



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ELIMINACION DE GASES ACIDOS DE UNA  
CORRIENTE DE GAS NATURAL

307

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A N

**Rodolfo del Rosal Díaz**

**Anibal Rodolfo Estrada Rodríguez**

México, D. F.

1974



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

CLAS. Tesis

AÑO 1974

FECHA

PROC. M-t. ~~OT~~

93



QUIMICA

**JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA**

<b>PRESIDENTE</b>	<b>ING. JOSE GIRAL BARNES</b>
<b>VOCAL</b>	<b>ING. JORGE MARTINEZ MONTES</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>ING. OSCAR E. RUIZ CARMONA</b>
<b>1er. SUPLENTE</b>	<b>ING. CUBERTO RAMIREZ CASTILLO</b>
<b>2do. SUPLENTE</b>	<b>ING. LUCIA ARCINIEGA CARRILLO</b>

**SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA**

**CIUDAD DE MEXICO**

**SUSTENTANTES**

**RODOLFO DEL ROSAL DIAZ**  
**ANIBAL RODOLFO ESTRADA RODRIGUEZ**

**ASESOR DEL TEMA**

**ING. OSCAR E. RUIZ CARMONA**



A MIS PADRES  
CON PROFUNDA ADMIRACION Y  
RESPECTO

## INDICE

CAP.		Pag
CAP. I	INTRODUCCION	
	Generalidades	1
	Objetivo	2
CAP. II	DIVERSOS PROCESOS EXISTENTES	
	Generalidades	5
	Descripción de los Procesos	6
CAP. III	BASES DE DISEÑO	
	Generalidades	21
	Especificaciones	22
CAP. IV	ANALISIS PRELIMINAR DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS	
	Generalidades	24
	Criterios de Selección	24
	Selección Preliminar	25
	Tabla comparativa	46
CAP. V	SELECCION DEL PROCESO	
	Generalidades	47
	Consideraciones Técnicas	48
	Método de Cálculo	48
	Consideraciones Económicas	62
	Comentarios y Conclusiones	69
APENDICES		72
BIBLIOGRAFIA		87

A NUESTROS MAESTROS

NUESTRO AGRADECIMIENTO:

A IBM DE MEXICO POR LAS FACILIDADES PRESTA  
DAS PARA LA REALIZACION DE UNA PARTE DE ES  
TE ESTUDIO.

AL DR. JAVIER FERNANDEZ PACHECO Y AL ING.  
ALFONSO SALAZAR CARDENAS.

## I. INTRODUCCION

### I.1. Generalidades

→ 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 ó vender el gas (75, 76, 103).

→ 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, así como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de su industria petroquímica(109), el cuál se basa en los compuestos derivados del etileno, propileno, benceno y xilenos.\*

→ Para la utilización del gas natural como combustible, es necesario disminuir el contenido de ácido sulfhídrico 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 en donde se utilice, debido a la formación de  $SO_2$  (bióxido de azufre).

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 bastante seguro del mismo, por lo cuál también es indispensable abatir el contenido de ácido sulfhídrico, gas que es verdaderamente tóxico (108).

Para la obtención de etileno y propileno se requiere gas natural con un mínimo contenido de gases ácidos, los cuáles aumentan — considerablemente los problemas de corrosión de una planta de recuperación de etano (80, 149)., además, la presencia de estos contaminantes causa serios problemas en la operación del proceso, debido a las bajas temperaturas a que se trabaja (149).

---

\* El estudio de integración de los dos primeros (derivados directos del gas natural) se muestra en las tablas I y II(Apéndice III).

---

## I.2. Objetivo

El objetivo de éste estudio es seleccionar el proceso económica mente más atractivo para el endulzamiento de gas natural, para lo — cuál se analizan diferentes alternativas entre los procesos comer— cialmente aceptados en la industria de la refinación de derivados — del petróleo (63) (Apéndice III).

La mayoría de los procesos que se analizan contienen las innova— ciones tecnológicas en el tratamiento de gas natural, desarrollados en la década de los sesentas (Tabla III) (128).

Para la presentación de este estudio se utilizan tanto los méto— dos tradicionales, como el método de módulos básicos (1,19,137) (A— péndice I), el cuál representa la función característica de un equi— po dentro de un proceso y surge como una nueva herramienta que faci— lita la interpretación y desarrollo de los conceptos fundamentales — del proceso, lo cuál permite realizar con cierta facilidad la adapta— ción de procesos con distintas capacidades. Para realizar los cálou— los de balance de materia y energía, se utiliza un método basado en el lenguaje de computación "APL: A Programming Language" ( 11, 12, — 38, 152), con el cuál se logran obtener a un mismo tiempo, además de los resultados anteriores, los resultados del dimensionamiento de los equipos de los procesos que resulten adecuados, lo que permite una fase e inmediata comparación entre los mismos. Las característi— cas de este lenguaje le permiten ser una herramienta muy útil para el desarrollo de éste tipo de estudios (150, 60) (Apéndice II).

TABLA III

PROCESOS PARA ENDULZAR GAS NATURAL

PROCESO	EXTRAE		MEDIO	ESTADO
	H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>	ABSORBENTE	
<b>Absorción Química con un líquido</b>				
<b>Aloanolaminas</b>				
Girbotol	+	+	R-NH <sub>2</sub>	Activo
Monoetanolamina	+	+	MEA	Activo
Dietanolamina	+	+	DEA	Activo
Trietanolamina	+	+	TEA	N.I.C.
Metil Dietanolamina	+		MDEA	N.I.C.
Econamina	+	+	DGA/Econamina	Activo
SNPA-DEA	+	+	DEA	Activo
ADIP	+	+	ADIP	Activo
Sulfinol	+	+	Sulfolane/DIPA	Activo
<b>Soluciones de Sales Alcalinas</b>				
Catacarb	+	+	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> caliente	Activo
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> caliente	+	+	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> caliente	Activo
Giammarco Vetrocoke (CO <sub>2</sub> )		+	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Activo
Alkacid	+	+		Activo
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> al vacío	+		K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	N.I.C.
Trifosfato de Potasio	+		K <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Activo
Seabord	+			N.I.C.
Benfield	+	+	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /Benfield	Activo

TABLA III (Cont.)

PROCESO	EXTRAE H <sub>2</sub> S CO <sub>2</sub>	MEDIO ABSORBENTE	ESTADO
<b>Absorción Química y/o Física</b>			
Purisol	+	NMP	Activo
Estasolvan	+	TBP	Activo
Solvente Fluor	+	Propilen Carbonato	Activo
Selextol	+	DMPEG	Activo
<b>Absorción-Oxidación con Líquido</b>			
Giammarco Vetrocoke (H <sub>2</sub> S)	+	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /Arsenitos	Activo
Ferrox	+		Activo
Manchester	+		Activo
Taylor	+		Activo
Strettford	+	Solución Strettford	Activo
Takahax	+	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> Naftaquinona	
Townsend	+	TEG	
Lacy-Keller	+		
Sulfonly	+	Sulfonly	
Freeport	+		
<b>Camas Sólidas</b>			
Oxido de Hierro	+		Activo
Mallas Moleculares	+	+	Activo
Haynes	+		Activo

## II.-DIVERSOS PROCESOS EXISTENTES.

### II.1.-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] (103). El resto basa su operación en la adsorción física de los gases ácidos en sólidos. Así [podemos clasificarlos tanto por la forma en que efectúan la eliminación como por el medio que utilizan como absorbente o adsorbente.] El primer gran grupo es el que emplea como absorbente un solvente orgánico; dentro de este grupo merecen una mención especial, y forman en sí un grupo aparte debido a su importancia, los de alkanolaminas (MEA, DEA, TEA, DGA) (68) Otro grupo también importante lo forman los procesos que operan con carbonatos (de Sodio y Potasio) calientes, ó sales inorgánicas (7).-- El último grupo de procesos lo forman aquéllos que eliminan los gases mediante una adsorción física (63, 82, 103).

A continuación, a manera de sumario, [tenemos un cuadro de la clasificación de los procesos:

Absorción con	Adip
Solventes Orgánicos	Estasolvan
	Flúor
	Purisol
	Selexol
	Strettford
	Sulfinol



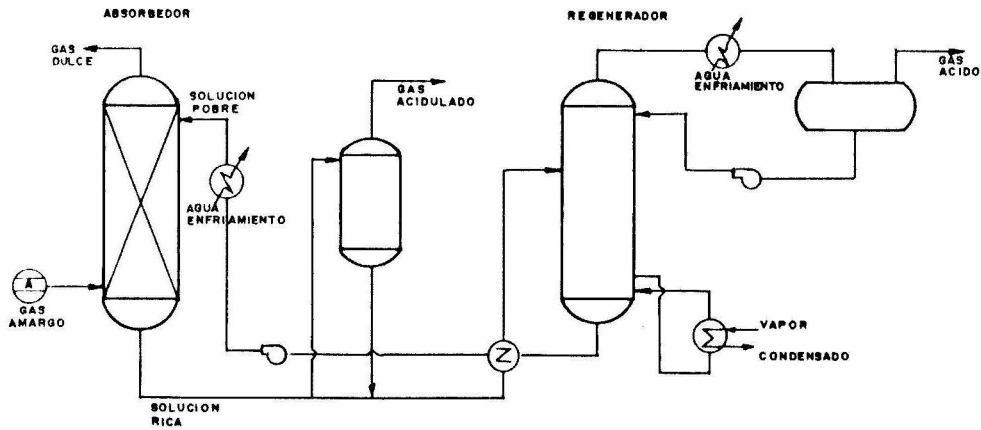
Absorción con Alkanolaminas	Diglicol Amina (Econamina) Girbotol MEA DEA TEA SNPA-DEA
Absorción con Carbonatos calientes y Sales Inorgánicas	Amoníaco Benfield Carbonato de Potasio Caliente Catasarb Gianmarco Vetrocoke (CO <sub>2</sub> ) Gianmarco Vetrocoke (H <sub>2</sub> S)
Absorción Física	Mallas Moleculares Fierro Carbón Activado ←

## II.2.-Descripción de los procesos:

→ Varios de los procesos anteriores 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 (115).

→ II.2.a.-Caso I.-Adip (63), Econamina (62), Girbotol (83), SNPA-DEA (142), y Sulfinol (27).

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 -



ELIMINACION GASES ACIDOS	
CASO I	
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA U N A M	1974

regenerado, en una columna de absorción, y sale como gas dulce producido del fondo de la misma. El solvente regenerado se introduce por el -domo de la columna a una temperatura igual ó 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, que es la equipada con un rehervidor de vapor, -y salen de la misma como 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.

#### Módulos Básicos 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 gas ácido y solvente pobre ó regenerado. El módulo de almacenamiento contiene el solvente virgen. El módulo de transporte mecánico tiene por objeto aumentar la presión

b

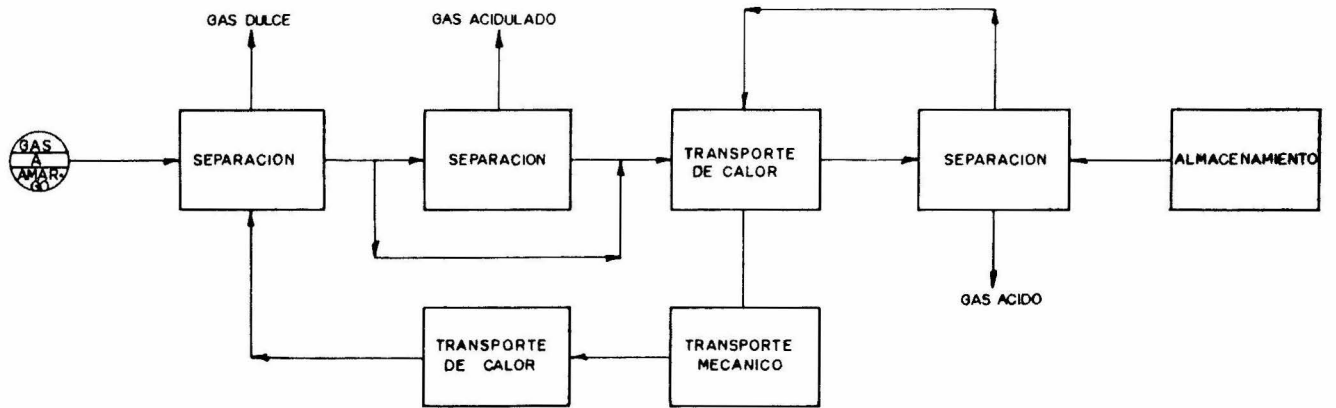


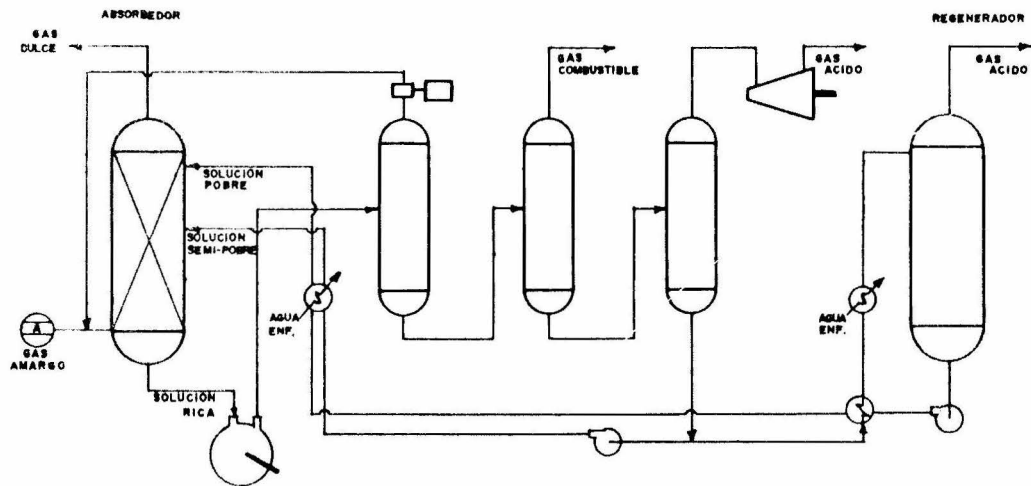
DIAGRAMA DE MODULOS BASICOS  
CASO I  
FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

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.

→ II.2.b.-Caso II.-Estasolván (45), Fluór (16), Rurisol (61) y Salsol (59).

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 ó 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 (2 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 semi-pobre 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 semi-pobre, producto de la sección de regeneración por reducción a 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.



ELIMINACION GASES ACIDOS	
CASO II	
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA U N A M	1974

Turbinas hidráulicas para el solvente rico y 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 efectos de enfriamiento.

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

#### Módulos Básicos 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 semi-pobre. El primer módulo de transporte de calor tiene por objeto calentar una parte del solvente semi-pobre y enfriar el solvente regenerado. En el tercer módulo de separación se obtiene gas ácido y solvente pobre ó regenerado. 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 como el solvente semipobre, que se envían al primer módulo de separación. El segundo módulo de transporte mecánico sirve para elevar la presión del solvente semi-pobre, y puede aprovechar la energía recuperada en el primer y segundo módulos de separación.

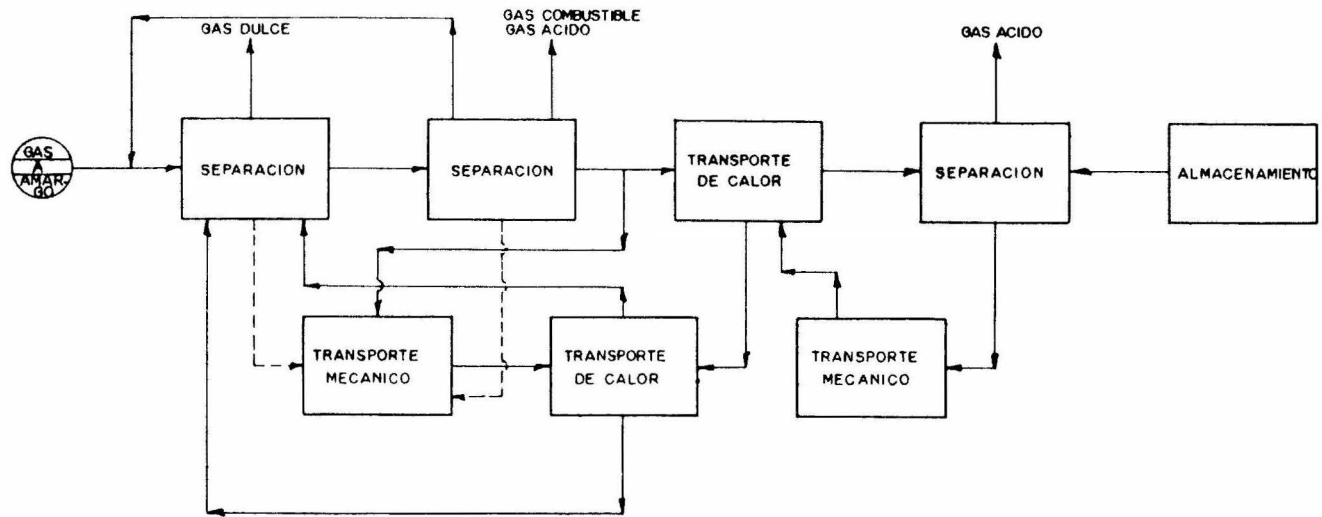


DIAGRAMA DE MODULOS BASICOS  
CASO II  
FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M



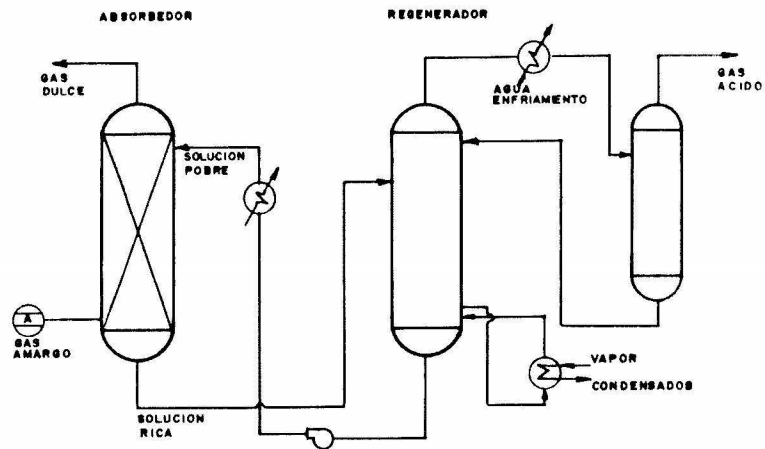
II.2.e.-Caso III.-Benfield (8), Carbonato de Potasio Caliente (7) Catacarb (39), Giannareo Vetrocoke (CO<sub>2</sub>) (90) y NH<sub>3</sub> anódico (101).

