ Kg}) = \$2 \ 153 \ 353$$

$$1. \text{ Inventario de Materias Primas} = 428 \ 726 + 68 \ 878 + 9 \ 812 + \\ 2 \ 153 \ 353 = \$2 \ 660 \ 769$$

2.- Dinero en Efectivo

Representa 2 meses sobre el costo total.

$$\text{Dinero en efectivo} = \frac{\$149 \ 885 \ 073}{12} * 2 = \$12 \ 490 \ 423$$

3.- Cuentas por Pagar.

Se considerarán 120 días de crédito dados por los distribuidores al precio de la materia prima.

$$\text{Pérdida de DEA en 4 meses} = 1 \ 633 \ \text{Kg} = 1.633 \ \text{TM}$$

$$\text{Co.to/}_{1983} = \$[\frac{1030}{\text{TM}}][1.633 \ \text{TM}][150] = \$253 \ 033$$

$$\text{Costo/}_{1985} = \$233 \ 033 * \frac{1634.8}{612.9} = \$674 \ 921$$

Anticorrosivo

Cantidad de Petromen en 4 meses = 345.2 lts.

$$\text{Costo/}_{1985} = (\frac{\$292.9}{\text{lts}})(345.2 \ \text{lts})(\frac{1634.8}{612.9}) = \$269 \ 690$$

Antiespumante

Cantidad de antiespumante en 4 meses = 86.3 lts. = 90.62 Kg

$$\text{Costo/1985} = \frac{(\$163.50)}{\text{Kg}} (90.62 \text{ Kg}) \frac{(1634.8)}{612.9} = \$39 518$$

$$\underline{\text{Cuentas por Pagar}} = \underline{\underline{\$ 984 129}}$$

$$\text{Capital de Trabajo} = \$16 135 321$$

Inversión Total

$$\text{Inversión Total} = \text{Inversión Fija} + \text{Capital de Trabajo}$$

$$\text{I.T.} = 860 586 309 + 16 134 321 = \$876 721 630$$

PRESUPUESTOS DE INGRESOS

La planta en cuestión fue diseñada con objeto de endulzar el gas que será empleado como combustible en las mismas plataformas. Debido a ésto no se puede hablar de un ingreso por la venta de dicho gas pero se puede relacionar a la cantidad de la corriente gaseosa que abandona las plataformas de compresión para ser enviado a tierra, el cual se fracciona y se vende como reactivo petroquímico.

Si el gas combustible endulzado no estuviera presente las plataformas de compresión no podrían enviar el gas crudo a fraccionamiento por lo cual se dejaría de percibir el ingreso -- por la venta del mismo.

Considerando que el gas enviado a tierra para su procesamiento representa un total de 550 MMPCSD en la sonda de Campeche se obtiene el siguiente presupuesto por ingresos debido a -- la venta del gas a un precio unitario de 4.40 U.S. dlis. por cada 1 MPCSD (noviembre de 1985).

$$\text{Ingresos} = (550 000 \text{ MPCSD}) (4.40 \text{ U.S./MPCSD}) (500/\text{U.S.}) = \$1 210 000 000 \text{ M.N.}$$

NOTA: Debido a la fluctuación de la Moneda Nacional con respec-

to al dolar se consideró un valor promedio de \$500 M.N./U.S. dls.

PRESUPUESTOS DE EGRESOS

Los diversos elementos de costo que integran los egresos totales de la planta pueden agruparse en los siguientes rubros:

- 1.- Costos variables de Operación
- 2.- Cargos fijos de Inversión
- 3.- Cargos fijos de Operación
- 4.- Gastos Generales

1.- Costos variables de Operación.-

Son aquellos directamente involucrados en la elaboración y venta del producto. Se derivan del pago de los siguientes rubros:

- a) Materias Primas y Reactivos de Proceso
- b) Mano de obra de Operación
- c) Personal de supervisión
- d) Servicios Auxiliares
- e) Mantenimiento y reparación
- f) Suministros de operación

a) Materias Primas y Reactivos de Proceso. - Se determina tomando en cuenta su precio de adquisición, su consumo por unidad de producto y el volumen total de producción previsto:

Cantidad DEA en 1 año de operación = 5 530 Kg = 5.530 TM

$$\text{Costo/1985}^n = \left(\frac{\$1030}{\text{TM}} \right) (5.530 \text{ TM}) \left(\frac{150 \text{ M.N.}}{\text{U.S.}} \right) \left(\frac{1634.8}{612.9} \right) = \$2\,278\,918 \text{ M.N.}$$

Cantidad Anticorrosivo en 1 año de operación = 1 051.8 lts.

$$\text{Costo/1985}^n = \left(\frac{\$292.9}{\text{lts}} \right) (1051.8 \text{ lts}) \left(\frac{1634.8}{612.9} \right) = \$821\,727 \text{ M.N.}$$

Cantidad antiespumante en 1 año de operación = 263.4 lts = 276.6 Kg

$$\text{Costo/1985} = \left(\frac{\$163.50}{\text{Kg}} \right) (276.6 \text{ Kg}) \left(\frac{1634.8}{612.9} \right) = \$120\ 627 \text{ M.N.}$$

Total = \$3 221 272 M.N.

b) Mano de Obra de Operación.- El número de técnicos y operarios requeridos para la operación de la planta es:

PERSONAL NECESARIO	NUMERO REQUERIDO	SUELDO CATORCENAL UNITARIO	TOTAL [\$/año]
Operador	2	\$59 572	3 997 774
Mecánico	1	\$55 972	1 455 272
Eléctrico	1	\$55 972	1 455 272
Operador de Bombas	1	\$51 824	1 347 424
Ayudante del Operador de Bombas.	1	\$44 289	1 151 514
Total [\$/año]			9 407 226

El costo previsible de la mano de obra se obtiene multiplicando los sueldos y salarios de cada uno de los niveles del personal de operación por el número de elementos que se requieren a cada nivel.

NOTA: Se consideran 26 catorcenas al año.

c) Personal de Supervisión.- En adición a los técnicos de operación se requiere personal para la supervisión de la producción. Para el objeto de este estudio se considera que el costo del personal de supervisión es del 15% del costo de la mano de obra directa de operación.

Costo de supervisión = \$1 411 084

d) Servicios Auxiliares.- Debido a la función de la planta sólo se considerará el consumo de gas para generar la energía eléctrica en el turbogenerador y el consumo en el rehervidor.

Costo = \$500 000 (Este valor es aproximado.)

e) Mantenimiento y Reparación.- Para que una planta industrial opere eficientemente es necesario efectuar gastos de mantenimiento y reparación, cuyo monto depende de las condiciones de operación. Se puede estimar como un porcentaje de la inversión fija mismo que varía en función del tipo de operación. Como la planta trabaja con algunos materiales corrosivos e incrustantes se tomará como porcentaje 3% con respecto a la inversión fija:

Costo = \$25 817 589

f) Suministros de Operación.- Son aquellos productos misceláneos que se requieren para operar eficientemente la planta y que no forman parte de las materias primas ni de los materiales de mantenimiento. Puede estimarse en alrededor del 15% del costo total de mantenimiento y reparación.

Costo = \$3 872 638

2.- Cargos fijos de Inversión.

Son una consecuencia de la inversión fija y por lo tanto tienden a permanecer constantes independientemente del volumen de producción. Los más importantes son los siguientes:

a) Depreciaciones y Amortizaciones

b) Seguros sobre la planta.

a) Depreciaciones y Amortizaciones.- La disminución en

el valor de los activos fijos de la planta durante su vida - - útil (10 años), se denomina depreciación y, junto con las amortizaciones de los activos intangibles representa un costo que debe ser incluido en la estimación de los egresos.