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 contra-corriente, con la solución pobre ó 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 ó ligeramente más alta que la de entrada del gas, aproximadamente 230°F, y sale por el fondo de la columna ya como solución rica en gases ácidos. Esta solución rica se envía a la columna de regeneración; los gases ácidos se desorben en ésta columna, que esta equipada con un rehervidor de vapor, y salen de la misma como 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.

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 se aumenta la velocidad de absorción, y por lo tanto, la economía del proceso.

Módulos Básicos del Proceso:



ELIMINACION GASES ACIDOS

CASO III

TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUIMICA  
UNAM

1974

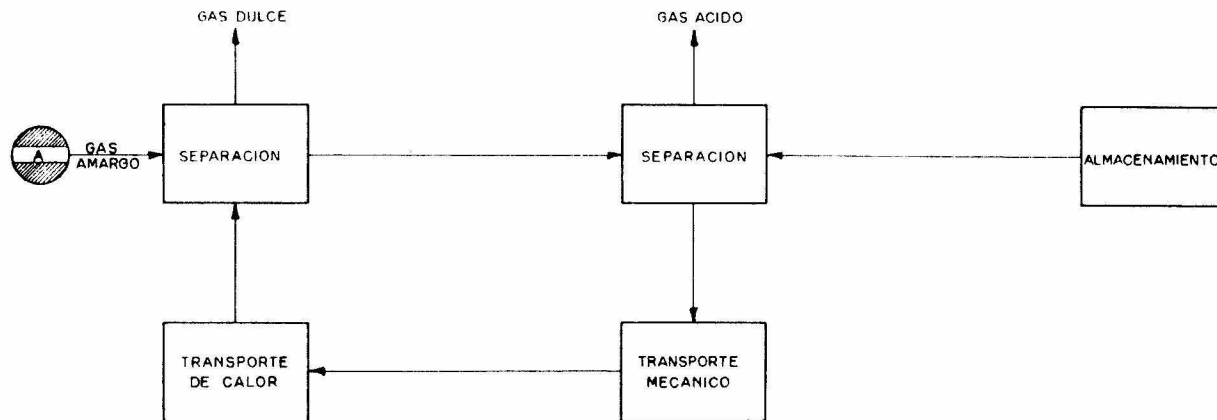


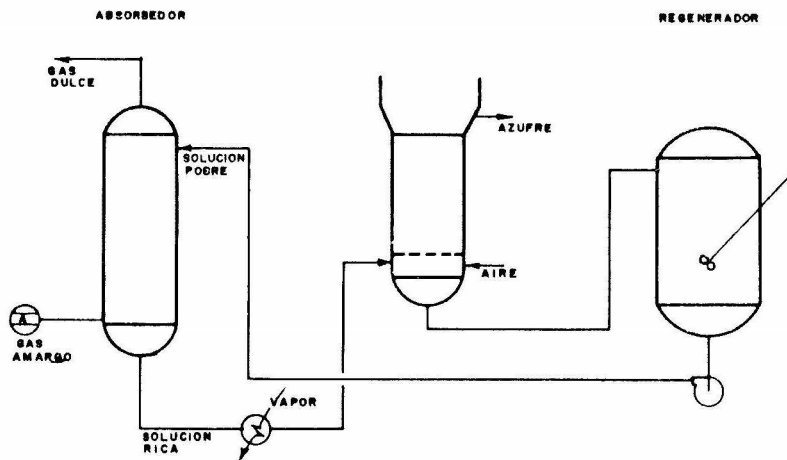
DIAGRAMA DE MODULOS BASICOS  
CASO III  
FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

El proceso consta de cinco módulos básicos, dos de separación, uno 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 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.

#### II.2.d.-Caso IV.-Gianmarco Vetrococke ( $H_2S$ ) (92) y Strettford (42)

El proceso se basa en la absorción química regenerativa de ácido sulfhídrico mediante una solución de sales inorgánicas ó una mezcla de éstas con un solvente orgánico. El gas amargo alimentado se pone en contacto, a contracorriente, con la solución pobre ó 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 atmosfera 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 homogenizar la solución pobre que se envía, mediante una bomba de recirculación, al domo del absorbedor.

#### Módulos Básicos del Proceso:



ELIMINACION GASES ACIDOS	
CASO IV	
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA UNAM	1974

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 ha de pasar por el primer módulo de separación, donde se produce gas dulce y solución rica. El módulo de transporte 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 homogenizar la solución regenerada. El segundo módulo de almacenamiento contiene la solución virgen. El segundo módulo de transporte mecánico sirve para enfriar la solución, regenerada y homogeneizada, al primer módulo de separación.

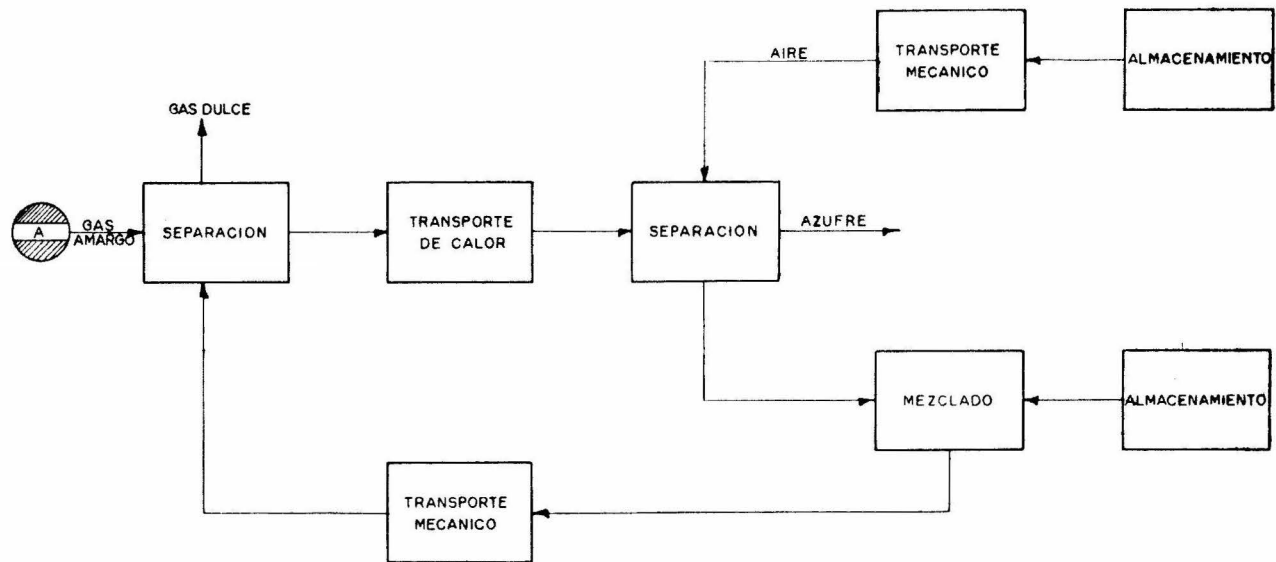


DIAGRAMA DE MODULOS BASICOS  
 CASO IV  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 U N A M

### III.-BASES DE DISEÑO.

#### III.1.-Generalidades:

Las características del gas natural que sirven de base a éste estudio se seleccionaron de acuerdo a las composiciones y condiciones de presión y temperatura que se presentan comunmente en el medio Mexicano.

#### → III.2.-Función:

Se quiere operar una planta para eliminar los gases ácidos de una corriente de gas natural hasta alcanzar las especificaciones de línea (5) necesarias para el procesamiento posterior del gas.

- 0.25 granos de  $H_2S$ /100 SCF y
- 0.3% mol  $CO_2$ .

#### → III.3.-Tipo de Proceso:

Se va a seleccionar el proceso más atractivo de entre los procesos descritos en el Capítulo II.

#### III.4.-Capacidad:

Se requiere que la planta tenga una capacidad de diseño - de 200 MM PCD 60°F y 1 atm.

#### → III.5.-Especificaciones de la Alimentación:



### III.5.a.-Gas Amargo

Componente	% mol
HC	92.5
CO <sub>2</sub>	4.5
H <sub>2</sub> S	3.0
Total	100.0

### III.5.b.-Flujo

200 MM PCD

### → III.6.-Especificaciones de los productos:

#### III.6.a.-Gas dulce

Componente	% mol base seca
HC	99.7
CO <sub>2</sub>	0.3
H <sub>2</sub> S	4 ppm
Total	100.0

#### III.6.b.-Gas ácido

Componente	% mol base seca
HC	0.1

### III.7.-Condiciones de la alimentación a la entrada de la planta:

Estado Físico	Presión (psig)			Temperatura (°F)		
	Min.	Nor.	Max.	Min.	Nor.	Max.
Gaseoso	180	200	240	100	110	120

### III.8.-Condiciones de los Productos a la Salida de la Planta:

Producto	Estado F.	Presión (psig)	Temperatura (°F)
Gas dulce	Gaseoso	180 (min)	120 (max)
Gas ácido	Gaseoso	10 (min)	120 (max)

### III.9.-Servicios Auxiliares:

#### III.9.a.-Vapor

Tipo	Presión (psig)	Temp. (°F)	Disponibilidad	\$/ton
Alta	600	600	Ilimitada	16
Media	275	520	Ilimitada	14
Baja	80	324	Ilimitada	9

#### III.9.b.-Condensado

Presión (psig)	Temperatura (°F)	\$/M <sup>3</sup>
40	292	0.23

#### III.9.c.-Agua de enfriamiento (De río)

Tipo	Presión (psig)	Temperatura (°F)	\$/M <sup>3</sup>
Alimentación.	50	90	0.013
Retorno	30	115	

### III.10.-Condiciones Climatológicas

Presión	760 mm Hg
Tipo de atmósfera	Corrosiva

#### IV.-ANÁLISIS PRELIMINAR DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS.

##### IV.1.-Generalidades:

El análisis de las diversas alternativas se desarrollará en forma particular a cada proceso, independientemente del grupo a -- que pertenezca, señalando en cada caso las ventajas y limitaciones que se presenten; lo anterior proporcionará un argumento para seleccionar las posibilidades más adecuadas a éste estudio, las cuáles se analizarán posteriormente en la evaluación final de los procesos.

##### → IV.2.-Criterios de Selección del Proceso (48, 49, 52):

La selección preliminar del proceso se llevará a cabo en base a tres conceptos fundamentales (75, 76, 82):

i) Naturaleza del medio absorbente, el cuál va ligado algunas veces a las facilidades de suministro.

ii) Naturaleza del gas a tratar, particularmente su contenido de impurezas.

iii) Pureza requerida del gas producto, dependiente del uso posterior del mismo.

##### → IV.2.a.-Naturaleza del medio absorbente (72, 89)

El medio absorbente debe de tener, en mayor ó 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 ó por calentamiento
- Baja presión de vapor
- Baja viscosidad
- Bajo punto de congelación
- Estabilidad química
- Bajo grado de corrosión
- Bajo precio

→ IV.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

IV.2.c.-Pureza requerida del gas producto (5)

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

Composición  
 Presión  
 Temperatura

→ IV.3.-Selección 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	92.5	99.7	0.1 max
CO <sub>2</sub> , % mol	4.5	0.3	58.4.
H <sub>2</sub> S, % mol	3.0	4 ppm	41.5
Flujo, MMPCD	200	—	—
Presión, Psig	200	180	10
Temp., °F	110	120 max	120 max

#### IV.3.a.-Adip (63).

El proceso utiliza como medio absorbente una solución acuosa alcalina, de nombre comercial Adip. Las características de operación permiten procesar gas amargo sin restricciones en su contenido de gases ácidos, eliminándose, dentro de un rango de presión de operación de 0 a 700 psig, parcialmente el CO<sub>2</sub> y sustancialmente el H<sub>2</sub>S, - hasta obtener gas dulce producto con 4 ppm de H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> no extraído.

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 máximo. 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 las altas temperaturas que se requieren en la regeneración del solvente, éste, en presencia de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, se degrada a compuestos no regenerativos, perdiéndose 2 lb/MMPCD

de gas tratado, aproximadamente.

No se han reportado datos sobre la capacidad instalada de el proceso. En México no existe.

[El solvente es no corrosivo, por lo que se puede utilizar acero al carbón como material de construcción.]

Una de las limitaciones que presenta el proceso es el costo por derecho de transferencia de tecnología. La licencia está bajo la firma Shell International Research.

[Considerando que se necesita un proceso que elimine el  $\text{CO}_2$  hasta un nivel de 0.3%, el proceso Adip no cumple con los requerimientos preliminares.]

#### IV.3.b.-Econamina (62, 65, 73, 105)

El proceso utiliza como medio absorbente una solución acuosa del  $\beta\beta$ -hidroxiamino etil-éter de nombre comercial Diglycolamina. 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, obteniéndose un gas dulce - producto con 0.3% de  $\text{CO}_2$  y 4 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ .

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 máximo. La solución tiene generalmente 65% peso de DGA ó más, lo que permite reducir el gasto de solvente en un 25-40%, comparado con un tratamiento con monoetanolami

na. La principal limitación del proceso es la tendencia a la formación de altos productos de degradación, la cual se previene usando una técnica de redestilación, que purifica parte de la solución tratada, aún así se pierden 3 lb/MMPCD de gas tratado.

[ El solvente es corrosivo, sobre todo a altas temperaturas por lo que es necesario usar acero inoxidable como material de construcción de los equipos de transferencia térmica.

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." (63).

→ Considerando que para el problema se necesita una presión de operación de 200 psig, como máximo, el proceso Econamina no cumple con los requerimientos preliminares.←

#### IV.3.e.-Girbotol (13, 28, 29)

Los agentes que se utilizan para la extracción de gases ácidos son soluciones acuosas de Etanolaminas, mono (MEA), di (DEA), y tri (TEA). Cada una de ellas tiene diferentes propiedades, por lo mismo la primera se utiliza 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 tri-etanolamina por las dificultades que presentan su regeneración y alto costo no tiene mucha aceptación comercial. Las características de operación del proceso permiten tratar gas amargo con una concentración pequeña ó media

na de gases ácidos, aproximadamente un máximo de 25% de  $\text{CO}_2$  y 25% de  $\text{H}_2\text{S}$ . El proceso opera a presiones que van de la atmósfera a 1200 psig alcanzando las más estrictas especificaciones de línea (0.3% de  $\text{CO}_2$  y 0.25 gramos  $\text{H}_2\text{S}/100$  PCSD).

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 máximo.

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 sulfuro de carbonilo ó con disulfuro de carbono [formando compuestos no regenerativos.] [El proceso presenta el problema de producir espuma lo cual reduce la eficiencia de la planta y aumenta - más las perdidas de amina,] estos efectos combinados provocan una pérdida total 2 lb/MMPCD de gas tratado.

Por otra parte, [las etanolaminas presentan el problema de corrosión (20, 84), 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 existen tres plantas instaladas, una en etapa de arranque, una - en etapa de construcción y dos en fase de diseño, con una capacidad - total de 925 MMPCD<sup>+</sup>.

---

<sup>+</sup>Datos correspondientes a 1972.

---



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

[De acuerdo a los requerimientos preliminares el proceso - girbotol es una alternativa adecuada.]

#### IV.3.d.-SNPA-DEA (63, 142)

El medio absorbente empleado es una solución acuosa de -- Dietanolamina a concentraciones basadas en la experiencia de escala - comercial anterior, para obtener una mejor economía. El contenido Total de gases a eliminar debe de ser de 10% mínimo, para que el proceso sea comercialmente aceptable. El gas dulce obtenido alcanza las especificaciones convencionales de línea de [2% ó menos de CO<sub>2</sub> y 0.25 gr. H<sub>2</sub>S/100 PSCD.] La extracción de impurezas del gas amargo se efectúa a una presión que va de 600 a 1,100 psig.

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 máximo.

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 PCS tratados/gal. sol., y un especial cuidado con la solución pobre para mantener un bajo nivel de sólidos, productos corrosivos e hidrocarburos. Este da por resultado una operación estable a través de un amplio rango de condiciones con poca tendencia a la formación de espuma y por lo tanto amplia flexibilidad en el Flujo de Operación. Una de las ventajas del proceso es -- que no requiere ningún paso intermedio de operación entre la unidad -

SNPA-DEA y la unidad recuperadora de Azufre, independiente de la composición ó de la naturaleza de los hidrocarburos en la corriente de gas amargo. Las pérdidas del solvente son del orden de 2 lb/MMPCD de gas tratado.

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

La capacidad instalada total es de 2000 MM PCD y están en construcción plantas para tratar quinientos MM PCD. 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 el licenciador del proceso.

{ 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. }

#### IV.3.e.—Sulfinol (27, 32, 33, 34)

El proceso se basa en el uso de un solvente orgánico de nombre comercial Sulfolane (dióxido de tetrahidrotiófeno) mezclado — con un Alcanolamina (diisopropanolamina) y agua. El proceso se usa para tratar gas natural donde la concentración de  $CO_2$  varia 1.1 a 28% y la de  $H_2S$  de 0 a 53%. La presión de operación del proceso está dentro del rango de 0 a 1000 psig obteniéndose las especificaciones de línea en el gas dulce producto (0.3% de  $CO_2$  y 0.25 gramos  $H_2S$ /100 PCSD).

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 máximo.

El proceso provee simultaneamente una absorción física y química de los gases ácidos, y se utiliza para eliminar grandes concentraciones de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , además es de considerable interés para situaciones donde se tienen bajas presiones parciales de los componentes ácidos. La solución de sulfolane puede cargarse facilmente a un 85 % de su valor de equilibrio, representando esto una ventaja con respecto a las de etanolaminas que sólo aceptan hasta el 50%, además, no [forma 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 órden de 0.5 lb/MM. PCSD.

La velocidad de corrosión para acero al carbón es muy pequeña — aún con alto contenido de gases ácidos.

Existen más de 100 unidades en operación y el 70% 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 \$/gal en E.U.A.) son factores que debe tomarse en consideración. La firma "Shell International Research Mij" — (33), tiene los derechos de patente del proceso.

[ Conforme a los requerimientos preliminares el proceso sulfinol — presenta una alternativa adecuada. ]

#### IV.3.f.-Estasolvan (45)

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  $\text{CO}_2$  y hasta con 30% de  $\text{H}_2\text{S}$ . Como se trata de absorción física la presión de operación debe de ser del orden de 800 a 1 200 psig obteniéndose un gas dulce producto con 4 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ ; el  $\text{CO}_2$  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 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 de solvente son del orden 1 lb/MM PCSD y se deben a la autoevaporación que se efectúa en la zona de regeneración.

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

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

Dado que la presión de operación es elevada (mayor de 200 psig) y no se elimina el  $\text{CO}_2$ , el proceso estasolvan no reúne las condiciones preliminares requeridas.

#### IV.3.g.-Flúor (16, 63)

El agente empleado para la extracción de gases ácidos es-

el propilen carbonato, de nombre comercial solvente flúor; el proceso se desarrolló para eliminar grandes concentraciones de impurezas en gases de alta presión, por lo mismo, la presión de operación debe ser de 700 - 1,300 psig, de tal forma que, la presión parcial combinada de el  $\text{CO}_2$  y del  $\text{H}_2\text{S}$  en el gas de alimentación sea de 75 psig ó mayor; bajo estas condiciones se obtiene un gas dulce producido con 0.3% de  $\text{CO}_2$  y 4 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ .

El solvente se regenera mediante un abatimiento de la presión del solvente rico hasta alcanzar una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido deberá tener una presión de salida de 20 psig máximo. 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 estabilidad química del solvente 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/MM PCD de gas tratado

Las principales desventajas del proceso son: El solvente absorbe los hidrocarburos pesados que dificultan la obtención de azufre del gas ácido, una instalación adicional de equipo de transferencia de calor así como un sistema de refrigeración, 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.

No se han reportado datos sobre la capacidad instalada del proceso. En México no existe.

Debido a las presiones elevadas que requiere (mayores de 200 psig), el proceso flúor no satisface las condiciones preliminares requeridas.

#### IV.3.h.-Purisol (61)

La extracción se lleva a cabo mediante el solvente físico N-Metil 2 Pyrolidona (NMP ó N-Pyrol). El proceso permite tratar gas amargo con un alto contenido de gases ácidos 50% de  $\text{CO}_2$  y 50% de  $\text{H}_2\text{S}$  con una presión de operación que va de 800 a 1 200 psig, 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, si se quieren obtener las especificaciones de línea para el  $\text{H}_2\text{S}$  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 el solvente; aún así se han reportado pérdidas de solvente del orden de 2 lb/MM PCD de gas tratado.

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

El proceso está operando en tres plantas que tratan 240 MMPCD. 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 Mineralöl Technik GMBH" (63).

Considerando que se requiere una presión de operación de 200 psig. máximo, y una pureza de 4 ppm de  $H_2S$  en el gas dulce el proceso purisol no reúne las condiciones preliminares.

#### IV.3.1.-Selecol (59)

El solvente que se usa en el tratamiento es el dimetil éter del polietilenglicol (DMPEG), de nombre comercial selecol. El proceso puede manejar cantidades voluminosas de impurezas (50% total), y no es adecuado para bajas presiones (presión de operación de 700 a — 1 300 psig) ó concentraciones pequeñas de gases ácidos. El gas natural se reduce hasta 0.5% de  $CO_2$  y a menos de 0.25 gr.  $H_2S/100$  PCSD.

El solvente se regenera mediante un abatimiento de la presión acompañado de calentamiento ó desorción por aire, alcanzando una presión cercana a la atmosférica, por lo que el gas ácido deberá tener una presión de salida de 20 psig máximo el solvente es también adecuado como agente deshidratante y presenta todas las ventajas de los solventes físicos (ver proceso estasolvan), 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 selecol de 0.5. — Las pérdidas de solvente por evaporación y degradación térmica son de 2 lb/MM. PCD 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 total de 900 MM-PCSD de gas están en operación. En México ninguna planta opera con este proceso.

Las principales limitaciones del proceso son: El solvente absorbe los hidrocarburos pesados dificultando la obtención de azufre

del gas ácido, el costo del solvente es elevado: 57.50 \$/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  $\text{CO}_2$  el proceso selectivo no es adecuado para los propósitos de este estudio.

#### IV.3.j.-Benfield (8)

El proceso utiliza como medio absorbente una solución de carbonato de potasio que contiene aditivos Benfield. Sus características de operación permiten tratar gases con una concentración de hasta 50% total de gases ácidos. La presión de absorción es en un rango entre 100 y 2,000 psig, no se debe rebasar este límite para la presión en el absorbedor. El producto que se obtiene es gas puro con una concentración de 0.1% de  $\text{CO}_2$  y 4 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ .

La regeneración del solvente se efectúa 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 máximo. El proceso es económicamente más atractivo cuando las presiones parciales de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  son altas. La temperatura de alimentación no debe de ser crítica, generalmente se encuentra entre la ambiental y  $400^\circ\text{F}$ . El calor del gas de alimentación puede usarse para proporcionar parte de los requerimientos térmicos del proceso. No existen problemas de degradación térmica, sino únicamente pérdidas mecánicas de solución, de el orden de 0.5 lb/MM PCD de gas tratado. La relación  $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$  debe de ser pequeña.

Existen más de 250 unidades en operación, no se reportan datos sobre la capacidad instalada total (44, 63). En México existen varias plantas, pero ninguna de ellas procesa gas natural (109).



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 (146) del proceso es la intervención de aditivos en el solvente, lo cuál 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 presenta una alternativa conveniente.

#### IV.3.k.- $K_2CO_3$ caliente (87, 88)

El medio absorbente que se emplea en éste proceso es una solución acuosa de carbonato de potasio ( $K_2CO_3$ ) caliente. La presión de operación debe de ser alta, 300 a 1,500 psig (10), 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  $CO_2/H_2S$ , estas condiciones permiten tratar gas amargo hasta con 25%  $CO_2$  y 8% de  $H_2S$ , obteniendo un gas dulce dentro de especificaciones (0.1% de  $CO_2$  y 0.25 gr.  $H_2S/100$  PCSD).

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 máximo. El proceso presenta un consumo de vapor relativamente bajo, y en el se basan los procesos Benfield, Catacarb, y Giammarco Vetrocoke ( $-CO_2$ ), 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 la capacidad total instalada, pero hay en operación varios cientos de plantas.

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

Puesto que no se satisface la presión de operación (se disponen de 200 psig máximo), el proceso de  $K_2CO_3$  caliente no cumple con los requerimientos preliminares.

#### IV.3.1.-Catacarb (58, 38, 39, 41)

El agente que se utiliza para la extracción de gases ácidos es una solución acuosa de carbonato de potasio caliente con un catalizador muy activo, estable y no tóxico. Las condiciones del proceso (300 y 1,500 psig) 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 (0.1% de  $CO_2$  y 0.25 gr.  $H_2S/100$  PSCD de gas tratado).

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 máximo. El calor del gas de alimentación puede usarse para proporcionar parte de los requerimientos térmicos del proceso. No existen problemas de degradación térmica sino únicamente pérdidas mecánicas de solución del orden de 0.5 lb/MMPC.

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 y Fertilizantes de México usa este proceso en su planta de amoníaco localizada en Cuautitlán, Estado

de México, obteniéndose 100 toneladas  $\text{CO}_2$ /día aproximadamente.

Debido a la baja corrosión que se presenta, se puede utilizar acero al carbón en todos los equipos, con excepción de aquellos en donde la erosión es alta debido a la elevada velocidad de la solución v.gr. bombas.

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 "Eckmeyer & Associates".

Conforme a los requerimientos preliminares el proceso Catcarb, debido a su presión de operación elevada no es adecuado para los propósitos que se persiguen.

#### IV.3.m.-Giammarco Vetrocoke ( $\text{CO}_2$ ) (75, 90)

El proceso se basa en el empleo de una solución de carbonato de potasio ( $\text{K}_2\text{CO}_3$ ) caliente, activada por una sustancia inorgánica como el trióxido de arsénico. El contenido de  $\text{CO}_2$  en el gas a tratar puede ser hasta de un 50%, mientras que sólo pequeñas cantidades de  $\text{H}_2\text{S}$  (10 ppm aproximadamente) pueden tolerarse en la corriente de gas amargo. La solución de Vetrocoke debe de entrar al absorbedor a 75 atm (1,100 psig) por lo menos, obteniéndose un gas dulce producto con 0.3% de  $\text{CO}_2$  y con la cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  original.

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 empleo de trióxido de arsénico da como resultado que las velocidades de absor-

ción y desorción sean dos o tres veces menores que en otros procesos de carbonato saliente.

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 sales de arsénico inhiben la corrosión del 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 (0.5 lb/MM PCD), generalmente para compensar las pequeñas pérdidas físicas.

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" (63).

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.

#### IV.3.n.-Giammarco Vetrocoke ( $H_2S$ ) (92)

El proceso trata gas amargo con una solución alcalina de arseniados y arsenitos. El carbonato de sodio es el álcali que generalmente se aplica para la eliminación de grandes cantidades de  $H_2S$ . No existe ninguna restricción en el contenido de  $CO_2$  del gas alimentado; el proceso opera generalmente con gases de bajas concentraciones—

de  $H_2S$  (2%). La solución de Vetroescke debe de entrar al absorbedor a 75 atm (1,100 psig) obteniéndose un gas dulce producto con 4 ppm de  $H_2S$ ; el  $CO_2$  no se elimina.

La regeneración del solvente se efectúa mediante calentamiento y oxidación del producto de reacción del  $H_2S$  con el solvente en un oxidador abierto a la atmósfera. Con el empleo de este procedimiento se obtiene 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 fleatación 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 arseniats, 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/MM PCD) 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" (63).

Debido a su elevada presión de operación, a la composición máxima de  $H_2S$  aceptada, ya que no elimina el  $CO_2$ , el proceso Gia-

marco Vetrooke ( $H_2S$ ) no cumple con los requerimientos preliminares.

#### IV.3.ñ.- $NH_3$ cáustico (63, 101)

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  $CO_2$ , y tiene algunas ventajas -- cuando varios contaminantes están presentes en el gas de entrada, no hay restricciones en el contenido de  $H_2S$ . La presión de operación debe de ser de 300 psig de operación mínimo obteniéndose un gas dulce -- con una pureza de 10 a 25 ppm de  $CO_2$ ; el  $H_2S$  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 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 debiera 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/MMPC 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  $H_2S$ , el proceso  $NH_3$  cáustico no reúne las condiciones preliminares requeridas.

#### IV.3.c.-Stretford (102, 117, 132)

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  $\text{CO}_2$  en el gas, únicamente pequeñas cantidades de  $\text{CO}_2$  pueden extraerse por este proceso, que representa una ruta económica para el endulzamiento de un gas amargo que contiene  $\text{CO}_2$  con mucho menos restricciones que aquel asociado con un proceso en aminas; la concentración aceptada de  $\text{H}_2\text{S}$  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  $\text{H}_2\text{S}$  se logra tanto a pocas pulgadas de presión como a 1,000 psig obteniéndose un gas dulce con 1 ppm de azufre.

La regeneración del solvente se efectúa inyectando aire al solvente rico. El  $\text{H}_2\text{S}$  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  $120^\circ\text{F}$ , 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 ó como pasta, con un tamaño de partícula que va de 0.5 a 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 estan 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 Stretford no resulta adecuado para los propósitos que se persiguen.



SELECCION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS  
TABLA COMPARATIVA DE LOS DIVERSOS PROCESOS PARA ELIMINAR GASES ACIDOS

CARACTERISTICAS DE LOS GASES TRATADOS	ADIP	ECONAMINA	GIRBOTOL	SNPA-DEA	SULFINOL	ESTASOLVAN	FLUOR	PURISOL	SELEXOL	BENFIELD	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> CAL	CATACARB	Gv (CO <sub>2</sub> )	G.V. (H <sub>2</sub> S)	NH <sub>3</sub> CAUST.	STRETFORD
COMPOSICION MAXIMA ACEPTADA CO <sub>2</sub> H <sub>2</sub> S	ILIMITADA ILIMITADA	8% TOTAL	25% 25%	10% TOTAL MIN	28% 53%	SIN RESTRIC. 30%	ALTA ALTA	50% 50%	50% TOTAL	50% TOTAL	25% 8%	25% 8%	50% 10 PPM	SIN RESTRIC. 2%	50% SIN RESTRIC.	SIN RESTRIC. 28%
RANGO DE PRESION DE OPERACION PSIG.	0-700	850-1200	0-1200	800-1100	0-1000	800-1200	700-1300	800-1200	700-1300	100-2000	300-1800	300-1500	1100 MIN	1100 MIN	380 MIN	0-1000
PUREZA DEL PRODUCTO CO <sub>2</sub> H <sub>2</sub> S	— 4 PPM	0.3% 4 PPM	0.3% 4 PPM	25 MIN 4 PPM	0.3% 4 PPM	NO ELIMINA 4 PPM	0.3% 4 PPM	0.1% TOTAL MAX	0.5% MAX 4 PPM	0.1% 4 PPM	0.1% 4 PPM	0.1% 4 PPM	0.3% NO ELIMINA	NO ELIMINA 4 PPM	10 PPM NO ELIMINA	NO ELIMINA 1 PPM
PRESION DE SALIDA DEL GAS ACIDO PSIG.	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	20 MAX.	10 MAX.	10 MAX.	20 MAX	20 MAX	20 MAX	20 MAX	10 MAX	10 MAX	20 MAX.		20 MAX.	20 MAX.
CARACTERISTICAS GRALES DE PROC.																
TIPO DE SOLVENTE	ADIP SOL. ACU. ALCAL	DIGLICOL AMINA	MONO/DIET AMINA	DEA	DIOX. TET. TIOFENO	TRI-N BUTIL FOSFATO	PROPILEN CARBONATO	N-METIL-2 PIRIDONA	SOLVENTE SELEXOL	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> CAL ADITIVOS	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> CAL	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> CAL CATALIZADO	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> CAL Y ARSENITOS	ARSENITOS Y Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	NH <sub>3</sub> CAUSTICO	SOLVENTE STRETFORD
DEGRADACION DEL SOLVENTE	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	NO	NO	NO	NO	NO	SI	NO
PERDIDA DE SOLVENTE Lb/MM PCD	2.0	3.0	2.0	2.0	0.8	1.0	1.0	2.0	2.0	0.5	0.5	0.6	0.6	0.5	4.0	0.5
CAPACIDAD MM PCD INSTALADA	—	1000	925 EN MEXICO	2800	—	200	—	240	900	—	—	650	—	—	—	1000
REGALIAS	SI	SI	NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	NO	SI	SI	SI	SI	SI
MATERIALES DE CONSTRUCCION																
REHERVIDORES	A.C.	A.I.	A.I.	A.I.	A.C.	A.C.	—	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.D.	A.D.	A.I.
INTERCAMBIADORES	A.C.	A.I.	A.I.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.D.	A.D.	A.C.
BOMBAS	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.I.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.I.	A.I.	A.I.	A.D.	A.D.	A.C.	A.C.
COLUMNAS	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.C.	A.D.	A.D.	A.C.	A.C.
CONCLUSION	NO CUMPLE	NO CUMPLE	CUMPLE	NO CUMPLE	CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE	NO CUMPLE
ARGUMENTOS DE TOMA DE DECISION	ELIMINA PARCIALMENTE AL CO <sub>2</sub>	PRESION DE OPERACION ELEVADA. ALTOS PRODUCTOS DE DEGRADACION		PRESION DE OPERACION ELEVADA. DEFICIENTE A BAJA CONCENTRACION DE GAS ACIDO		PRESION DE OPERACION ELEVADA NO ELIMINA CO <sub>2</sub>	PRESION DE OPERACION ELEVADA.	PRESION DE OPERACION ELEVADA. NO ALCANZA PUREZA REQUERIDA	PRESION DE OPERACION ELEVADA. NO ALCANZA PUREZA REQUERIDA DE CO <sub>2</sub>		PRESION DE OPERACION ELEVADA	PRESION DE OPERACION ELEVADA.	PRESION DE OPERACION ELEVADA. NO ELIMINA H <sub>2</sub> S	PRESION DE OPERACION ELEVADA. NO ELIMINA CO <sub>2</sub> .	PRESION DE OPERACION ALTA. NO ELIMINA H <sub>2</sub> S.	NO ELIMINA CO <sub>2</sub>

## V. SELECCION DEL PROCESO

### V.1. Generalidades

En la evaluación de un proyecto existen factores determinantes que varían de acuerdo a la región donde se desarrolle, 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 en muchos casos tasas que van del 20% hasta el 50 % anual, de donde se acentúa la dificultad de pronosticar un mercado - cuando éste apenas comienza a crecer, esto 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 todo 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 (48): 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 la elaboración del diseño detallado de la planta, incluyendo en cada etapa la estimación de la inversión

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 la fase de Ingeniería en su etapa Exploratoria, por tanto se limitará a la evaluación de las alternativas adecuadas.