La tasa de depreciación anual para maquinaria y equipo de proceso se considerará del 10%.

Depreciación = \$86 058 631 anual

b) Seguros sobre la planta.- Con el fin de proteger - la inversión se asegura la planta a un costo que varía de acuerdo con el nivel de riesgo que represente su operación. Suele representar un egreso anual del orden del 1% de la inversión - fija:

Costo = \$8 605 863

3.- Cargos fijos de Operación.

Son aquellos cargos necesarios para coordinar los servicios de la planta, impartir seguridad industrial y proporcionar servicios a los empleados de la planta.

Estos cargos son alrededor del 30% del costo anual de la mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento.

Costo = \$10 990 770

Se incluyen en este rubro los gastos por concepto de - superintendencia de planta, laboratorios de control de calidad, cuadrillas de salvamento, servicios médicos, servicios de comedor, recreacionales y de vigilancia.

4.- Gastos Generales.

Son aquellos gastos necesarios para mantener la empresa en una buena posición y lograr una operación rentable. Se - incluyen en este rubro:

- a) Los gastos administrativos
- b) Los gastos de distribución y ventas
- c) Los gastos de investigación y desarrollo
- d) Los gastos financieros

Debido a que todos estos gastos están referidos al volumen de ventas que en este caso no se tienen, motivo por el cual no se considerarán.

Del análisis de información económica para plataformas endulzadoras de gas en operación proporcionado por PEMEX, se observó que había un incremento de aproximadamente 8% anual en los costos de mantenimiento y reparación. Por otra parte, en la literatura consultada, recomiendan un incremento del 4 al 10% anual para el mismo concepto, por lo que para el desarrollo de este trabajo se usó un incremento del 8% anual sobre mantenimiento y reparación. Debido a que se trabajará a precios constantes de 1985, se consideró que el único concepto que se incrementaría anualmente dentro de los costos variables de operación, era el mantenimiento y reparación, ya que éstos se hacen más frecuentes conforme pasa el tiempo, pues se está trabajando en condiciones tales, que la corrosión y el desgaste se dan cada vez más a menudo; sin embargo, los cargos fijos de inversión y operación, se pueden considerar prácticamente constantes.

Bajo estas circunstancias, se presenta a continuación el procedimiento empleado para efectuar los cálculos de este trabajo y con los cuales se realizaron las tablas de resultados presentados al final de éste capítulo:

Anteriormente se obtuvieron los costos para el año de 1985.

- 1.- Incrementar los costos de mantenimiento y reparación un 8% anual.

- 2.- Obtener para cada año el costo de lo vendido, es decir, - los costos variables de operación.
- 3.- Suponer que las ventas o ingresos, son constantes durante éste período.
- 4.- Obtener la utilidad bruta para cada año.
Utilidad Bruta = (Ventas ó Ingresos) - (Costo de lo Vendido).
- 5.- Considerar los costos indirectos (cargos fijos de inversión, cargos fijos de operación y gastos generales) como constantes para todo el intervalo.
- 6.- Obtener la utilidad antes de impuestos para cada año.
Utilidad antes de impuestos = (Utilidad bruta) - (Costos Indirectos)
- 7.- Obtener el reparto de utilidades y el impuesto sobre la renta, en función de la utilidad antes de impuestos, para cada año.
Reparto de Utilidades = $(0.08) \cdot (\text{Utilidad antes de impuestos})$
Impuestos sobre la renta = $(0.42) \cdot (\text{Utilidad antes de impuestos})$
- 8.- Obtener la utilidad neta para cada año
Utilidad neta = (Utilidad antes de impuestos) - (Depreciación** + Reparto de utilidades + Impuesto sobre la Renta)
- 9.- Calcular para cada año el flujo de efectivo.
Flujo de efectivo = (Utilidad neta) + (Depreciación)

Para obtener los distintos criterios para la evaluación del proyecto se procede de la siguiente manera:

1) Calcular el Valor Presente Neto

$$\text{Valor Presente Neto} = \text{VPN} = \sum_{i=1}^n \frac{W_i}{1+i} - I$$

donde:

W_i = Flujo de efectivo para cada i año

I = Inversión

n = Número de años para el que se hizo este estudio (n=10)

** Obtenida anteriormente

2) Obtener la relación Beneficio - Costo

$$\text{Relación Beneficio - Costo} = R B/C = \frac{\sum_{i=1}^n W_i}{I}$$

3) Obtener el período de recuperación de la siguiente manera:

	AÑO	FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO	$G - I$
1 9 8 5	1	$G_1 = \text{Waño 1}$	$G_1 - I$
1 9 8 6	2	$G_2 = \text{Waño 1} + \text{Waño 2}$	$G_2 - I$
.	.	.	.
.	i	$G_i = \text{Waño 1} + \text{Waño 2} + \dots + \text{Waño } i$	$G_i - I$
.	.	.	.
n	n	$G_n = \text{Waño 1} + \text{Waño 2} + \dots + \text{Waño n}$	$G_n - I$

Cuando el valor $(G_i - I)$ sea mayor que cero se tendrá el año i:

$$\text{Si } (G_i - I) > 0$$

El período de recuperación será:

$$\text{Período de recuperación} = \text{P.R.} = \text{año } (i - 1) + \frac{(G_{i-1} - I)}{(G_{i-1} - I) + (G_i - I)}$$

Obviamente, se utiliza el valor absoluto en el término $(G_{i-1} - I)$.

TABLA 19
RESULTADO DEL ANALISIS ECONOMICO

AÑO	1985	1986	1987	1988	1989	1990
CONCEPTO						
Mantenimiento y Reparación	25 817 589	27 882 996	30 113 636	32 522 727	35 124 545	37 934 508
Materia Prima, Mano de Obra y Supervisión. Servicios Auxiliares Suministros	18 412 220	18 412 220	18 412 220	18 412 220	18 412 220	18 412 220
Costo de lo vendido	44 229 809	46 295 216	48 525 856	50 934 947	53 536 765	56 346 728
Costos Indirectos	105 655 264	105 655 264	105 655 264	105 655 264	105 655 264	105 655 264
Ventas ó Ingresos	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000
Costo de lo vendido	44 229 809	46 295 216	48 525 856	50 934 947	53 536 765	56 346 728
Utilidad Bruta	1 165 770 191	1 163 704 784	1 161 474 144	1 159 065 053	1 156 463 235	1 153 653 272

TABLA 19 (Cont.)
RESULTADOS DEL ANALISIS ECONOMICO

CONCEPTO AÑO	1991	1992	1993	1994	1995
Mantenimiento y Reparación	40 969 269	44 246 811	47 786 555	51 609 480	55 738 238
Materia Prima, Mano de Obra y Supervisión, Servicios Auxiliares Suministros	18 412 220	18 412 220	18 412 220	18 412 220	18 412 220
Costo de lo vendido	59 381 489	62 659 031	66 198 775	70 021 700	74 150 458
Costos Indirectos	105 665 264	105 665 264	105 665 264	105 665 264	105 665 264
Ventas ó Ingresos	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000	1 210 000 000
Costo de lo vendido	59 381 489	62 659 031	66 198 775	70 021 700	74 150 458
Utilidad Bruta	1 150 618 511	1 147 340 969	1 143 801 225	1 139 978 300	1 135 849 542

TABLA 19 (Cont.)
RESULTADOS DEL ANALISIS ECONOMICO

CONCEPTO	AÑO	1 9 8 5	1 9 8 6	1 9 8 7	1 9 8 8	1 9 8 9	1 9 9 0
Costos Indirectos		105 665 264	105 665 264	105 665 264	105 665 264	105 665 264	105 665 264
Utilidad antes de Impuestos		1 060 114 927	1 058 049 520	1 055 818 880	1 053 409 789	1 050 807 971	1 047 998 008
Depreciación		86 058 631	86 058 631	86 058 631	86 058 631	86 058 631	86 058 631
Reparto de Utilidades		84 809 194	84 643 962	84 465 510	84 272 783	84 064 638	83 839 841
Impuesto sobre la Renta		445 248 269	444 380 798	443 443 930	442 432 111	441 339 348	440 159 163
Utilidad Neta		443 998 833	442 966 129	441 850 809	440 646 264	439 345 355	437 940 373
Flujo de Efectivo		530 057 464	529 024 760	527 909 440	526 704 895	525 403 986	523 999 004

**TABLA 19 (Cont.)
RESULTADOS DEL ANALISIS ECONOMICO**

AÑO CONCEPTO	1991	1992	1993	1994	1995
Costos Indirectos	105 655 264	105 655 264	105 655 264	105 655 264	105 655 264
Utilidad antes de Impuestos	1 044 963 247	1 041 685 705	1 038 145 961	1 034 323 036	1 030 194 278
Depreciación	86 058 631	86 058 631	86 058 631	86 058 631	86 058 631
Reparto de Utilidades	83 597 060	83 334 856	83 051 677	82 745 843	82 415 542
Impuesto sobre la Renta	438 884 564	437 507 996	436 021 304	434 415 675	432 681 597
Utilidad Neta	436 422 993	434 784 222	433 014 350	431 102 887	429 038 508
Flujo de Efectivo	522 481 624	520 842 853	519 072 981	517 161 518	515 097 139

VALOR PRESENTE NETO

$$VPN = \sum_i \frac{W_i}{1+i} - I$$

$$VPN = 5.757\ 755\ 664 - 876\ 721\ 630$$

$$VPN = \$ 4\ 881\ 034\ 034.00$$

RELACION BENEFICIO - COSTO

$$R\ B/C = \frac{\sum_i W_i}{I}$$

$$R\ B/C = \frac{5\ 757\ 755\ 664}{876\ 721\ 630}$$

$$R\ B/C = 6.57$$

PERIODO DE RECUPERACION

	AÑO	FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO (\$) G	G - I	AÑO
1 9 8 5	1 ero	530 057 464	-346 664 166	i - 1
1 9 8 6	2 do	1 059 082 224	182 360 594	i

$$P.R. = AÑO(i - 1) + \frac{(G_{i-1} - I)}{(G_{i-1} - I) + (G_i - I)}$$

$$P.R. = 1 + \frac{346\ 664\ 166}{346\ 664\ 166 + 182\ 360\ 594}$$

$$P.R. = 1.66 \text{ años (aproximadamente 1 año 8 meses)}$$

CONCLUSION

A partir de los valores obtenidos para los distintos - criterios de evaluación de un proyecto (Utilidad Neta, Valor Pre_sente Neto, Relación Beneficio-Costo y Período de Recuperación) se puede concluir que la instalación, operación y mantenimiento de una plataforma de endulzamiento durante un período de 10 años, representa un proceso muy rentable del cual se pueden obtener muchos beneficios tras un período corto de recuperación, con lo -- cual se justifica la realización de este proyecto y reafirma las conclusiones obtenidas a partir del estudio de mercado.

C O N C L U S I O N E S

En base al Estudio de Mercado realizado en los primeros capítulos del presente trabajo, se pudo observar que la producción tanto de crudo como de gas natural en nuestro país representa un factor importante en la economía de éste. Dicha capacidad de producción es mayor en las aguas patrimoniales, que en los territorios de las distintas entidades productoras lo cual hace necesario la instalación de plataformas marinas para la captación y preparación preliminar de ese importante volumen, el cual será enviado a tierra para someterlo a los distintos procesos petroquímicos.

En este mismo capítulo es importante hacer notar el aumento tan grande en la producción de crudo y gas natural que se ha dado en las últimas décadas y en consecuencia los ingresos -- por ventas tanto interiores como exteriores también se han visto incrementados. A partir de lo anterior y tomando en cuenta la situación económica por la que atraviesa el país en los últimos años, se ha planteado la necesidad de disponer y aprovechar al máximo los recursos con los que cuenta una industria de proceso para así poder operar en una situación cada vez más rentable. En las plataformas marinas se ha visto la necesidad cada vez mayor de disponer de los recursos ahí existentes para evitar transportar materias que serán empleadas como servicios auxiliares en -- las mismas y que representarían un costo importante en el proceso. El anteproyecto que aquí se presenta tiene como objetivo -- primordial llevar a cabo la ingeniería básica del proceso para -- endulzar una porción del gas extraído de los yacimientos marinos para ser empleado como gas combustible en las mismas plataformas, gracias a lo cual es posible el funcionamiento de los diferentes procesos a que se somete el crudo antes de ser enviado a tierra a fraccionamiento o distribución.

Como punto preliminar a la ingeniería básica se efectuó

la selección del proceso de endulzamiento más conveniente para lo cual se hizo un estudio y descripción de los procesos existentes para este fin, comparativamente y en base a las especificaciones del gas dulce y amargo, así como de las condiciones de operación se fueron eliminando las alternativas hasta comprobar que el proceso más conveniente era el Girbotol, empleando DEA como medio absorbente al 20% en peso, con el cual se obtenía el gas dulce dentro de las especificaciones solicitadas, dicho proceso no pagaba regalías y su rango de operación incluía lo disponible.

Se observó que el sistema de regeneración es la parte más importante en una planta de tratamiento con aminas, ya que dicho sistema es el punto clave para optimizar tanto la operación como la economía del mismo, ya que de ello depende la cantidad de solvente necesario para llevar a cabo la absorción; esta cantidad de solvente lleva implícitos muchos factores como son la concentración máxima de los ácidos en la amina rica, concentración residual de los gases ácidos en la amina pobre, absorción neta, especificaciones de los productos, carga térmica del rehervidor y condensador, tamaño de los equipos y costos de operación del sistema.

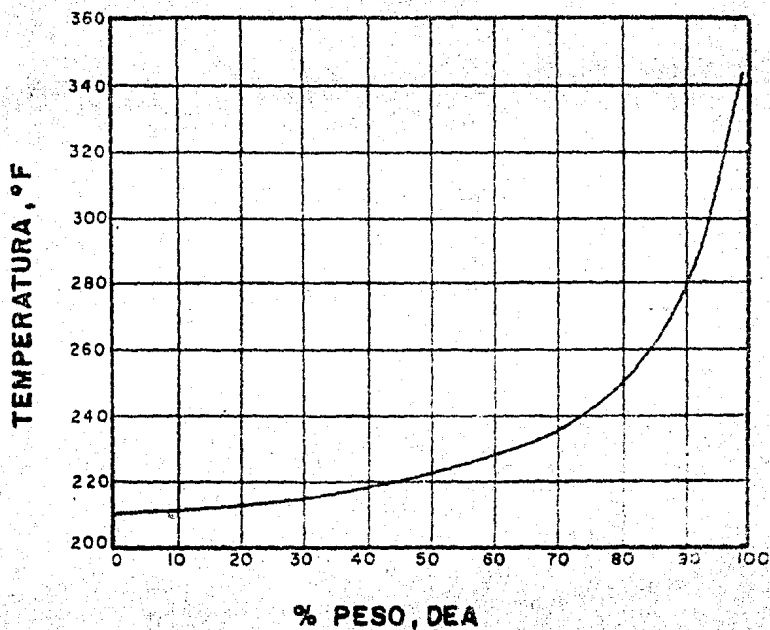
Las consideraciones más importantes que se hicieron para llevar a cabo los balances de materia y energía así como los requerimientos de servicios auxiliares fueron: se disponía de poco espacio para la instalación del proceso de endulzamiento, se debía tratar una corriente gaseosa operando en condiciones tales que no hubiera separación de los condensables en el absorbedor ni en las operaciones intermedias, el absorbente deberá tener la capacidad de regenerarse y poder recircularse al proceso, la corriente gaseosa amarga proviene de los efluentes de la sección de separación de alta presión, no se podía disponer de un sistema de tratamiento para agua de enfriamiento por lo cual este servicio sería proporcionado por el agua de mar directamente, no se disponía de vapor como servicio auxiliar debido a lo cual la - -