## V.2. Consideraciones Técnicas

Con la información obtenida en el capítulo anterior se hará la evaluación técnica de alternativas. Sólo tres procesos se ajustaron a las condiciones de operación establecidas en el capítulo III; así - qué con los procesos:

Girbotol  
Benfield y  
Sulfinol

escogidos como los más viables técnicamente, se realizarán los patrones fundamentales de análisis:

Balance de Materia  
Balance de Energía y  
Dimensionamiento del equipo

Todo esto, como anteriormente se dijo se hará en conjunto para los tres procesos utilizando el lenguaje de programación "APL; A --- Programming Language" (64, 152).

## V.3. Método de Cálculo

Para la realización de los cálculos finales del estudio fué necesario elaborar un diagrama de flujo modelo para definir las corrientes involucradas en los balances de materia y energía y los equipos - requeridos para cada proceso.

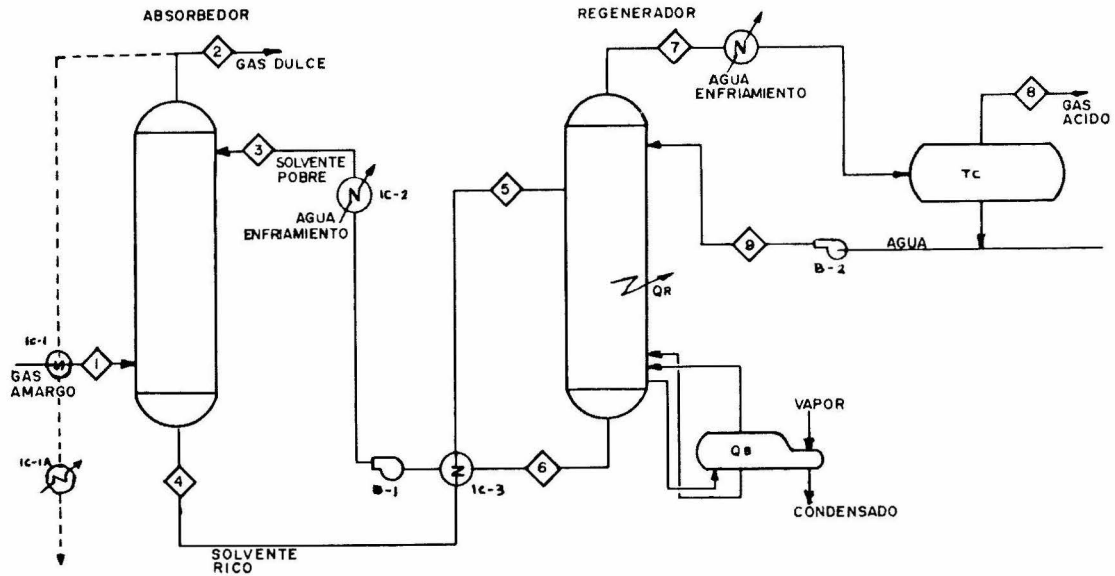


DIAGRAMA DE FLUJO MODELO	
ELIMINACION DE GASES ACIDOS	
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA	
UNAM	1974

Para tal efecto se definieron las siguientes funciones:

i). Funciones Básicas:

FGALIM1  
FBMAT1  
FGSALI  
INDI1  
COL1  
REG1

ii). Funciones Auxiliares:

DATESIS1  
DB  
DAINI  
DFT (FORM)  
REDON

Tanto las funciones básicas como las auxiliares están contenidas en la función:

TES1

V.3.1. Descripción de las Funciones:

FGALIM1 : Mediante esta función se obtienen los resultados correspondientes a la corriente de entrada(gas amargo).

FBMAT1 : Por medio de esta función se obtiene el balance de Materia total en base seca; - implica la resolución de un sistema de 4 ecuaciones con cuatro incógnitas, éste - se resuelve aplicando diádicamente el operador " DOMINO " , el cuál lleva como argumento derecho la matriz de coeficienu

tes y como argumento izquierdo el vector de términos independientes.

FGSALL : Mediante esta función se obtienen los resultados correspondientes a los gases de salida (gas dulce y gas ácido).

INDI1 : Se utiliza para obtener la información - básica de operación de cada equipo:

Cantidad de solvente  
Temperaturas  
Calor del condensador  
Calor del rhervidor  
Vapor requerido

COL1 : Por medio de esta función se calculan el diámetro y la altura de la columna absorbedora; esta función está basada en la - correlación de W.E. LOBO(36).

REG1 : Mediante esta función, basada en el "Di-seño de Platos de Balastra" (47) se obtiene el diámetro columna regeneradora.

DATESIS1 : Proporciona los datos utilizados por las funciones:

FGALIM1  
FGSALL

DB : Proporciona los datos para la función :  
FBMAT1

DAINI1 : Proporciona los datos para las funciones  
INDI1  
COL1  
REG1

DFT (FORM) : Esta función, tomada de la biblioteca pú

blica de IBM, se utiliza para redondear y ordenar los resultados.

REDON : Se utiliza para redondear algunos resultados.

NOTA: Debido a que los datos se proporcionaron en el Sistema Inglés los resultados obtenidos están expresados en el mismo.

Las funciones descritas anteriormente, así como los resultados obtenidos, se muestran a continuación :

LOS DATOS PARA REALIZAR EL BALANCE DE MATERIA SON:

	HC	CO2	H2S
A FRACC. MOL	0.925	0.045	0.03
B FRACC. MOL	0.997	0.003	0
C FRACC. MOL	0.001		
M LB/LBMOL	16.5	44.01	34.08

FLUJO DE Δ PCD (60 OF Y 1 ATM)	200000000
TEMPERATURA DE Δ OF	60
PRESION DE Δ PSIG	14.7

GAS AMARGO ALIMENTADO:

	PESO MOLECULAR	COMPOSICION (O/O MOL)	LB/MOL/HR	LB/HR
HC	16.5000	92.5000	20315.5132	335205.9574
CO2	44.0100	4.5000	998.3223	43496.0629
H2S	34.0800	3.0000	658.8815	22454.6818
TOTAL	18.2654	100.0000	21962.7169	401156.7120

GAS DULCE PRODUCTO:

	PESO MOLECULAR	COMPOSICION (O/O MOL)	LB/MOL/HR	LB/HR
HC	16.5000	99.7000	20313.9251	335179.7715
CO2	44.0100	0.3000	61.1252	2690.1179
H2S	34.0800	0.0000	0.0000	0.0000
TOTAL	16.5825	100.0000	20375.0507	337869.8895

GAS ACIDO PRODUCTO:

	PESO MOLECULAR	COMPOSICION (O/O MOL)	LB/MOL/HR	LB/HR
HC	16.5000	0.1000	1.5877	26.1965
CO2	44.0100	58.4000	927.1971	40805.9452
H2S	34.0800	41.5000	658.8815	22454.6820
TOTAL	39.8615	100.0000	1587.6663	63286.8237

DESCRIPCION		GIRBOCOL	BENFIELD	SULFINOL
SOLVENTE PURO	LB/MOL/HR	4536.1894	4267.9202	2886.6660
SOLUCION PORRF	GPM	3758.2571	4173.9798	1192.4958
SOLUCION RICA	GPM	3913.4991	4290.1791	1311.3378
SOL. POBRE TOTAL	LB/HR	1865815.6255	2420696.2824	634775.6557
SOL. RICA TOTAL	LB/HR	1929076.2527	2483956.9097	698036.2929
TEMP. SOL. RICA	OF	141.8850	237.0738	146.8516
PRESION VAPOR [7]	PSIA	13.5122	13.5122	13.5122
FLUJO TOTAL [8]	LB/MOL/HR	1704.4523	1704.4523	1704.4523
FLUJO TOTAL [7]	LB/MOL/HR	5556.8321	7938.3315	5556.8321
FLUJO TOTAL [9]	LB/MOL/HR	3852.3797	6233.8792	3852.3797
FLUJO TOTAL [9]	LB/HR	69419.8824	112334.5025	69419.8824
FLUJO TOTAL [7]	LB/HR	144964.3888	193465.7605	144964.3888
CALOR CONDENSADOR	BTU/HR	86836688.0884	130224082.4116	82260162.3353
CALOR REHEVIVADOR	BTU/HR	238584372.7981	132444792.7334	121334113.5052
VAPOR REQUERIDO	LB/HR	258208.1957	143338.5203	131313.9757



LOS RESULTADOS PARA EL ABSORBEDOR SON:

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
DIAMETRO	FT	15.5800	14.1553	16.5313
ALTURA	FT	84.9695	110.2863	90.5660

EL DIAMETRO DEL REGENERADOR ES:

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
DIAMETRO	FT	15.4836	16.3877	12.2538

LOS SIGUIENTES RESULTADOS SON UTILIZANDO DOS TRENES DE 100 MM PCD.

LOS DATOS PARA REALIZAR EL BALANZE DE MATERIA SON:

	HC	CO2	H2S
A FRACC. MOL	0.925	0.045	0.03
B FRACC. MOL	0.997	0.003	0
C FRACC. MOL	0.001		
M LB/LBMOL	16.5	44.01	34.08
PLUJO DE Δ PCD (60 OP Y 1 ATM)	100000000		
TEMPERATURA DE Δ OP		60	
PRESION DE Δ PSIG		14.7	

GAS AMARGO ALIMENTADO:

	PESO MOLECULAR	COMPOSICION (O/O MOL)	LBMOL/HR	LB/HR
HC	16.5000	92.5000	10157.7566	167602.9837
CO2	44.0100	4.5000	494.1611	21748.0314
H2S	34.0800	3.0000	329.4408	11227.3409
TOTAL	18.2654	100.0000	10981.3585	200578.3560

GAS DULCE PRODUCTO:

	PESO MOLECULAR	COMPOSICION (O/O MOL)	LBMOL/HR	LB/HR
HC	16.5000	99.7000	10156.9627	167589.8849
CO2	44.0100	0.3000	30.5626	1345.0590
H2S	34.0800	0.0000	0.0000	0.0000
TOTAL	16.5825	100.0000	10187.5253	168934.9439

GAS ACIDO PRODUCTO:

	PESO MOLECULAR	COMPOSICION (O/O MOL)	LBMOL/HR	LB/HR
HC	16.5000	0.1000	0.7938	13.0982
CO2	44.0100	58.4000	463.5985	20402.9713
H2S	34.0800	41.5000	329.4407	11227.3403
TOTAL	39.8615	100.0000	793.8331	31643.4099

DESCRIPCION		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
SOLVENTE PURO	LB/MOL/HR	2268.0946	2133.9599	1443.3329
SOLUCION POBRE	GPM	1879.1284	2086.9998	596.2479
SOLUCION RICA	GPM	1956.7494	2145.0894	655.6689
SOL. POBRE TOTAL	LB/HR	932907.7540	1210348.0650	317387.8129
SOL. RICA TOTAL	LB/HR	964538.0656	1241978.3766	349018.1245
TEMP.SOL.RICA	OP	141.8850	237.0738	146.8516
PRESION VAPOR [7]	PSIA	13.5122	13.5122	13.5122
PLUJO TOTAL [8]	LB/MOL/HR	852.2261	852.2261	852.2261
PLUJO TOTAL [7]	LB/MOL/HR	2778.4159	3969.1655	2778.4159
PLUJO TOTAL [9]	LB/MOL/HR	1926.1897	3116.9394	1926.1897
PLUJO TOTAL [9]	LB/HR	34709.9390	56167.2477	34709.9390
PLUJO TOTAL [7]	LB/HR	72482.1898	96732.8741	72482.1898
CALOR CONDENSADOR	BTU/HR	43418341.3095	65112037.1047	41130078.5771
CALOR REHERVADOR	BTU/HR	119292180.5309	66222392.8426	60667053.4681
VAPOR REQUERIDO	LB/HR	129104.0915	71669.2563	65656.9843

LOS RESULTADOS PARA EL ABSORBEDOR SON:

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
DIAMETRO	FT	11.0167	10.0093	11.6894
ALTURA	FT	84.9695	110.2863	90.5660

EL DIAMETRO DEL REGENERADOR ES:

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
DIAMETRO	FT	14.5272	15.1973	11.9153

```

V TES1[ ]V
V TES1
[1] DATESIS1
[2] ' '
[3] FGALIM1
[4] ' '
[5] DB
[6] FBMAT1
[7] FGSAL1
[8] ' '
[9] DAIN1
[10] INDI1
[11] ' '
[12] COL1
[13] ' '
[14] REG1

```

```

V DATESIS1[ ]V
V DATESIS1
[1] 'LOS DATOS PARA REALIZAR EL BALANCE DE MATERIA SON:'
[2] ' '
[3] '          HC      CO2      H2S'
[4] 'A  FRACC. MOL      ':Y1+ 0.925 0.045 0.03
[5] 'B  FRACC. MOL      ':Y2+ 0.997 0.003 0
[6] 'C  FRACC. MOL      ':Y81+0.001
[7] ' '
[8] 'M  LB/LBMOL      ':M+ 16.5 44.01 34.06
[9] ' '
[10] 'FLUJO DE A  PCD      ':F+200000000
[11] ' (60 OF Y 1 ATM)'
[12] 'TEMPERATURA DE A OF      60°
[13] 'PRESION DE A  PSIG      '+.7'
[14] T+ 60 32
[15] P+ 1 1

```

```

V FGALIM1[ ]V
V FGALIM1;MA1
[1] M1+Y1+.xM
[2] M1+M*G1+Y1*GA+P*P[1]*(T[2]+460)+P[2]*(T[1]+460)*359*24
[3] MA1+FORND 4 4 pM,M1.(100*Y1,+/Y1),G1,GA,W1,GA*M1
[4] ' '
[5] 'GAS AMARGO ALIMENTADO:'
[6] ' '
[7] '          PESO MOLECULAR          COMPOSICION          LB/MOL/HR          LB/HR'
[8] '          (O/O MOL)'
[9] ' '
[10] 'HC          ':MA1[1;]
[11] 'CO2         ':MA1[2;]
[12] 'H2S         ':MA1[3;]
[13] 'TOTAL       ':MA1[4;]

```

```

V VDB[ ]V
V DB
[1] DB1+GA*1,Y1
[2] DB2+ 4 4 p 1 1 0 0 0.997 0.001 0 0 0.003 0 1 0 0 0 0 1

```

```

VFBMAT1[0]V
V FBMAT1
1] G=(2+R+DB1+DB2) REDON 4
2] R1=(GA.G.Y8-Y81,R[3 4]:R[2]) REDON 4
V

```

```

VFGSAL1[0]V
V FGSAL1;MA2;MA3
1] M2-Y2+. =V
2] Y2=R*G2-Y2*GD+G[1]
3] MA2=POP*Q 4 4 pM.M2.(100*Y2,+/Y2).G2.GD.W2.GD*M2
4] Y8-Y8+. =M
5] W8=M*G8+Y8=GAC+G[2]
6] MA3=POP*Q 4 4 pM.M8.(100*Y8,+/Y8).G8.GAC.W8.GAC*M8
7] 'GAS DILCE PRODUCTO:'
8] ' '