energía térmica del rehervidor deberá ser proporcionada por el mismo gas dulce objeto del diseño y la regeneración del carbón activado en el filtro de DEA pobre se haría con aire seco comprimido de límites de batería, para evitar la corrosión de los equipos y aumentar la eficiencia del proceso se dispone de un anticorrosivo y un antiespumante, el agua de lavado empleada en la torre absorbidora será dulce pero en un proceso cíclico. El diseño final de la planta contempla casos de operaciones especiales y anormales descritos en las filosofías de operación.

Una vez efectuada la ingeniería básica del proceso la cual incluye los documentos de: Bases de Diseño, Balances de Materia y Energía, Descripción del Proceso, Lista de Equipo, Criterios de Diseño, Filosofías Básicas de Operación, Hojas de Datos y Diagrama de Flujo de Proceso, se elaboró un Análisis Económico aproximado para comprobar la rentabilidad del proceso. En este estudio como no se tenía un producto que se fuera a vender directamente (gas combustible) sino que se emplearía en las mismas plataformas, se tomó como precio de venta el del gas de las plataformas de compresión que es enviado a tierra para fraccionamiento y distribución en las industrias petroquímicas, es decir, que sin el gas combustible el gas de compresión no podrá ser enviado a tierra y generar un ingreso por la venta de éste. Los resultados importantes obtenidos de este estudio son: Relación Beneficio-Costo y las Utilidades Brutas, las cuales demuestran la conveniencia de integrar una plataforma de endulzamiento que proporcione el gas combustible al resto de las plataformas marinas.

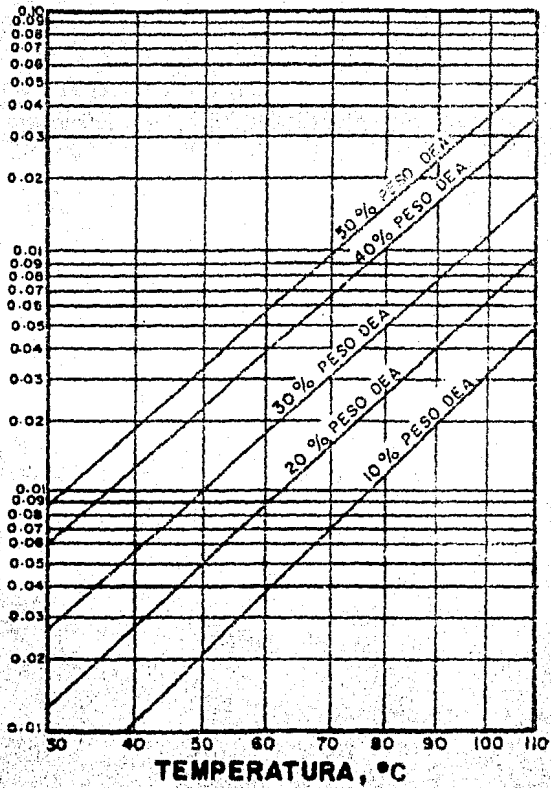
Consideramos importante aclarar que este trabajo está en función del gas que se obtiene de la explotación del yacimiento Abkatun en la Sonda de Campeche.

A P E N D I C E S



**PUNTOS DE EBULLICION DE SOLUCIONES DE DEA
A 1 atm ABSOLUTA**

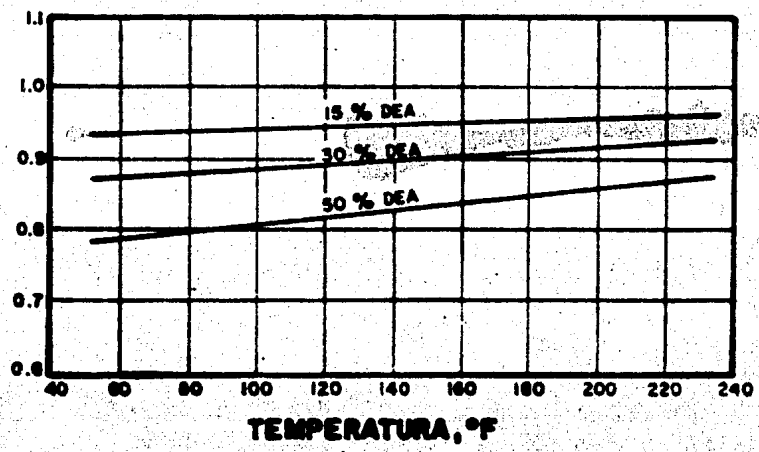
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 1	FECHA. 1986



**PRESION DE VAPOR CONTRA TEMPERATURA
PARA SOLUCIONES DE DEA.**

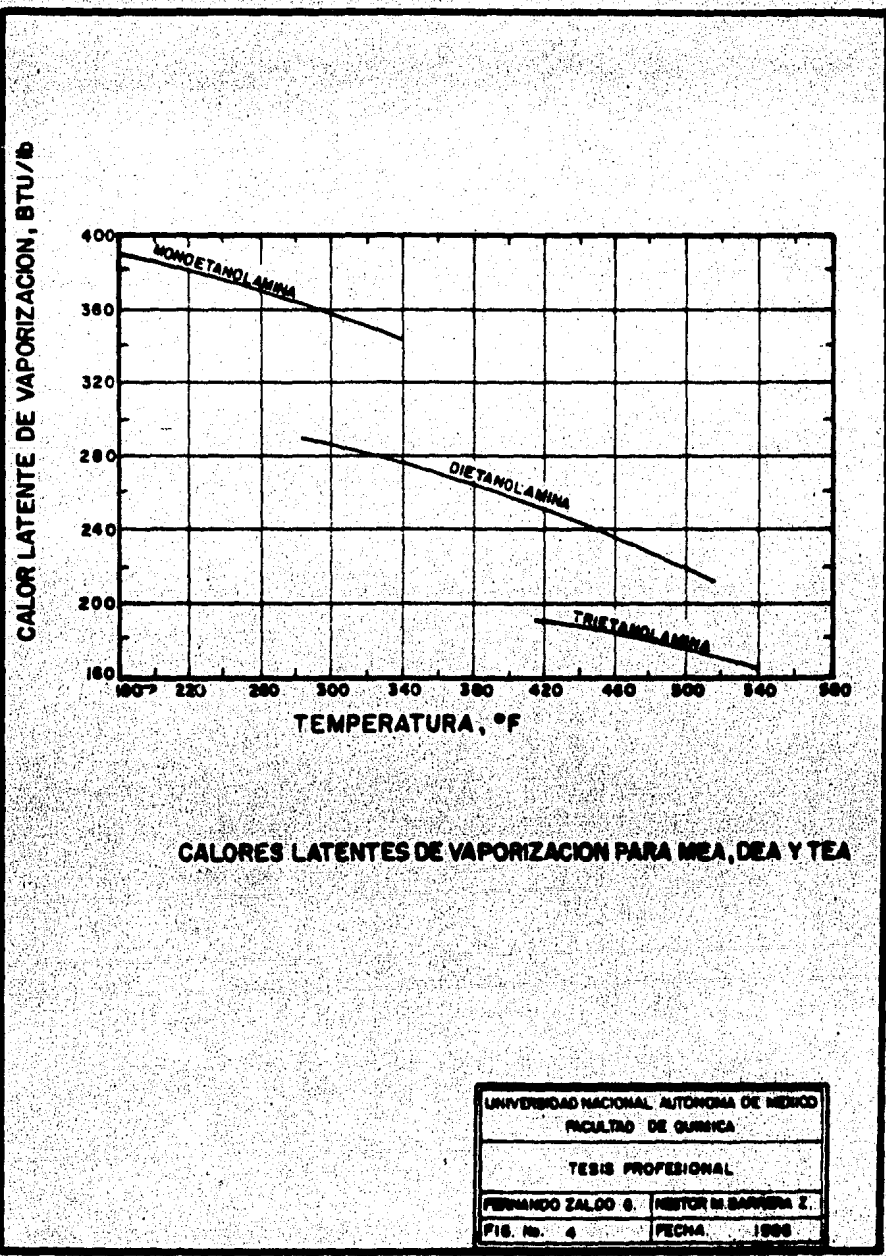
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 2	FECHA. 1986

CALOR ESPECIFICO, BTU/lb, °F



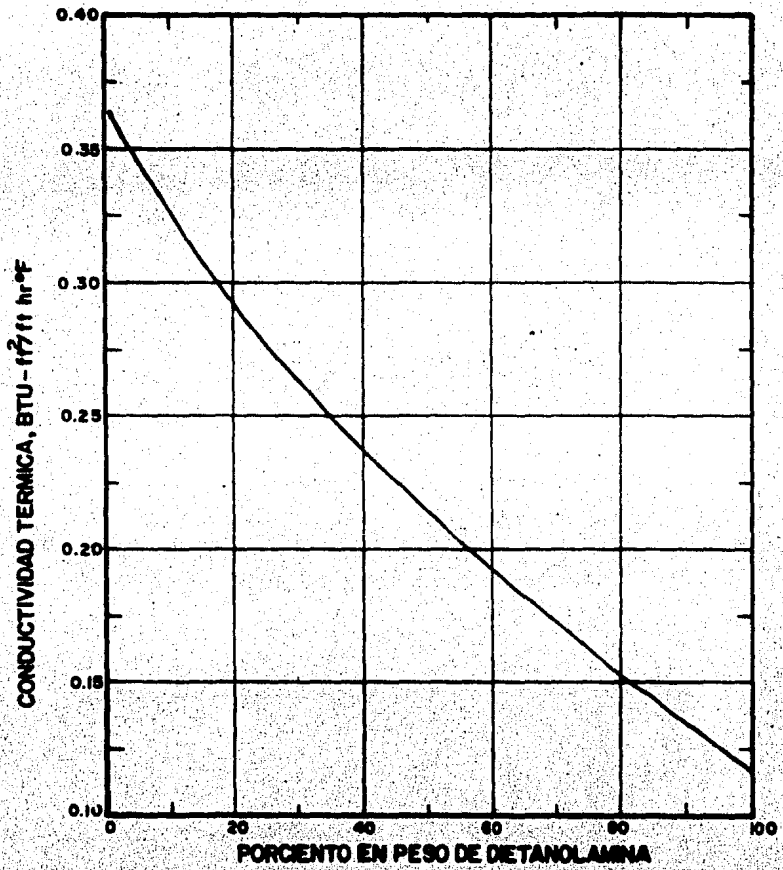
CALOR ESPECIFICO DE SOLUCIONES DE DEA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO S.	NESTOR EL BARBERA Z.
PUB. No. 3	FECHA: 1966



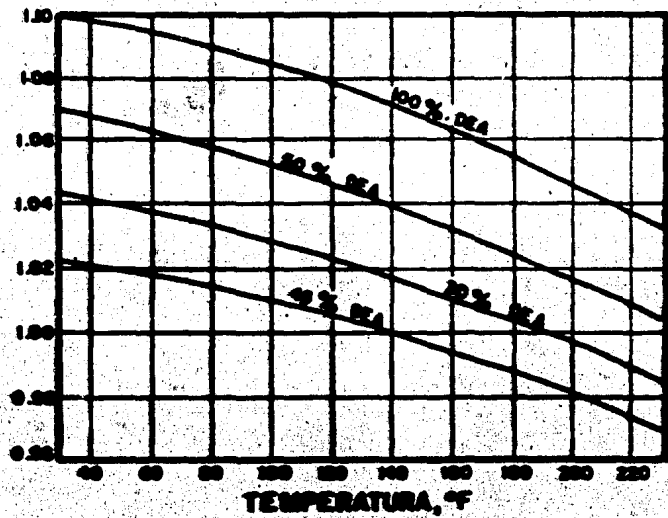
CALORES LATENTES DE VAPORIZACION PARA MEA, DEA Y TEA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
FERNANDO ZALDO S. / HECTOR M. BARRERA E.
FIG. No. 4 / FECHA. 1988



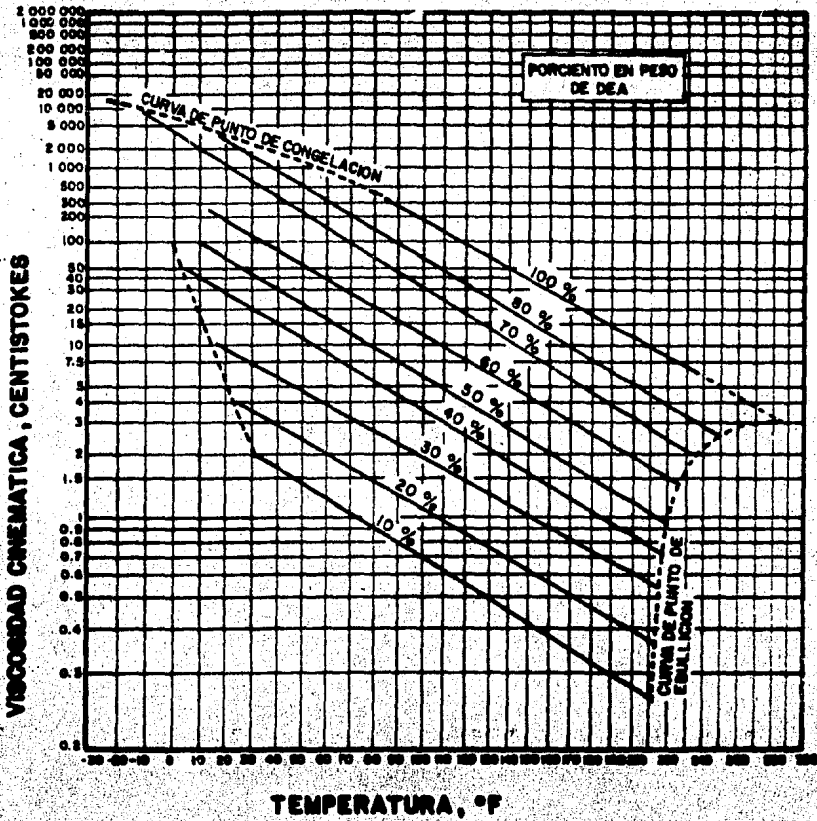
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE QUÍMICA	
TRABAJO PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	ROBERTO M. BARRERA Z.
Pág. No. 8	FECHA. 1986