```

9]	' '	PERSONA MOLECULAR	COMPOSICION	LBMOL/HR	LB/HR'
10]	' '		(O/O MOL)'		

```

11] ' '
12] 'HC' ':MA2[1:]
13] 'CO2' ':MA2[2:]
14] 'H2S' ':MA2[3:]
15] 'TOTAL' ':MA2[4:]
16] ' '

```

17]	'GAS ACIDO PRODUCTO:'				
18]	' '				

19]	' '	PERSONA MOLECULAR	COMPOSICION	LBMOL/HR	LB/HR'
20]	' '		(O/O MOL)'		

```

21] ' '
22] 'HC' ':MA3[1:]
23] 'CO2' ':MA3[2:]
24] 'H2S' ':MA3[3:]
25] 'TOTAL' ':MA3[4:]
V

```

```

VCOL1[0]V
V COL1;V;I;VV;V1;C;MAS

```

```

1] LG=W*(+/V1)+(DG+Dm)=0.5
2] T1=L/C-(LG-. -A
3] VV=I+0
4] VV=VV.C[I:];V1[I+I+1]
5] ~4=(pVV)*pV1
6] V=B[VV]
7] NV=(V*DG+DL=32.2+R=FE*V1=0.2)=0.5
8] DI=(G+4+NV*3600=01)=0.5
9] SE=(O+4)=DI*2
10] ALT=TO+R=SF*PM
11] MAS=FORM DI.[1] 1 3 pALT

```

12] 'LOS RESULTADOS PARA EL ABSORBEDOR SON:'

13]	' '				
14]	' '	GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL'	

```

15] ' '
16] 'DIAMETRO' FT ':MAS[1:]
17] 'ALTURA' FT ':MAS[2:]
V

```

VDAIWI[ ]V

V DAIN1

[1] GP→ 0.1 0.361 0.22  
[2] GR→ 0.45 0.733 0.77  
[3] MS→ 61.1 138.2 126.68  
[4] CS→ 0.15 0.25 0.6  
[5] HRD→ 825 820 306 356 270 265  
[6] H2→ 5.6 17.4 5.6  
[7] H3→ 4.75 22.5 3.32  
[8] CP4→ 0.96 0.75 0.668  
[9] T1→ 110 200 110  
[10] D4→ 61.46 72.19 66.37  
[11] D3→ 61.9 72.31 66.37  
[12] RR→ 2.5 4 2.5  
[13] P7→ 27.7 27.7 27.7  
[14] P8→ 24.7 24.7 24.7  
[15] PVB→ 1.6924 1.6924 1.6924  
[16] MA→18.02  
[17] H7→ 107.8 77.5 76.23  
[18] LB→1025.78  
[19] H5→ 77.6 67.5 54.64  
[20] H6→ 133.65 82.5 94.91  
[21] L9→924  
[22] DG→0.6554  
[23] A→(110)÷100  
[24] B→ 0.0365 0.036 0.032 0.0305 0.03 0.029 0.0275 0.026 0.024 0.023  
[25] VI→ 0.67 0.6 4.6  
[26] FX→95  
[27] Z→ 0.9958 0.8148 0.9272  
[28] PM→0.3267  
[29] K→ 0.3 0.28 0.25  
[30] MO→+/G8  
[31] FS→ 0.85 0.85 0.9  
[32] TS→24  
[33] NP→2  
[34] DT→ 10 11 12  
[35] CAPO→0.45  
[36] FP→0.8  
[37] CPS→(+/W7)×0.58+3600  
[38] DL1→ 60.35 71.19 65.03  
[39] DG1→ 0.066 0.068 0.067  
[40] CPS+W7×1.46+DG1×3600  
[41] GPM+W4×7.481+DL1×60

V

VREDON[ ]V

V Z→Y REDON Y

[1] Z→((0.5+X=10\*Y)+10\*Y

V

```

V INDI1[7]9
V INDI1;MA4;J;J1
[1] W3←(GP×J+S×(1+Y8)+.×1+M)+WS←(CS)×MS×S←(+/G8)←GR←CP
[2] W4←WS+GR×J
[3] RR←(3 2 pRRD)+.×(1+W1)-1+W2
[4] H4←((W3×H3)+RR-(+/W2)×H2)+W4
[5] T4←T1+H4+CP4
[6] SOL←(W3,W4)+(D3,D4)×60+7.481
[7] PV7←P7×XA7←+/1.←RR
[8] G8T←(+/G8)←XG8←1-XA8←PV8←P8
[9] G7←(+/G8)×1+RR
[10] W9←MA×G9←G7-G8T
[11] W7←G7×M7←(J1+.×(M,MA))←+/J1←(3 3 pY8×+/G8);XA7×G7
[12] QC←(W9×L8)+W7×H7
[13] QB←(W3×H6)+QC+RR-W4×H5
[14] WV←QB+L9
[15] MA4←FORM 15 3 pS,SOL,W3,W4,T4,PV7,G8T,G7,G9,W9,W7,QC,QB,WV
[16] 'DESCRIPCION GIBBOTOL
[17] ' '
[18] 'SOLVENTE PURO LBMOL/RR ':MA4[1;]
[19] 'SOLUCION POBRE GPM ':MA4[2;]
[20] 'SOLUCION RICA GPM ':MA4[3;]
[21] 'SOL. POBRE TOTAL LB/RR ':MA4[4;]
[22] 'SOL. PICA TOTAL LB/RR ':MA4[5;]
[23] 'TEMP.SOL.RICA oP ':MA4[6;]
[24] 'PRESION VAPOR [7] PSIA ':MA4[7;]
[25] 'FLUJO TOTAL [8] LBMOL/RR ':MA4[8;]
[26] 'FLUJO TOTAL [7] LBMOL/RR ':MA4[9;]
[27] 'FLUJO TOTAL [9] LBMOL/RR ':MA4[10;]
[28] 'FLUJO TOTAL [9] LB/RR ':MA4[11;]
[29] 'FLUJO TOTAL [7] LB/RR ':MA4[12;]
[30] 'CALOR CONDENSADOR BTU/RR ':MA4[13;]
[31] 'CALOR REFRERVIDOR BTU/RR ':MA4[14;]
[32] 'VAPOR REQUERIDO LB/RR ':MA4[15;]

```

BENFIELD

SULFINOL'

```

VREG1[ ]V
V PFG1;MA6;C1
[1] VD+1/ 3 3 p(250*FS),(41*C1),7.5*(TS*0.5)*:+PS*(DL1-DG1)*0.5
[2] VL+7PS*(DG1+DL1-DG1)*0.5
[3] FPL+9*DT+MP
[4] AAM+(VL+7P**FPL+13000):FF*CAF+CAF*PS
[5] ATM+7 2 3 p(AA**2*ADM+GP**VD*FF),VL+0.78*CAF*FF
[6] MA6+FORM(ATM+0.7854)*0.5
[7] 'EL DIAMETRO DEL PEGNERADOR ES:'
[8] ' '
[9] ' ' GIBBOTOI BENFIELD SULFINOL'
[10] ' '
[11] 'DIAMETRO FT ':MA6
V

```

```

VDFT[ ]V
V Z+W DFT X;D;E;F;G;H;I;J;K;L;Y
[1] D+ 0123456789.-'
[2] -(V/Y*(W+H+(H*0)*L+1<pX)/DFTERR+0*F+2
[3] -(3 2 1 <pX)/(DFTERR+F*0), 2 3 +I26
[4] -(2+I26)*pX+((V/ 1 2 =pW)φ 1 2)φ(1.p,X)pX
[5] X+(0 1 1 /pX)pX
[6] +(A/(pW)* 1 2 ,2*E+1pφX).1*pW)/(DFTERR*F+1),3+I26
[7] I+1+[0.,[10*|Y+1>|X
[8] W+(2+I+H+(W=0)+v/.X<0),W
[9] +(v/2>-/[1] W+φ(E,2)pW)/DFTERR+0*F+2
[10] Z+((X+1pX).+/W[1;])p'
[11] X+10.5+X*10*(pX)pW[2;]
[12] DFTLP:+(E<H+H+1)/DFTEND
[13] J+1+110|(|Y+X|;H)|.+.10*-1+φ\I+W[1;H]
[14] J+(-J)*G+.φ(φpJ)p(.φ(J#1)v.^(1I)*.5\I-P+1).K*1+P+W[2;#]p1
[15] -(A/0≤Y)/2+I26
[16] J[1+(pJ)]^-1+(I+/(X,I)pG)+I*-1+K+12*Y<0
[17] J+(K,I)pJ
[18] -(0=F)/3+I26
[19] J+J[(1φ\G).(G+/-W[;H])+1P]
[20] J[;S]+11
[21] -DFTLP.pZ[(+/W[1;1p-1])+1I]+D[1+J]
[22] DFTEND:+L/0
[23] +0*pZ+.Z
[24] DFTERR:'DFT',(3 6 p' RANK LENGTHDOMAIN')[P+1;]. ' PROBLEM.'
V

```

```

VFORM[ ]V
V Z+FORM Y
[1] Z+ 20 4 DFT Y
V

```



#### V.4. Consideraciones Económicas

El resultado del análisis final de las alternativas, representado por la evaluación económica Exploratoria<sup>+</sup>, es el factor dominante en la toma de decisión para esta etapa; debemos considerar, de acuerdo a la estructura y desarrollo industrial de nuestro país, los factores limitantes que impidan el desenvolvimiento de una economía Nacional sana; éstos, están basados principalmente en la falta de un desarrollo tecnológico, así que, en el caso de obtener transferencia de tecnología, sea de manera que se pueda tener una adaptación adecuada a nuestro medio (49, 52).

La inversión de una planta puede estimarse de acuerdo a los siguientes criterios:

- i). Cotización directa de fabricantes
- ii). Escalación de plantas similares
- iii). Información Bibliográfica (Relaciones Empíricas)

Para las finalidades que este estudio persigue, es aceptable estimar la inversión por medio de la información publicada en la Literatura, actualizarla y adaptarla a nuestro medio utilizando un factor de ajuste.

Los costos variables de operación se estimarán de acuerdo a los resultados obtenidos y a los precios vigentes.

##### V.4.1. Inversión Fija

La inversión en equipo y maquinaria, accesorios, instrumentación, etc., se estimará de acuerdo con el criterio utilizado por K. M. GUTHRIE (56) y por R. S. ARIES & R. D. NEWTON (3).

La tabla IV muestra los datos requeridos y la ecuación utilizada para la determinación del precio del equipo.

Los precios obtenidos fueron actualizados utilizando los índices de costo de equipo de la revista " Chemical Engineering " y los índices de MARSHALL & SWIFT (24, 107, 153), mediante la ecuación:

---

<sup>+</sup> Sólo incluye la estimación del orden de magnitud de la inversión y el cálculo de los costos variables de operación.

$$C_n = C_b \frac{I_n}{I_b}$$

Donde:

$C_n$  es el costo actual

$C_b$  es el costo base

$I_n$  es el índice actual

$I_b$  es el índice base

TABLA IV

REQUERIMIENTOS PARA LA ESTIMACION DE LA INVERSION

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
ABSORBEDOR	Costo=(CB x Fm x Fp)			
Diámetro	ft	16	14.5	17
Altura	ft	95	120	101
P. Diseño	psi	230	230	230
Material		A. C.	A. C.	A. C.
Posición		Vertical	Vertical	Vertical
REGENERADOR	Costo=(CB x Fm x Fp)			
Diámetro	ft	15.5	16.5	12.5
Altura	ft	80	80	80
P. Diseño	psi	50	50	50
Material		A. C.	A. C.	A. C.
Posición		Vertical	Vertical	Vertical
IC-1 <sup>+</sup>	Costo=(CB(Fd + Fp)x Fm)			
Area	ft <sup>2</sup>		8.796	
Tipo			Cabezal Flotante	
Material			A. C.	
P. Diseño	psi		230	
IC-1A <sup>+</sup>	Costo=(CB(Fd + Fp)x Fm)			
Area	ft <sup>2</sup>		598	
Tipo			Cabezal Flotante	
Material			A. C.	
P. Diseño	psi		210	

TABLA IV (Cont.)

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
IC-2 <sup>+</sup>	Costo=(CB(Fd + Fp)x Fm)			
Area	ft <sup>2</sup>	25 185	3 186	5 916
Tipo		Cabezal Flotante	Cabezal Flotante	Cabezal Flotante
Material		A. I.	A. C.	A. C.
P. DISEÑO	psi	230	210	230
IC-3 <sup>+</sup>	Costo=(CB(Fd + Fp)x Fm)			
Area	ft <sup>2</sup>	13 888		3 657
Tipo		Cabezal Flotante		Cabezal Flotante
Material		A. I.		A. C.
P. Diseño	psi	230		230
B-1 <sup>+</sup>	Costo=(CB x Fm x Fb)			
Gasto	GPM	4 000	4 300	1 400
AP	psi	280	270	280
P. Succión	psig	1	9	1
Temperatura	°F	195	260	192
Material		A. C.	A. I.	A. I.
B-2 <sup>+</sup>	Costo=(CB x Fm x Fb)			
Gasto	GPM	140	230	140
AP	psi	60	65	60
P. Succión	psig	9	9	9
Temperatura	°F	120	120	120
Material		A. C.	A. I.	A. I.

TABLA IV (Cont.)

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
TC <sup>†</sup>	Costo=(CB x Fm x Fp)			
Diámetro	ft	9	9	9
Longitud	ft	36	36	36
P. Diseño	psi	50	50	50
Material		A. C.	A. C.	A. C.
Posición		Horizontal	Horizontal	Horizontal
CONDENSADOR				
Area	ft <sup>2</sup>	10 855	16 278	10 283
Tipo		Cabezal Flotante	Cabezal Flotante	Cabezal Flotante
Material		A. C.	A. C.	A. C.
P. Diseño	psi	50	50	50
REHERVIDOR				
Area	ft <sup>2</sup>	23 858	13 244	112 133
Tipo		Kettle	Kettle	Kettle
Material		A. I.	A. C.	A. C.
P. Diseño	psi			

\* Ver diagrama de flujo modelo.

La aplicación de las ecuaciones de costo arrojó los siguientes resultados (Cifras expresadas en miles de pesos):

CONCEPTOS	GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
Acondicionamiento del Terreno <sup>+</sup>	320	320	320
Equipo y Maquinaria	12 930	6 909	5 729
Tuberías <sup>+</sup>	1 763	1 570	1 828
Pintura y Aislamiento <sup>+</sup>	396	393	396
Electricidad y Conversión D. C. <sup>+</sup>	680	785	680
Instrumentos y Controles <sup>+</sup>	762	707	762
Edificios y Cimentación <sup>+</sup>	1 256	1 256	1 256
Estructuras de Acero <sup>+</sup>	470	470	470
<b>Total Costos Directos en el Campo</b>	<b>18 577</b>	<b>12 409</b>	<b>10 741</b>
Ingeniería y Construcción	2 787	2 234	2 506
Supervisión	1 486	1 486	1 486
Contratistas	743	683	743
Imprevistos	1 858	1 280	1 044
<b>Total Costos Indirectos</b>	<b>6 874</b>	<b>5 683</b>	<b>5 779</b>
<b>Total Costos en el Campo</b>	<b>25 451</b>	<b>18 092</b>	<b>16 520</b>
Licencia y Tecnología	—	2 000	2 000
<b>Inversión Total</b>	<b>25 451</b>	<b>20 092</b>	<b>18 520</b>

<sup>+</sup>Costo estimado tomando como base el costo del equipo y porcentajes recomendados (3, 110).

#### V.4.b.-Costos Variables de Operación

La evaluación de los costos variables de operación se hará de acuerdo a los requerimientos de cada proceso, y a los precios - corrientes.

Mediante este criterio, se obtienen:

(Base de cálculo: 1 Hora de operación)

CONCEPTOS		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
(Consumos)				
Solvente Puro (Make-up)	Lb	16.7	4.2	4.2
Agua de Enfriamiento	M <sup>3</sup>	4 562	1 366	1 055
Vapor	Ton.	117	90	60
Energía Eléctrica	KwH	4.5896	7.2603	3.9318
(Costos)				
Solvente Puro	\$	58.784	31.50	41.286
Costo Unitario	\$/lb	(3.52)	(7.50)	(9.83)
Agua de Enfriamiento	\$	59.31	17.76	13.72
Costo Unitario	\$/M <sup>3</sup>	(0.013)	(0.013)	(0.013)
Vapor	\$	1 053	810	540
Costo Unitario	\$/Ton	(9)	(9)	(9)
Energía Eléctrica	\$	1.088	1.721	0.932
Costo Unitario	\$/KwH	(0.237)	(0.237)	(0.237)
<b>Total Costos Variables</b>	<b>\$</b>	<b>1 171.182</b>	<b>860.981</b>	<b>595.938</b>

## V.5. Comentarios y Conclusiones

El objetivo que persigue este estudio, como anteriormente se dijo, es seleccionar el proceso más adecuado a nivel Etapa Exploratoria, para lo cual se han tomado en cuenta como factores determinantes: la viabilidad técnica y la economía de cada proceso.