GRAVEDAD ESPECIFICA (AGUA A 60 °F, 15 °C)



GRAVEDAD ESPECIFICA DE SOLUCIONES DE DEEA

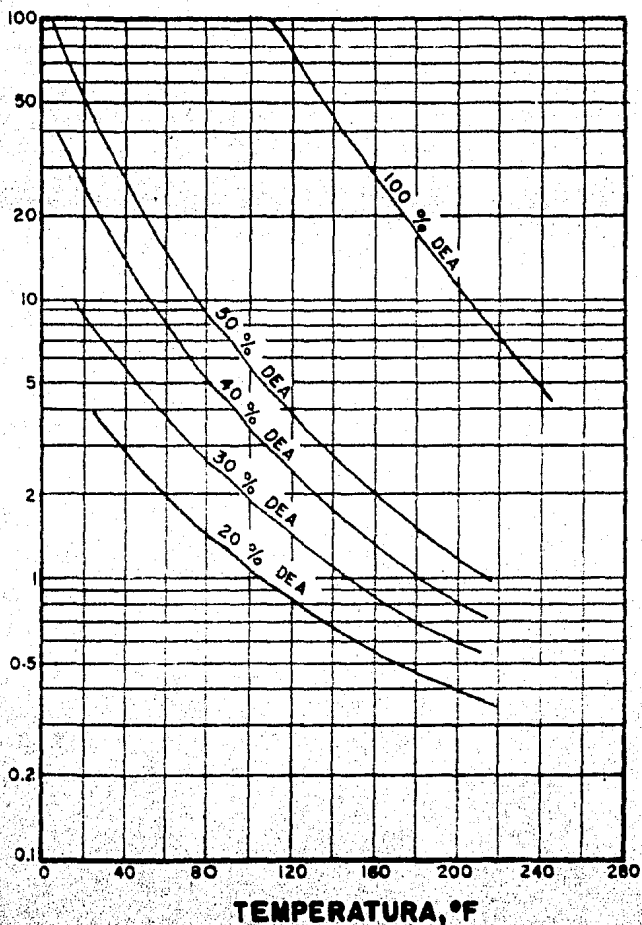
INSTITUTO NACIONAL AUTONOMO DE MEXICO	
SECRETARIA DE QUIMICA	
TITULO PROFESIONAL	
FERNANDO SALES G.	HECTOR CLAYTON Z.
PAG. No. 6	PAGINA. 1996



VISCOIDAD DE SOLUCIONES ACUOSAS DE DEA.

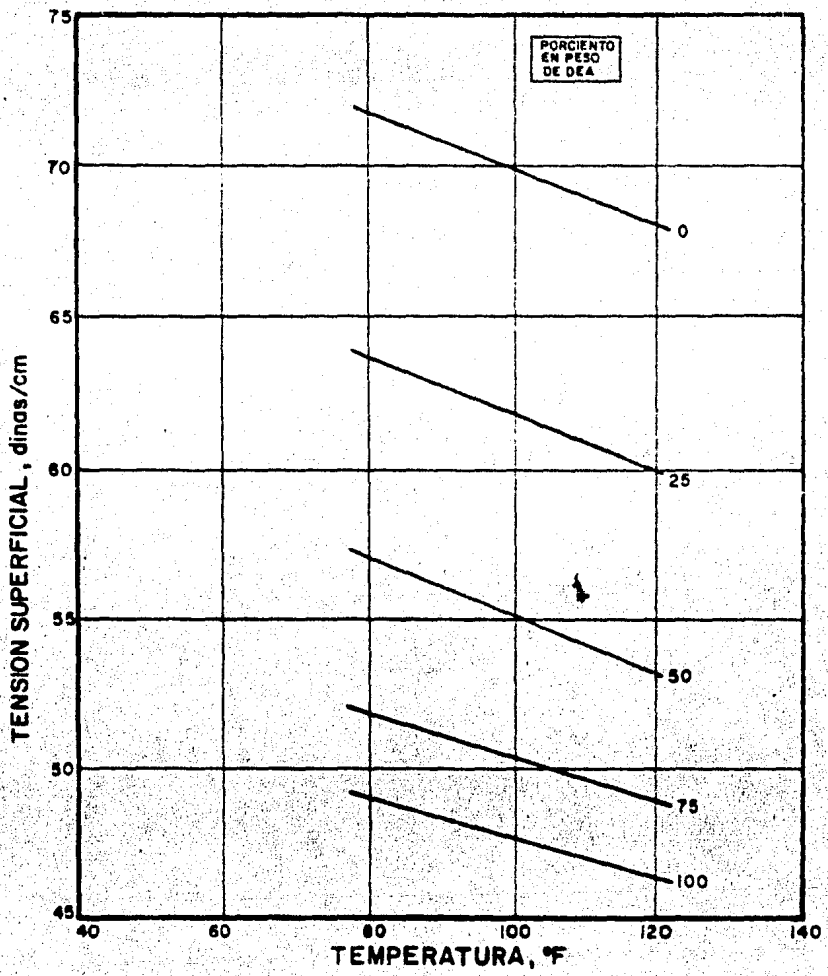
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR H. BARRERA Z.
FIB. No. 7	FECHA. 1966

VISCOSIDAD CINEMATICA, CENTISTOKES

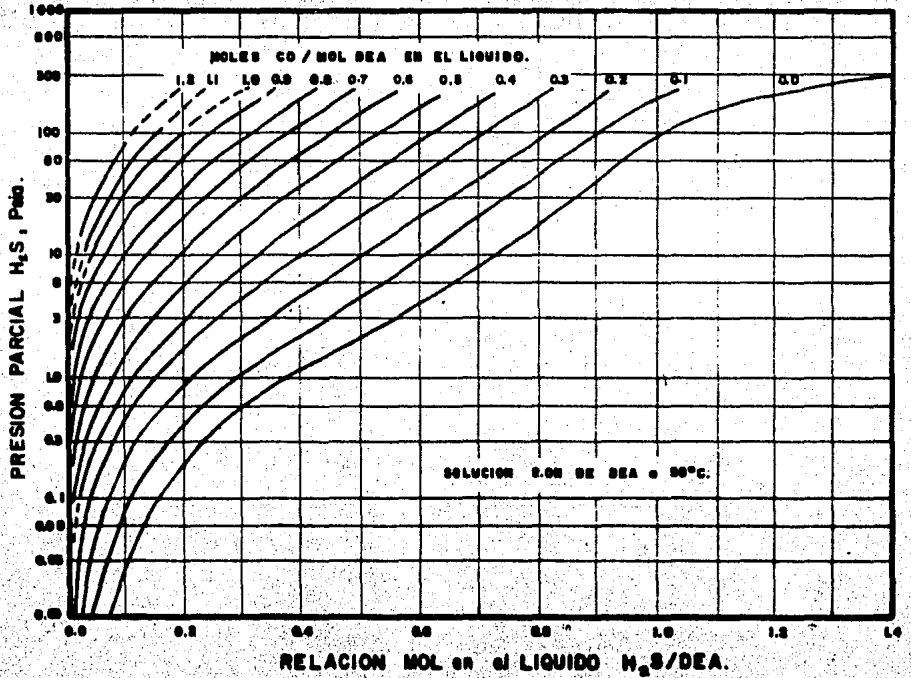


VISCOSIDAD DE SOLUCIONES DE DEA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 8	FECHA. 1986