Para la selección del proceso más económico fué necesario estimar el orden de magnitud de la inversión requerida y los costos variables de operación de cada alternativa.

A continuación se muestra el resumen de los resultados obtenidos:

		GIRBOTOL	BENFIELD	SULFINOL
Inversión Total	M\$	25 451	20 092	18 520
Costos Variables <sup>+</sup>	M\$/año	9 276	6 819	4 720

Como se puede apreciar, el proceso SULFINOL presenta menor inversión y más bajos costos variables <sup>+</sup>.

Se define, para ésta etapa, al proceso SULFINOL como la alternativa económicamente más atractiva.

La razón fundamental de la selección reside en la economía que presenta el proceso en el bajo consumo de servicios (vapor y agua — de enfriamiento principalmente).

Por otra parte, el proceso Girbotol presenta inconvenientes tales como el utilizar acero inoxidable como material de construcción de los intercambiadores (lo cual refleja mayor inversión en los equipos); requiere, para evitar mayores pérdidas de MEA en el proceso, de

---

<sup>+</sup>No incluyen el costo de materia prima, ya que para los tres procesos es el mismo.



un equipo adicional de purificación, consistente de un redestilador y un condensador de solvente, con el objeto de reducir al mínimo los productos de degradación de la MEA.

El proceso Benfield, al igual que el Girbotol presenta graves problemas de corrosión y formación de espuma, produciendo erosión - en puntos de alta turbulencia líquida.

El proceso Sulfinol no presenta tendencia de formación de espuma, lo que permite el uso de elevadas concentraciones de solvente y amina, y un mayor acercamiento a la concentración de equilibrio de los gases ácidos. Sin embargo, existen ciertas limitaciones que deben tenerse - en cuenta en la operación del proceso: el Sulfolane tiene gran afinidad por los compuestos aromáticos, y en menor escala por los hidrocarburos parafínicos pesados ( $C_6+$ ); utiliza tubería de mayor diámetro, debido a que al disminuir la presión para llevar a cabo la regeneración se presenta flujo en dos fases.

Ahora bien, la manera más adecuada de emitir la decisión final en cuanto a cuál debe de ser la mejor alternativa, será obteniendo - los datos que permitan efectuar una evaluación técnica detallada en base a cotizaciones presentadas por los licenciadores de cada proceso; en este caso, como las diferencias económicas y técnicas no muy apreciables entre los diversos procesos, y además por la conveniencia de tener varios concursantes se deberá solicitar ésta información para los procesos Benfield y Sulfinol, y también para el proceso Girbotol en caso de que la compañía que llevase a cabo este estudio, no cuente con la suficiente experiencia como para llevar adelante el diseño detallado de ésta planta.

Por otra parte, además de la información técnica y comercial que proporcionan los licenciadores, será necesario llevar a cabo un análisis de algunos factores que difícilmente pueden ser cuantificados y que podrían afectar la decisión final, independientemente de los - resultados del análisis económico. Estos factores pueden ser: la experiencia del licenciador en este tipo de plantas, problemas en el - arranque y en la operación que se puedan detectar, tiempos de ejecu-

ción del proyecto, posibilidad de obsolescencia.

Tomando en consideración todo lo anterior puede realizarse la evaluación final de los procesos y seleccionar el que resulte más - adecuado para las condiciones del medio Nacional.

## APENDICE I

### Módulos Básicos (1, 14):

El concepto de módulos básicos fué introducido por Giraletal para clasificar las diferentes operaciones que forman un proceso químico de tal manera que se logre una mayor flexibilidad en su diseño.

Los Módulos Básicos pueden definirse como el grupo de operaciones físicas o químicas que son necesarias para alcanzar un objetivo particular. Un proceso químico puede dividirse en los siguientes Módulos Básicos:

- 1.-Almacenamiento
- 2.-Control
- 3.-Separación
- 4.-Mezclado
- 5.-Transformación Química
- 6.-Transformación Física
- 7.-Transporte de Energía
- 8.-Transporte de Materiales
- 9.-Recuperación de Energía

En estudios anteriores (19, 50) se han definido y explicado los Módulos Básicos, con excepción del Módulo de Recuperación de Energía que se propone en este estudio como innovación que facilite la interpretación y desarrollo de los conceptos fundamentales de un proceso, que es lo que persigue al utilizar esta nueva herramienta.

El módulo de recuperación de energía representa el aprovechamiento de la energía liberada en algunos de los equipos del proceso (v. g. reducción de presión), para proporcionar parte de la fuerza

necesaria para accionar otros módulos (v. g. transporte mecánico) dentro del mismo proceso.

El diagrama de módulos Básicos se obtiene analizando al diagrama de flujo de cada una de las alternativas seleccionadas con el fin de identificar las operaciones que ocurren en los diferentes equipos y reemplazar estas por sus módulos básicos correspondientes.

Siendo una de las necesidades fundamentales para el desarrollo industrial del país la adaptación de tecnología es conveniente fijar nuestra obtención en las diferentes operaciones (dentro del concepto de módulo básico) de un proceso antes que en el equipo específico, en que se lleva a cabo operación, con el propósito de facilitar la identificación de posibles cambios para la adaptación.

## APENDICE II

### LENGUAJE DE PROGRAMACION (11, 12, 64, 138, 150,152)

El " A P L: A PROGRAMMING LANGUAGE ", fué creado por Kenneth — Iverson en 1962 con el objeto de superar las deficiencias de la notación tradicional del Algebra, mediante el empleo de una notación matemática lógica y concisa.

La potencia de la notación de A P L se deriva de novedosas convenciones y definiciones, como la convención del orden de ejecución de derecha a izquierda. Las variables que se utilizan en las proposiciones A P L pueden representar escalares, vectores, matrices y aún arreglos dimensionales superiores; los operadores que forman la base del lenguaje A P L pueden funcionar en forma monádica ó diádica sobre cualquier arreglo de datos, de manera que, la formulación en — A P L es consistente en los resultados que se desean obtener.

El A P L es una notación y expresión matemática que tiene entre otros propósitos, el ser un medio de programación de computadoras.

El sistema APL\360, utilizado como herramienta base en los cálculos de este estudio, es una implementación convencional de la notación matemática de Iverson, extremadamente concisa y con una simple pero rigurosa sintáxis; esta consistencia se atribuye a que elimina la serie de pasos que hay que seguir en la solución de un problema — ( Problema-Algoritmo-Programa-Solución ); en el caso de A P L, el — planteamiento del problema es en sí el Algoritmo matemático y el programa mismo, que con las ventajas del lenguaje conversacional adaptado a terminales de tiempo compartido, permite probar las diferentes partes del programa según se va escribiendo.

## APENDICE III

### SITUACION ACTUAL DE PEMEX

El crecimiento de la Industria Química Mexicana en los últimos dos años ha alcanzado una tasa promedio de crecimiento del 15%; en 1973 se acentuó la demanda de los principales productos químicos:

ACIDO SULFURICO  
RESINAS SINTETICAS  
CARBONATO DE SODIO  
FIBRAS ARTIFICIALES

En algunas ramas no se ha operado a total capacidad debido a varios problemas; la falta de materias primas petroquímicas representa uno de los " cuellos de botella " más importantes en el desarrollo industrial de nuestro país.

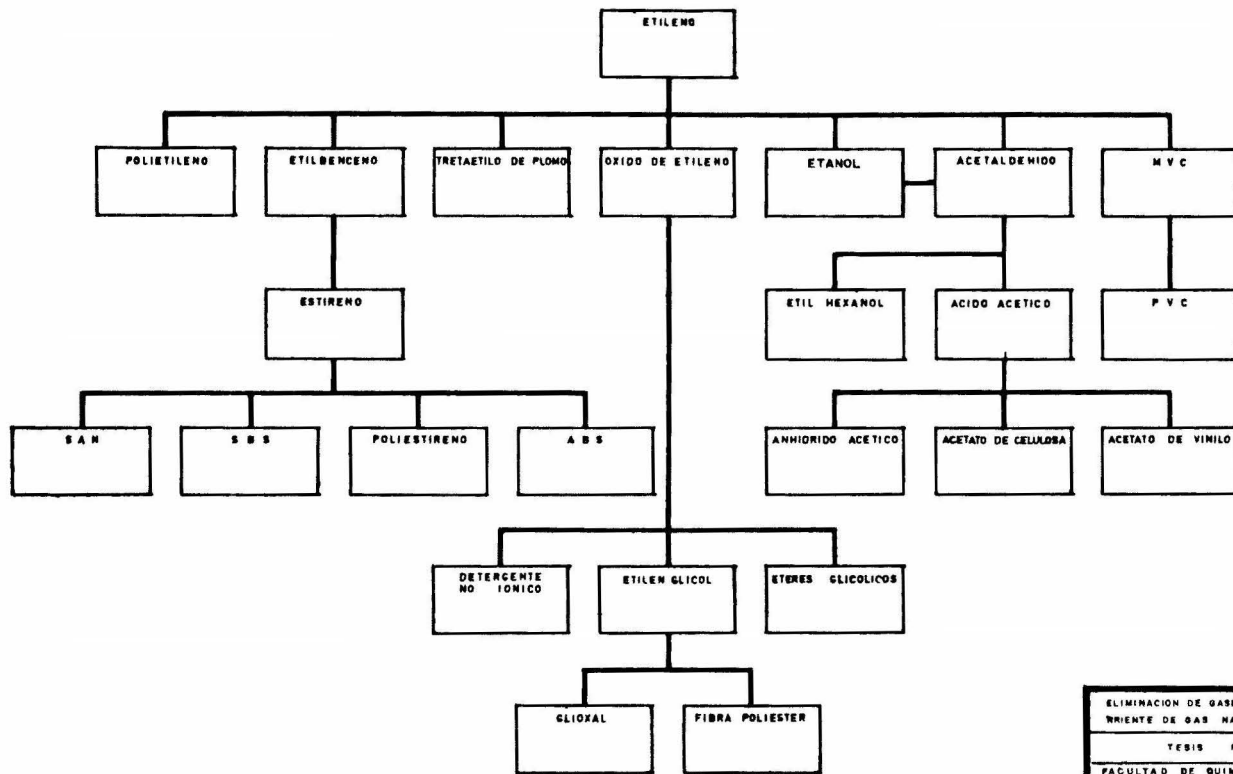
PEMEX ha establecido un programa de inversiones bastante sólido para la reestructuración del desarrollo industrial Nacional, para el período 1973-76; su inversión total en nuevos proyectos asciende a 7,500 MM\$ ( hasta la fecha PEMEX opera 52 plantas Petroquímicas con una inversión realizada de aproximadamente 4,500 MM\$ ). Según sus pronósticos para el año de 1982 el consumo Nacional de productos Petroquímicos será casi cuatro veces mayor que el de 1972 ( 3 MM\$ ), - lo que representa una tasa promedio de crecimiento del 16%.

A continuación se muestra la situación de Petróleos Mexicanos en cuanto a plantas instaladas, en construcción, en fase de diseño y en proyectos, se refiere.

TABLA I  
ETILENO Y DERIVADOS <sup>100,151</sup>  
(Cifras en Toneladas)

Año	Etileno		Polietileno B.D.		E s t i r e n o		Oxido de Etileno		M V C		Acetaldehído		Dicloroetano	
	Producción		Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.
1965														
1966														
1967	24,331		16,358	2,125	10,205	9,767	-	2,273	689	23,303	-	19,485	2,285	3,326
1968	41,366		22,663	12,295	24,372	713	-	6,780	8,045	21,704	1,698	33,660	20,402	2,510
1969	52,776		27,127	17,651	25,085	2,640	-	8,282	9,722	25,453	10,484	27,985	23,055	889
1970	59,749		25,772	23,873	28,054	4,417	-	11,897	18,767	17,973	16,569	24,874	35,816	273
1971	68,736		35,603	19,188	30,687	5,066	-	18,783	21,119	23,519	19,632	26,170	41,930	-
1972	82,574		65,245	8,684	32,063	8,337	4,987	20,055	16,091	38,479	30,642	23,960	38,277	146
Cap.	27,000		21,600		30,000		28,000		21,100		44,000		38,000	
Inst.	27,000		51,000						70,000					
	182,000													
	14,000													
	3,000													
Total	253,000		72,600		30,000		28,000		91,100		44,000		38,000	
Pro- yec- tos.	500,000		100,000 (A.D.)		100,000		100,000		150,000		100,000		115,000	

# INTEGRACION VERTICAL DE ETILENO<sup>154, 156</sup>



ELIMINACION DE GASES ACIDOS DE UNA CO- RRIENTE DE GAS NATURAL	
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA UNAM	1974

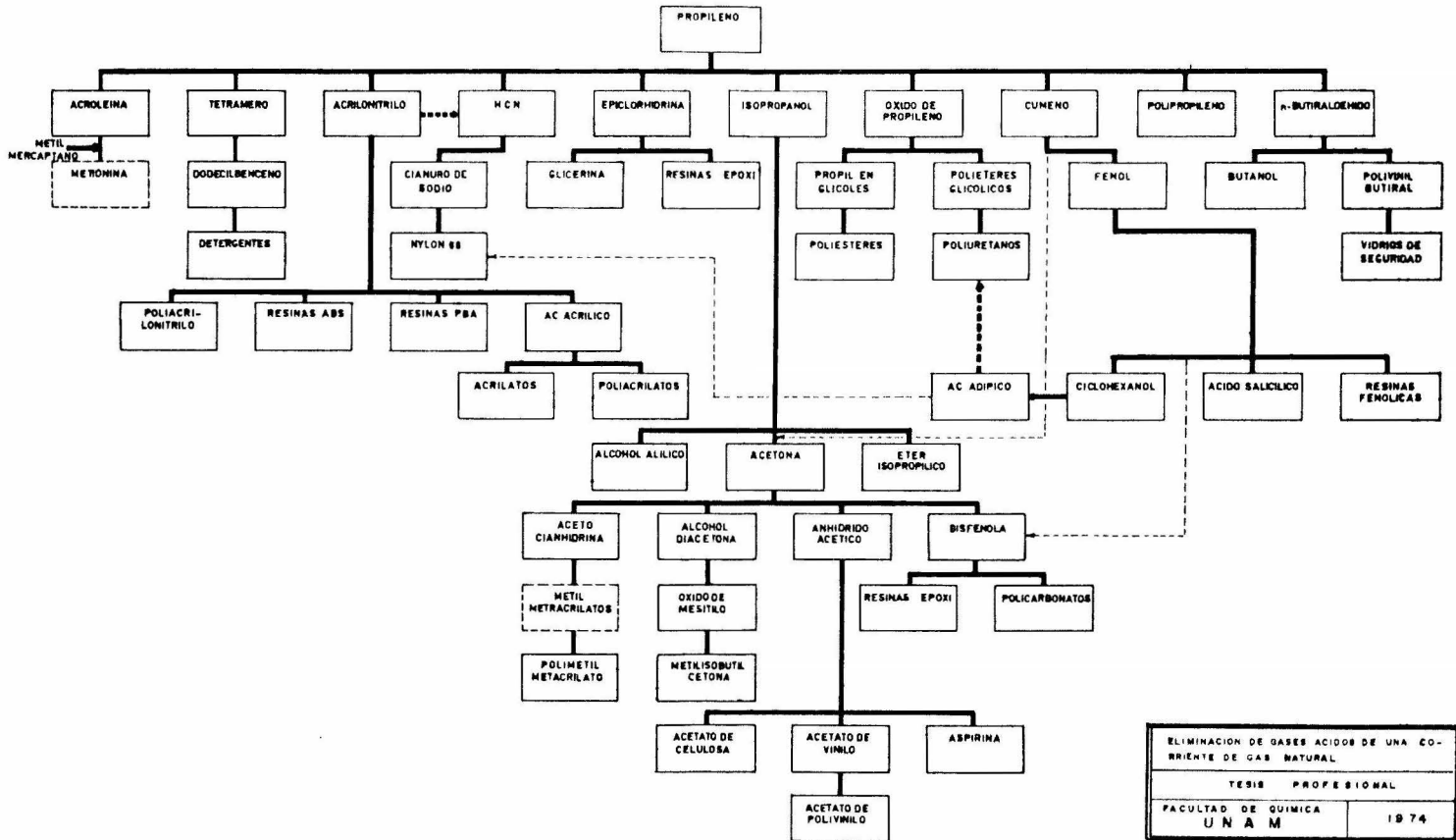


TABLA II  
 PROPILENO Y DERIVADOS <sup>1966, 1971</sup>  
 ( cifras en Toneladas)

Año	Propileno Producción	Tetramero		Acrilonitrilo		H C N		Isopropanol		Dodecibenceno	
		Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.	Prod.	Imp.
1965				-	48	-	-	-	6,318		
1966				-	76	-	-	-	8,290		
1967	58,149	46,984	-	-	387	-	-	-	9,264	48,266	-
1968	61,855	49,484	-	-	3,817	-	-	-	7,683	45,843	-
1969	54,155	43,324	-	-	5,519	-	-	-	6,330	44,942	-
1970	46,337	35,024	-	-	7,786	-	-	3,008	4,044	49,456	-
1971	70,601	37,045	-	10,961	6,091	1,769	-	9,188	33	47,563	-
1972	83,338	41,013	-	17,307	-	2,743	-	7,107	5,741	53,334	-
Capaci- dad Insta- lada		24,000 24,000		24,000		3,750		24,000		23,000 23,000	
Total		48,000		24,000		3,750		24,000		46,000	
Proyec- tos	110,000 10,000										

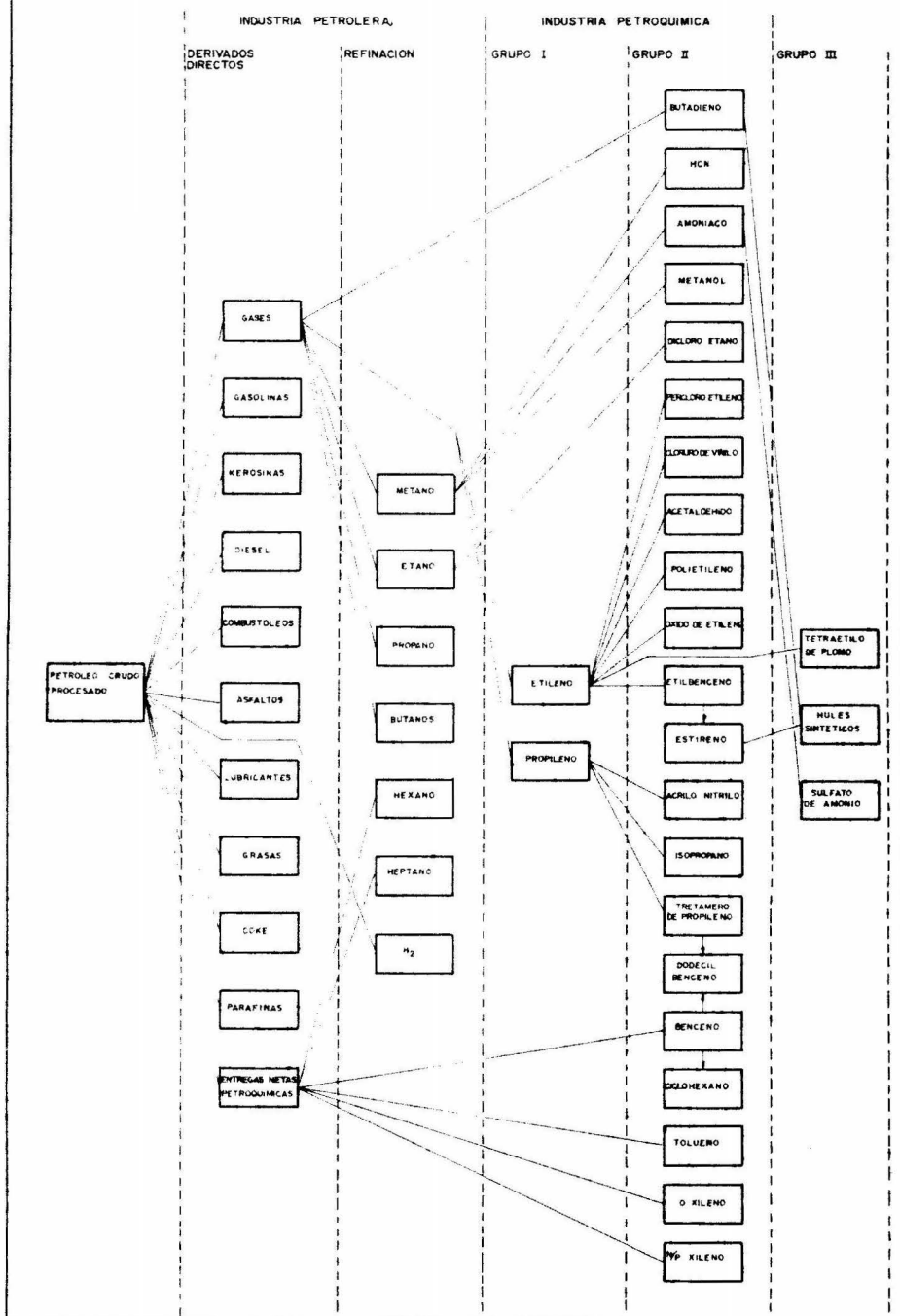
El óxido de propileno y el polipropileno no se fabrican en México, la importación para el año de 1972 fué de 9,112 y 16,374 respectivamente, existe un proyecto para producir 30,000 T/A de óxido de propileno (Arranque en 1977)

INTEGRACION VERTICAL DE PROPILENO <sup>154, 155</sup>



ELIMINACION DE GASES ACIDOS DE UNA CORRIENTE DE GAS NATURAL	
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA	1974
UNAM	

# SITUACION ACTUAL DE PEMEX 109, 104, 155



PLANTAS PETROQUIMICAS BASICAS EXISTENTES AL 31 DE DICIEMBRE DE 1972.

P R O D U C T O	CAPACIDAD NOMINAL T/A	U B I C A C I O N	AÑO EN QUE INICIO OPERACION
- - - - -(*)	- -	Cd.Pemex, Tab.	1958
Acetaldehido	44,000	Pajaritos, Ver.	1958
Acrilnitrilo	24,000	Cosoleacaque, Ver.	1971
Acido cianhídrico	3,750	Cosoleacaque, Ver.	1971
Alcohol isopropílico (isopropanol)	24,000	Salamanca, Ver.	1969
Alcohol metílico (metanol)	21,500	Texmeluca, Pue.	1969
Amoniaco	60,000	Cosoleacaque, Ver.	1962
Anhidrido carbónico	66,000	Cosoleacaque, Ver.	1962
Amoniaco	91,000	Salamanca, Gto.	1962
Anhidrido carbónico	103,000	Salamanca, Gto.	1962
Amoniaco	132,000	Cd. Camargo, Chih.	1967
Anhidrido carbónico	150,000	Cd. Camargo, Chih.	1967
Amoniaco	330,000	Cosoleacaque, Ver.	1968
Anhidrido carbónico	376,000	Cosoleacaque, Ver.	1968
Azufre	46,000	Poza Rica, Ver.	1951
Azufre	8,250	Azcapotzalco, D.F.	1959
Azufre	9,900	Cd. Madero, Tamps.	1962
Azufre	9,000	Salamanca, Gto.	1968
Azufre	20,000	Cd. Madero, Tamps.	1972
Azufre	28,000	Salamanca, Gto.	1972
Azufre	28,000	Salamanca, Gto.	-pendiente arranque-
Acido muriático	36,000	Pajaritos, Ver.	1967
Alquilarilo pesado	4,835	Azcapotzalco, D.F.	1959
Alquilarilo pesado	4,835	Cd. Madero, Tamps.	1965
Aromáticos pesados	19,400	Minatitlán, Ver.	1964

PLANTAS PETROQUIMICAS BASICAS EXISTENTES AL 31 DE DICIEMBRE DE 1972.

( Continuación )

P R O D U C T O	CAPACIDAD NOMINAL T/A	U B I C A C I O N	AÑO EN QUE INICIO OPERACION
Benceno	71,000	Minatitlán, Ver.	1967
Benceno	45,600	Minatitlán, Ver.	1964
Ciclohexano	85,000	Minatitlán, Ver.	1967
Cloruro de etilo	12,000	Pajaritos, Ver.	-pendiente arranque-
Cloruro de vinilo	19,500	Pajaritos, Ver.	1967
Dicloroetano	38,000	Pajaritos, Ver.	1967
Dodecilbenceno	23,000	Azcapotzalco, D.F.	1959
Dodecilbenceno	23,000	Cd. Madero, Tamps.	1965
Etano	36,000	Reynosa, Tamps.	1966
Etano	74,000	La Venta, Tab.	1967
Etilbenceno	8,000	Minatitlán, Ver.	1967
Etilbenceno	39,500	Cd. Madero, Tamps.	1970
Etano	144,000	La Venta, Tab.	1972
Etano	100,000	Pajaritos, Ver.	1972
Estireno	30,000	Cd. Madero, Tamps.	1967
Etileno	27,000	Reynosa, Tamps.	1966
Etileno	27,000	Pajaritos, Ver.	1967
Etileno	182,000	Pajaritos, Ver.	1972
Etileno	14,000	Cd. Madero, Tamps.	1970
Etileno	3,000	Minatitlán, Ver.	1967
Etilbenceno	8,200	Minatitlán, Ver.	1964
Heptano	10,000	Minatitlán, Ver.	1964
Hexano	20,000	Minatitlán, Ver.	1964
M.P. Xilenos	38,000	Minatitlán, Ver.	1964
Ortoxileno	11,200	Minatitlán, Ver.	1964

PLANTAS PETROQUIMICAS BASICAS EXISTENTES AL 31 DE DICIEMBRE DE 1972  
( Continuación )

P R O D U C T O	CAPACIDAD NOMINAL T/A	U B I C A C I O N	AÑO EN QUE INICIO OPERACION
Oxido de etileno	28,000	Pajaritos, Ver.	1972
Tolueno	100,000	Minatitlán, Ver.	1964
Tetrámero de propileno	24,000	Azcapotzalco, D.F.	1959
Tetrámero de propileno	24,000	Cd. Madero, Tamps.	1962
T O T A L	2,990,420		

\* Planta de absorción.

INSTALACIONES EN CONSTRUCCION O EN FASE DE DISEÑO AL 31 DE DICIEMBRE 1972

P R O D U C T O S	CAPACIDAD NOMINAL T/A	U B I C A C I O N	OBSERVACIONES
Amoniaco	300,000		En ingeniería
Anh.carbónico	342,000		
Acido sulfúrico	40,000		En ingeniería
Butano-butileno	(43.5 MMPCD)	Cd.Madero,Tamps.	En construcción
Butadieno	55,000		En construcción
Dicloroetano	115,000	Pajaritos,Ver.	En construcción
Deparafinantes	960		
Desemulsionantes	2,040		
Depresores de temperaturas de congelación	2,400		
Etano	287,300	Poza Rica,Ver.	En ingeniería
Gasolina natural	350,000		
Gasolina natural	103,700		
LPG	258,000	Texmelucan, Pue.	En construcción
Monómero de cloruro de vinilo	70,000		En construcción
Propano-propileno			
Paraxileno	40,000	Cosoleacaque,Ver.	En construcción
Percloroetileno	8,000		En construcción
Reductores de Tensión su- perficial	120		En construcción
Supresores de Humo	6,000		

PROGRAMA DE DESARROLLO DE PEMEX

PLANTA O PRODUCTO	CAPACIDAD NOMINAL	LOCALIZACION	COSTO TOTAL MM\$	AÑO DE ARRANQUE
Girbotol I	100 MM PCD	Cactus, Chis.	35	1974
Azufre	80 T/A			
Girbotol II	100 MM PCD	Cactus, Chis.	32	1974
Azufre	80 T/A			
Girbotol III	400 MM PCD	Cactus, Chis.	85	1974
Azufre	320 T/A			
Criogenica	500 MM PCD	Cactus, Chis.	350	1976
Girbotol IV	400 MM PCD	Cactus, Chis.	85	1975
Azufre	320 T/A			
Girbotol y Criogenico	300 MM PCD	La Venta, Tab.	565	1974 (1)
Etileno	182 MT/A	Poza Rica, Ver.	445	1975 (1)
Polietileno AD	100 MT/A	Poza Rica, Ver.	412	1976 (2)
Propileno	140 MT/A	Poza Rica, Ver.	210	1976 (3)
Polipropileno		Poza Rica, Ver.	300	1976 (3)
Oxido de Propileno	35 MT/A	Poza Rica, Ver.	100	1976 (3)
Metanol	120 MT/A	Sn. Martin Texmelucan, Pue.	140	1976 (3)
Aromaticos II	350 MT/A	Cangrejeras, Ver.	800	1976 (3)
Etileno	500 MT/A	Cangrejeras, Ver.	600	1976 (3)
Polietileno B.D.	180 MT/A	Cangrejeras, Ver.	490	1976 (3)
Cumeno		Cangrejeras, Ver.		1976
Estireno	100 MT/A	Cangrejeras, Ver.	300	1976 (3)
Oxido de Etileno	100 MT/A	Cangrejeras, Ver.	325	1976 (3)
Acetaldehido	100 MT/A	Cangrejeras, Ver.	220	1976 (3)
Cloruro de Vinilo	150 MT/A	Cangrejeras, Ver.	380	1976 (3)
Amoniaco V	900 T/D	Cosoleacaque, Ver.	385	1974 (1)
Amoniaco VII	1,350 T/D	Cosoleacaque, Ver.	450	1976 (3)
Amoniaco VIII	1,350 T/D	Cosoleacaque, Ver.	450	1976
Ampliación p-xileno a	80 MT/A	Cosoleacaque, Ver.	40	1976 (4)



## PROGRAMA DE DESARROLLO DE PEMEX

(continuación)

PLANTA O PRODUCTO	CAPACIDAD <u>NO</u> MINAL	LOCALIZACION	COSTO TOTAL MM\$	AÑO DE ARRANQUE
Butadieno		Cd. Madero, Tmps.	320	1974 (5)
Amoniaco VI	900 T/D	Salamanca, Gto.	385	1976
Acrilonitrilo	50 MT/A	Tula, Hgo.		1976

## BIBLIOGRAFIA

- 1.-Aguilar, C. J. J., Díaz M. R. F., Martínez, M. A., Pani, E. C. X.  
Aportaciones al Desarrollo de Tecnología Adaptativa.  
Tesis UIA, 1971.
- 2.-ANIQ  
La Industria Química Mexicana en 1971.  
Asociación Nacional de la Industria Química, A. C.
- 3.-Aries, R. S. & Newton, R. D.  
Chemical Engineering Cost Estimation.  
McGraw Hill-Book Co. Inc., N. Y. 1955.
- 4.-Armstrong, Ted.  
Sulfinol Process Proves Out in Acid-Removal operations.  
The Oil and Gas Journal, Diciembre 7, 1964.
- 5.-Ascrizzi, J. M.  
Ethane Specifications for Ethylene Production.  
Hydrocarbon Processing, Vol. 46 No. 4, Abril 1967, pp 139-140.
- 6.-Ayres, Frank Jr.  
Modern Algebra.  
Schaum's Outline Series.
- 7.-Benson, H. E., & Jameson, R. M.  
CO<sub>2</sub> Absorption, employing hot potassium carbonate solutions.  
Chemical Engineering Progress. Vol. 50 No. 7 Julio 1954 pp 356-364

- 8.-Benson, H. E., Field, J. H., Haynes, W. P.  
Improved Process for CO<sub>2</sub> Absorption uses hot carbonate solutions.  
Chemical Engineering Progress. Vol. 52 No. 10 Oct. 1956 pp 433-438
- 9.-Benson, H. E., & Field, J. H.  
New Data for Hot Carbonate Process.  
Petroleum Refiner. Vol. 39, No. 4 Abr. 1960 pp. 127-132.
- 10-Benson, H. E.  
Hot Carbonate Plants: How Pressure Affects Costs.  
Petroleum Refiner. Vol. 40, No. 4 April 1961, pp 107-108.
- 11-Berry, P. C.  
APL 360 Primer.  
International Business Machines, Corp.
- 12-Berry, P. & Raucher, S. M.  
Student Text. APL/1 130 Primer.  
International Business Machines Corporation, 1968.
- ✓13-Blake, R. J.  
Way reclaim monoethanolamine solutions.  
The Oil and Gas Journal Sept. 9, 1963 pp 130-134.
- 14-Bocard, J. P. & Mayland, B. J.  
New Charts for Hot Carbonate Process.  
Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner Vol. 41 No. 4 Abr. 1962  
pp 128-132.
- 15-Buek, B. C. & Litch R. S.  
CO<sub>2</sub> Removal by the Hot Carbonate Method.  
The Oil and Gas Journal. Sept. 1958 pp 106-111

- 16.-Buckingham, P. D.  
Fluor Solvent Process Plants: How They are Working.  
Hydrocarbon Processing Vol. 43 No. 4 Abril 1964 pp 113-116.
- 17.-Business Trends.  
La Economía Mexicana.  
Business Trends, 1971.
- 18.-Butwell, Kenneth F.  
How to maintain effective MEA solutions.  
Hydrocarbon Processing Vol. 47 No. 4 abril 1968. pp. 111-113.
- 19.-Carbajal Espinosa de los M., J. A., López, R. J. M., Sánchez, R. -  
J. J.  
Aplicación de Técnicas de Deesalsación a la Adaptación de Tecnología.  
Tesis UNAM 1972.
- ✓ 20.-Carlson, E. C. et al.  
Corrosión in CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>S-Amine System.  
Chemical Engineering Progress Vol. 48 No. 7 Julio 1952 pp 333-336
- ✓ 21.-Carreón Zepeda, O. H.  
Estudio Técnico Comparativo de Algunos Sistemas de Endulzamiento-  
de Gas Natural.  
Tesis UNAM 1969.
- 22.-Castellanos, F. J.  
Algoritmo para la optimización de multiples variables.  
Revista IMIQ, 1973 pp. 24-31.