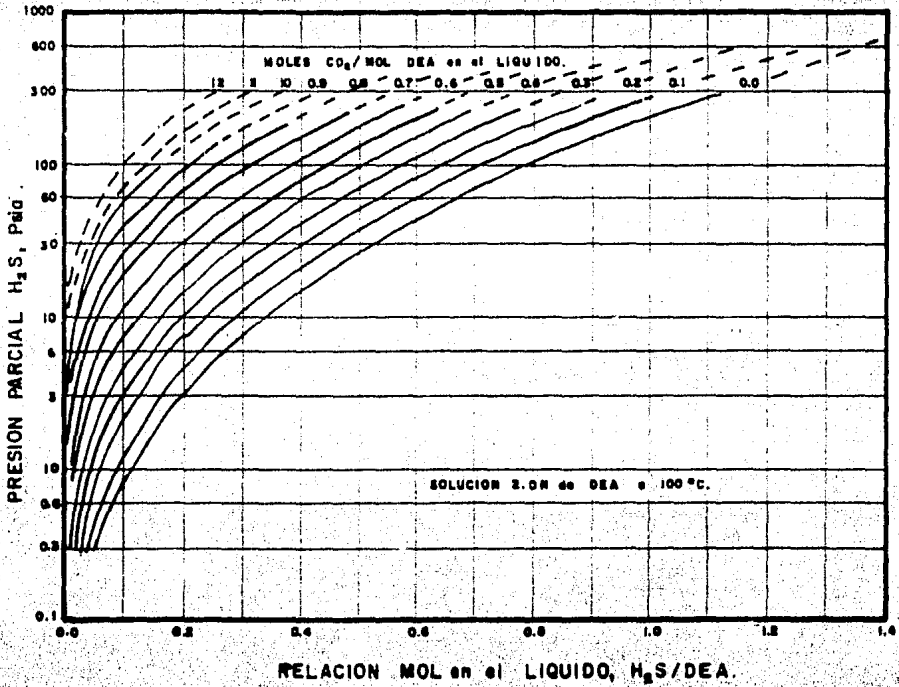


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. No. 9	FECHA. 1986



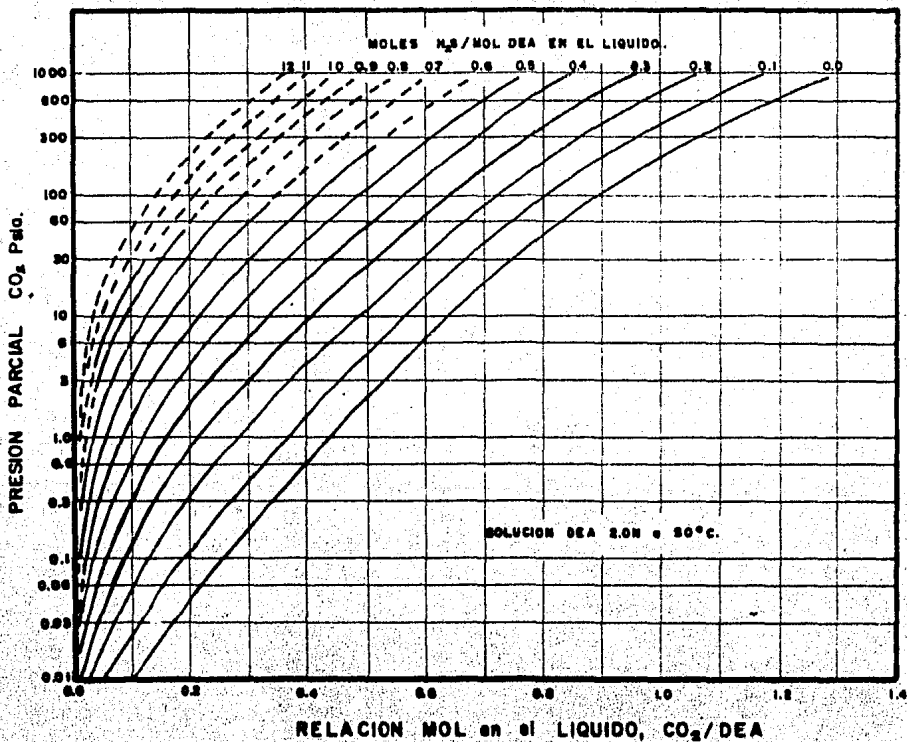
DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA PARA H₂S y CO₂ en DEA 2.0N a 50°C.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° 10	FECHA 1988



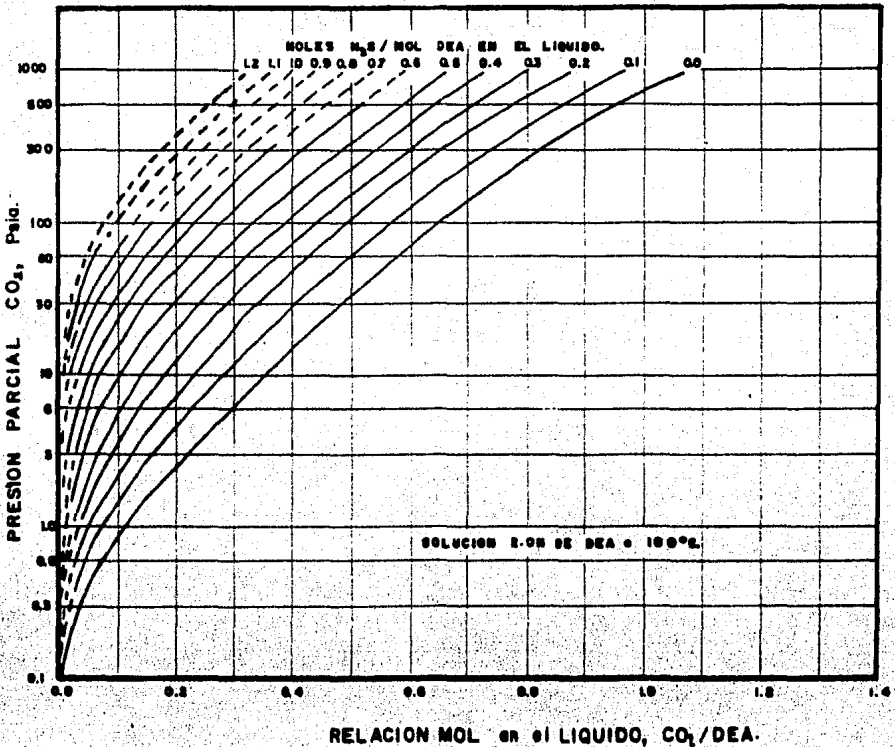
DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA PARA H₂S y CO₂ en DEA
2.0N a 100°C.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° II	FECHA 1986



DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA PARA H_2S y CO_2 en DEA
2.0N a 50°C.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° 12	FECHA 1986



DATOS DE SOLUBILIDAD MUTUA PARA H_2S y CO_2 en DEA 2.0N a 100°C.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA	
TENS PROFESIONAL	
FERNANDO ZALDO G.	NESTOR M. BARRERA Z.
FIG. N° 13	FECHA 1966

B I B L I O G R A F I A

1. Kohl. A.L. and Riesenfeld, F.C., Gas Purification. Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York, 1960.
2. Maddox R.N., Gas and Liquid Sweetening, Chap. 3, 2nd. Ed. 1974.
3. Nonhebel G., Gas Purification Processes, George Newnes Limited, London. 1964.
4. K.J. Fitzgerald and J.A. Richardson, New Correlations Enhance Value of Mono Ethanolamine Process, The Oil and Gas Journal, pp. 110-118, Oct. 24, 1966.
5. Perry J.H. Chemical Engineers Handbook, 4th Ed., McGraw-Hill Co., New York, 1963.
6. K. M. Guthrie, W.R. Grace, Capital Cost Estimating, Reprinted from Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, Mar. 24, 1969.
7. Georges S. Leachman and Garland C. Ellis, Trouble-Free Ethanolamine Gas-Treating Plants, The Oil and Gas Journal, pp. 84-88, July 24, 1961.
8. Don Love, Quick Design Charts for Diethanolamine Plants, The Oil and Gas Journal, p. 88, January 17, 1972.
9. R. N. Maddox and Michael D. Burns, Here are Principal in Designing Stripping Tower, The Oil and Gas Journal, pp. 110-111, Oct. 2, 1967
10. Jefferson Chemicals, Ethanolamine Sweetening Process Design and Operating Consideration Part 1-2, 1963.
11. Butwell Kenneth F., How to Maintain Effective MEA Solutions, Hydrocarbon Processing, pp. 111-113, Vol. 47, No. 4, 1968.
12. Ewing Robert C., Evaluation Points Out Trouble Spots in Amine Plants, The Oil and Gas Journal, pp. 125-129, Oct. 30, 1967.
13. Maddox R.N. and Burns Michael D., MEA Process to be Considered First, The Oil and Gas Journal, pp. 83-85, Aug. 21, 1967.
14. Smith R. F., Tips on DEA Treating, Hydrocarbon Processing, pp. 98-100, July 1972.
15. Key C. Eugene, Treating Ethane-Rich Gas Streams, Hydrocarbon Processing, pp. 120-122, Vol. 47, No. 4, 1968.

16. Eckert Hohn S., Designing Sour Gas Amine Scrubbers & Regenerators Using Packed Towers, Norton Co., Akron, Ohio.
17. Maddox R. N. and Burns Michael D., How to Design Amine Absorbers, The Oil and Gas Journal, pp. 118-121, Sept. 18, 1967.
18. Kern Donald Q., Process Heat Transfer, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1950.
19. Technical Data Book Petroleum Refining, 2nd Ed., American Petroleum Institute, Washington, D.C., 1970.
20. Engineering Data Book, 9th Ed., Natural Gas Processors Association, Tulsa, Oklahoma, 1972.
21. Jefferson Chemical Co., Inc., Mono, Di, Triethanolamines, Technical Brochure, 1964.
22. Maddox R.N. and Burns Michael D., How to Choose a Treating Process, The Oil and Gas Journal, pp. 131-133, Aug. 14, 1967.
23. Maddox R.N. and Burns Michael D., Where and Why to Watch for Symptoms of Corrosion, Joaming, The Oil and Gas Journal, pp. 116-117, Aug. 28, 1967.
24. Jefferson Chemicals, Equilibrium Data for H_2S-CO_2 -Mono. Ethanolamine, March, 1957.
25. Union Carbide and Carbon Corporation, Ethanolamines for Gas Treating, April, 1957.
26. Smith R. F., Tips on DEA Treating, Hydrocarbon Processing, pp. 98-100, July 1972.
27. Scheirman W.L., Filter DEA Treating Solution, Hydrocarbon Processing, pp. 95-96, Aug. 1973.
28. Groves F.A., Willington B.W., Newitt D.M., Regeneration of Mono Ethanolamine in 2 Continuous Carbon Dioxide Absorption Plant. Rep., Trans. Instn. Chem. Engrs., Vol. 32, 1954, Supplement pp. 5108-5117.
29. Blake R.J., Why Reclaim Mono Ethanolamine Solutions?, The Oil and Gas Journal, pp. 130-134, Sept. 9, 1963.
30. Jefferson Gas Treating Briefs, Ethanolamine Process Design and Operating Considerations, Parts 3, 4.

31. Fowler R., Connor H. and Baehl R.A., Emplean moderno proceso, Petróleo Internacional, pp. 24-31, Julio 1976.
32. Perry Ch. R., Several Treating Options Open for Ethane-Recovery Plants, The Oil and Gas Journal, pp. 76-79, May 23, 1977.
33. Tennyson R. N. and Schaaf R.P., Guide lines can help choose proper process for gas-treating plants, the Oil Gas Journal, pp. 78-86, Jan. 10, 1977.
34. Jones, J. H., Froning H. R. and Claytor, E.E., Jr., Solubility of Acidic Gases in Aqueous Mono Ethanolamine, Journal of Chemical and Engineering Data, pp. 85-92, Vol. 4, No. 1, January 1959.
35. Okinaka Yutaka and Dato Takio, Studies on the Solutions for the Absorption of Carbon Monoxide (I & II)., pp. 28-42.
36. Griffith T. F., Gas Sweetening in Field Operation, Gas, pp. 77-79, May, 1970.
37. Swaim, C. D., Jr., Gas Sweetening Processes of the 1960. Hydrocarbon Processing, pp. 127-130, March 1970.
38. Fitzgerald, K. J. and Richardson, J. A., How Gas Composition Affects Treating Process Selection, Hydrocarbon Processing, pp. 125-129, Vol. 45, No. 7, July 1966.
39. Norton Super Intalox Tower Packing, Bulletin 51-72, Norton Company.
40. Norton Pall Rings in Mass Transfer Operations, Bulletin PR-16, Norton Company.
41. Norton Fractionating Trays, Bulletin TR-5, Norton Company.
42. Eckert, J. S., Designing Sour Gas Amine Scrubbers & Regenerators Using Packed Towers, Norton Company.
43. Tower Packing, Bulletin TP-71, Norton Company.
44. Packed Towers Internals, Bulletin TA-80, Norton Company.
45. Tower Packings and Internals, Bulletin 217, 2nd. Ed., Glitsch, Inc.
46. Ballast Tray Design Manual, Bulletin 4900, 3rd. Ed., Glitsch, Inc.

47. Tray Installation and Vessel Revamp, Bulletin 575, Glitsch Field Services, Inc.
48. Natural Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, 9th Ed., 1972.
49. Kohl, A. L. Riesenfeld F. C., Gas Purification, Chemical Engineering, 15 Junio 1959, pp. 127-178.
50. Baker, G. H. Jr, Corrosion Free Gas Sweetening, Hydrocarbon Processing, Agosto 1975, pp. 113-114.
51. Goar Bene B. Today's Gas Treating Processes, Howe-Baker Engineers, Inc., Tyler, Texas.
52. Hydrocarbon Processing. Handbook. Abril 1973. pp. 90-102.
53. Petróleos Mexicanos. Memorias de Labores. 1984.
54. La Formulación y Evaluación Técnico-Económica De Proyectos Industriales. Ing. Humberto Soto Rodríguez. Ing. Ernesto Espejel Zavala. Ing. Héctor F. Martínez Frías. 2a. Edición, 1978. Editovisual CENETI.
55. Betz de México, S. A. de C. V., Catálogos.
56. SNPA-DEA. Hydrocarbon Processing, Apr. 1975, pp. 95.
57. PECO ROBINSON. Filtration and Separation Equipment. Catálogos.
58. De María y Campos Pérez Yolanda. "Análisis del Sistema Regeneración en Plantas Endulzadoras con Proceso Girbottol", Tesis, México, D. F. 1978.
59. Estrada Rodríguez, A. R. y Del Rosal Díaz R. "Eliminación de Gases Acidos de una corriente de Gas Natural", Tesis, México, D. F., 1974.