- 23.-Chemical Engineering, Industry and Economic News.  
Catalyzed Scrubbing Improve Gas Cleanup.  
Chemical Engineering, Nov. 26 1962.
- 24.-Chilton, C. H.  
Cost Engineering in the Process Industries.  
McGraw-Hill Book Company. N. Y. 1960.
- 25.-Dailey, C. W.  
Maximizing on-Stream Time for Large Plants.  
Chemical Engineering Progress. Vol. 66 No. 12 1970 pp. 34-41.
- 26.-Danekwerts, P. V.  
Gas-Liquid Reactions.  
McGraw-Hill Book Co. N. Y. 1970.
- 27.-Deal, C. H. Jr., Dunn, C. L. et al.  
Sulfinol-A New Process for Gas Purification.  
Sixth World Petroleum Congress, 19<sup>th</sup>-26<sup>th</sup> June 1963, section IV--  
Paper 32. pp. 1-11.
- 28.-Devore, A.  
Nomographs Give Properties of Monoethanolamine solutions,  
Chemical Engineering, Febrero 17, 1964, pp. 164-165.
- 29.-Dingman, J. C. & Monaghan, R. P.  
Take Care of Ethanolamine Solutions (Part I)  
Problems in Making Ethanolamine (Part II)  
Tests for Contamination (Part III)  
Monoethanolamine Solution (Part IV)  
The Oil and Gas Journal, Mayo 19, 1958 pp. 125, 127, 128, 183.

30.-Dingman, J. C.

How Acid Gas Loadings Affect Physical Properties of MEA Solutions.  
Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner Vol. 42 No. 9 Sept. --  
1963 pp. 189-191.

31.-Dunn, C. L., Freitas, F. R. et al.

New Pilot Data on Sulfinol Process.  
Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner, Vol. 43 No. 3 Marzo -  
1964, pp. 150-154.

32.-Dunn, C. L., Freitas, E. R. et al.

Sulfinol Process-bids for acid-gas removal jobs.  
The Oil and Gas Journal, Mayo 16, 1964, pp. 95-98.

33.-Dunn, C. L., Freitas, E. R., Hill, E. S., Sheeler, J. E. R. Jr.

Shell reveals commercial data on Sulfinol Process.  
The Oil and Gas Journal. Marzo 29, 1965 pp. 87-92.

34.-Dunn, C. L., Freitas, E. R., Hill, E. S. & Sheeler, J. E. R.

First Plant Data From Sulfinol Process.  
Hydrocarbon Processing. Abril 1965. Vol. 44 No. 4 pp. 137-140.

35.-Eckert, J. S. et al

Design Techniques for sizing packed towers.  
Chemical Engineering Progress, Vol. 57 No. 9, septiembre 1961, --  
pp. 54-58.

36.-Eckert, J. S. et al.

Absorption Process Utilizing Packed Towers.  
Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 59, No. 2 Febrero 1967  
pp. 41-47.

- 37.-Egorov, N. N. et al.  
Purification of gases with ethanolamine solutions.  
De "Remov of Sulfur from Coke-Oven and Other Fuel Gases"  
Moscu, 1950 pp. 1-24.
- 38.-Eickmeyer, A. G.  
The Catalysis of Potassium Carbonate Solutions in Carbon Dioxide-  
Absorption.  
SPE-128 pp. 1-4.
- 39.-Eickmeyer E Associates.  
Catacarb... the catalytic process for carbon dioxide removal.  
Eickmeyer E Associates.
- 40.-Eickmeyer, A. G.  
Costs Favor Hot Carbonate Process.  
Chemical Engineering, Agosto 25, 1958 pp. 113-116.
- 41.-Eickmeyer, A. G.  
Catalytic Removal of CO<sub>2</sub>.  
Chemical Engineering Progress. Vol. 58 No.4 Abr, 1962 pp. 89-91.
- 42.-Ellwood, P.  
Meta-Vanadates Scrub Manufactured Gas.  
Chemical Engineering. Vol. 71, No. 15, Julio 20 1969 pp. 128-130.
- 43.-Estep, James W., McBride, Jr., Guy T., West, James R.  
The Recovery of Sulfur from Sour Natural and Refinery Gases.  
Advances in Petroleum Chemistry and Refining. Vol. VIII, Chap. 7-  
pp. 315-466.

- 44.-Field, J. H. et al.  
Removing Hydrogen Sulfide by Hot Potassium Carbonate Absorption.  
Bureau of Mines. Report of Investigations 5660. (1960).
- 45.-Frankowiak, S. & Nitschke, E.  
Estasolvan: New Gas Treating Process.  
Hydrocarbon Processing, Mayo 1970 pp. 145-148.
- 46.-Frazier, James.  
How's the Sulfinol Process Working?.  
Hydrocarbon Processing, Abril 1970.
- 47.-Glitsch, Fritz W. and Sons.  
Ballast Tray Design Manual.  
Bulletin No. 4900 Texas.
- 48.-Giral, B. J., Sacristan, R. A. & Verdugo, E.  
Estudio de Evaluación de Proyectos.  
Revista IMIQ, Agosto 1968, pp. 13-25.
- 49.-Giral, B. J. & Romero, R. J. E.  
Aplicación de Criterios Tecnológicos.  
Revista IMIQ, pp. 60-67.
- 50.-Giral, B. J.  
Proyecto de Entrenamiento de Investigación Tecnología Química. A-  
propiada para Países en desarrollo. Resumen y Recomendaciones.  
Revista IMIQ, Noviembre 1972, pp. 16-18.



- 51.-Giral, B. J., Carbajal, J., Lopez, J. M. & Sanchez, J. J.  
Aplicación de Técnicas de Deescalación a la Adaptación de Tecnología.  
Revista IMIQ, Enero 1973, pp. 10-14.
- 52.-Giral, B. J.  
Tecnología y su Licenciamento.  
Mesa Redonda ANIQ/IMIQ/ANFI, Febrero 1973.
- 53.-Giola, Francesco & Astarita, Gianni.  
A General solution to the problem of hydrogen sulfide absorption-  
in alkaline solutions.  
IEEC Fundamentals. Vol. 6 No. 3 Agosto 1967, pp. 370-375.
- 54.-Goar, B. G.  
Sulfinol Process has several Key advantages.  
Oiland Gas Journal, Junio 30, 1969, pp. 117-120.
- 55.-Groves, F. A. & Newitt, D. M.  
Regeneration of monoethanolamine in a continuous carbon dioxide --  
absorption plant.  
Trans. Inst. Chem. Eng. Vol. 32, 1954 pp. 108-117.
- 56.-Guthrie, K. M.  
Capital Cost Estimating.  
Chemical Engineering, Marzo 24, 1969, pp. 114-142.
- 57.-Guthrie, K. M.  
Capital and Operating Costs for 54 Chemical Process.  
Chemical Engineering, Junio 15, 1970 pp. 140-156.

- 58.-Hardy, Olin F.  
Catcarb Process reduces cost in giant ammonia plant.  
Nitrogen. Vol. 51, Feb. 1968 pp. 33-35.
- 59.-Heguer, A. M. & Harris, R. A.  
Solexol Solves High H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> Problem  
Hydrocarbon Processing. Abril 1970, pp. 103-104.
- 60.-Hirsek, R. W.  
The sulfinal Process for Treating Acidic Gases.  
Shell Oil Company. Houston, Texas.
- 61.-Hochgesand, G.  
Rectisoland Purisol.  
Industrial and Engineering Chemistry. Vol. 62, No. 7 Julio 1970.
- 62.-Holder, Howard L.  
Diglycolamine-A Promising New Acid-Gas Remover.  
Oil and Gas Journal. Vol. 64 No. 18, 1966 pp. 1-5.
- 63.-Hydrocarbon Processing.  
NG/LNG/SNG Handbook.  
Hydrocarbon Processing, Abril 1973 pp. 87-132.
- 64.-Iverson, K. E., & Falkoff, A. D.  
The APL 360 user's manual.  
International Business Machines, Corp.
- 65.-Jefferson Chemical Company.  
Diglycolamine for Acid-Gas removal.  
Chemical Engineering.

66.--Jefferson Gas Treating Briefs.

Ethanolamine sweetening process design and operation considerations, Part I, Part II, Part III, Part IV.

Jefferson Chemicals pp. 015-018.

✓67.--Jefferson Chemical Company.

Technical Information. Equilibrium Data for  $H_2S-CO_2$ . Monoethanolamine.

Jefferson Chemical Company.

68.--Jefferson Chemical Company.

Mono-Di-Tri-Ethanolamines. Technical Brochure.

Jefferson Chemical Company.

69.--Johnstone, R. E. & Thring, M. W.

Pilot Plants, Models, and Scale-up Methods in Chemical Engineering  
McGraw-Hill Book Company. N. Y. 1957.

70.--Katz, et al.

Handbook of Natural Gas.

McGraw-Hill Co., N. Y. 1959.

71.--Kern, D. Q.

Process Heat Transfer.

McGraw-Hill Co. Tokyo.

72.--Key, Eugene C.

Treating Ethane-Rich Gas Streams.

Hydrocarbon Processing. Vol. 47, No. 4 April 1968 pp. 120-122.

- 73.-Kohl, Arthur & Blohm, Clyde.  
Technical Aspects of Glycolamine Gas Treating.  
The Petroleum Engineering. Junio 1950, pp. 37-44.
- 74.-Kohl, Arthur L.  
Plate efficiency with chemical reaction absorption of carbon dioxide in monoethanolamine solutions.  
AIChE Journal. Vol. 2 No. 2 Junio 1956 pp. 264-270.
- 75.-Kohl, Arthur L. & Riesenfeld, Fred C.  
Today's Processes for Gas Purification.  
Chemical Engineering. Junio 15, 1959.
- 76.-Kohl, Arthur L. & Riesenfeld, Fred C.  
Gas Purification.  
McGraw-Hill, Book Co., N. Y. 1960.
- 77.-Lange, N. A.  
Handbook of Chemistry.  
McGraw-Hill Book Co. N. Y.
- 78.-Lehman E Garland.  
Trouble-Free ethanolamine gas treating plants.  
The Oil and Gas Journal, Julio 24, 1961 pp. 84-88.
- 79.-Leibson, I. & Trishman, C. A. Jr.  
When and How to Apply Discounted Cash Flow and Present Worth.  
Chemical Engineering, Diciembre 13, 1971, pp. 97-106.

80.--López, R., J.

Determinación del Sistema de Tratamiento de Eliminación de CO<sub>2</sub> más Adecuado en una Planta de Etileno.

Tesis, UNAM, 1969.

81.--Ludwig, E. E.

Applied Process Design for Chemical and Petrochemical plants. Vol. II, III.

Gulf Publishing Co. Houston, Texas 1964.

82.--Maddox, R. N. & Burns, M.

How to choose a treating process.

The Oil and Gas Journal. Agosto 14, 1967 pp. 131-133.

83.--Maddox, R. N. & Burns, M.

MEA process to be considered first.

The Oil and Gas Journal. Ago. 21, 1967 pp. 83-85.

84.--Maddox, R. N. & Burns, M.

Where and why to watch for symptoms of corrosion, foaming.

The Oil and Gas Journal. Ago. 28, 1967 pp. 116-117.

✓ 85.--Maddox, R. N. & Burns, M.

How to design amine absorbers.

The Oil and Gas Journal. Sept. 18, 1967 pp. 112-121.

✓ 86.--Maddox, R. N. & Burns, M.

Here are principal problems in designing stripping towers.

The Oil and Gas Journal. Oct. 2 1967 pp. 110-111.

- 87.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
Hot Carbonate-Another Possibility.  
The Oil and Gas Journal. Oct. 9, 1967.
- 88.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
Designing a Hot Carbonate Process.  
The Oil and Gas Journal. Nov. 13, 1967 pp. 122-131.
- 89.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
Physical Solution is the Key to these treating processes.  
The Oil and Gas Journal. Ene. 8, 1968, pp. 78-81.
- 90.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
Economical new sour-gas treating methods available.  
The Oil and Gas Journal. Ene. 22, 1968 pp. 91-94.
- 91.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
These early processes may fit some sweetening needs.  
The Oil and Gas Journal. Mar. 11, 1968 pp. 85-87.
- 92.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
Liquid Absorption-Oxidation processes show much promise.  
The Oil and Gas Journal. Mayo 13, 1968 pp. 100-103.
- 93.-Maddox, R. N. & Burns, M.  
Solid processes for gas sweetening.  
The Oil and Gas Journal. Jun. 17, 1968 pp. 90-93.

- 94.-Mopstone, George E.  
Hot Carbonate Process Calculations.  
Hydrocarbon Processing. Vol. 45 No. 3 Mar. 1966 pp. 145-148.
- 95.-Marynka Olizar.  
Guía de los Mercados de México.  
Marynka Olizar, 1972.
- 96.-Mason, Jesse W. & Barnett, F.  
Equilibrium absorption of carbon dioxide by solutions of the etha  
nolamines.  
AIChE Meeting. Nov. 13-15, 1935 pp. 26-47.
- 97.-McCabe, W. L. & Smith, J. C.  
Unit Operations of Chemical Engineering.  
McGraw-Hill Book Co. N. Y. 1956.
- 98.-McCracken, D. D. & Dorn, W. S.  
Numerical Methods and Fortran Programming.  
John Wiley & Sons. Inc., 1964.
- 99.-Morse, R. J.  
Catacarb CO<sub>2</sub> Cuts Costs Enjoys Big Growth.  
The Oil and Gas Journal. Abril 22, 1968 pp. 184-185.
- 100-Muhlbauer, H. G. & Monaghan, P. R.  
Sweetening natural gas with ethanolamine solutions.  
The Oil and Gas Journal. Abril 29, 1957 pp. 139-145.

- 101.-Mullowney, J. F.  
Seven Methods of Removing CO<sub>2</sub>.  
The Oil and Gas Journal. Febrero 10, 1958 pp. 93-99.
- 102.-Nisklin, T. & Brunner, E.  
Hydrogen Sulfide removal by the Stretford liquid purification --  
process.  
The Institution of Gas Engineers. Mayo 1961 pp. 1-22.
- 103.-Nonkebel, G.  
Gas Purification Processes.  
George Newnes Limited, London 1964.
- 104.-Ovitrón Corporation.  
Selective separation of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub>.  
Ovitrón Corporation pp. 1-2.
- 105.-Paredes Felipe.  
Operation and Performance of Solution Reclaimers for Glycolamine  
Solutions.  
Natural Gas Ass. of America. pp. 17-21.
- 106.-Perry, J. H.  
Chemical Engineers' Handbook. Fourth Edition.  
McGraw Hill-Book Company Tokyo 1963.
- 107.-Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D.  
Plant Design and economics for Chemical Engineers.  
McGraw-Hill Book Company. N. Y. 1968.



108.-Petróleos Mexicanos.

Reglas básicas de seguridad para el manejo de ácido sulfhídrico-  
en la industria.

Gerencia de Seguridad Industrial 1967 pp. 5-15.

109.-Petróleos Mexicanos.

Memoria de Labores.

Petróleos Mexicanos, 1968, 1969, 1970, 1971, 1972

110.-Popper, H.

Modern Cost-Engineering Techniques.

McGraw-Hill Book Company N. Y. 1970.

111.-Riesenfeld, F. C. and Blohm, C. L.

Corrosion Resistance of Alloys in Amine Gas Treating Systems.

Petroleum Refiner. Vol. 30 No. 10. Oct. 1951 pp. 107-115.

112.-Riesenfeld, F. C. & Blohm, Clyde L.

Acid gas removal processes compared.

Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner. Vol. 41 No. 4 April-  
1962 pp. 123-127.

113.-Rosen, Ward D.

Here's a quick design method for amine sweetening plants.

The Oil and Gas Journal. Mar. 18, 1968 pp. 75-78.

114.-Rudd, D. F. & Watson, C. C.

Strategy of Process Engineering.

John Wiley & Sons. Inc., 1968.

- 115.-Ruiz Carmona Oscar E.  
Ingeniería de Procesos. Apuntes.  
UNAM-1972.
- 116.-Ruzicka, P. A.  
Packings for Hot Carbonate Systems.  
Chemical Engineering Progress. Vol. 69. No. 2 Feb. 1973.
- 117.-Ryder, C. and Smith, A. V.  
The application of the Stretford Process to the removal of hydrogen sulfide of high pressure.  
The Institution of Gas Engineers. Nov. 1962 pp. 1-13.
- 118.-Sawistowski, H. & Smith, W.  
Métodos de Cálculo en los procesos de transferencia de Materia.  
Editorial Alhambra, S. A., 1967.
- 119.-Schmidt, A. X., & List, H. L.  
Material and Energy Balnces.  
Prentice Hall Inc. N. J. 1962.
- 120.-Schweyer, H. E.  
Process Engineering Economics.  
McGraw-Hill Book Co. N. Y. 1955.
- 121.-Shell Chemical Company.  
Technical Bulletin: Sulfolane.  
Shell Chemical Company: IC: 63-132, Marzo, 1964.

- 122.-Shell Chemical Company.  
Technical Bulletin: Sulfolane Extraction.  
Shell Chemical Company: IC: 65-1 Sept. 1964.
- 123.-Shell Chemical Company.  
Technical Bulletin: Shell Sulfinol Process-Hydrogen and Ammonia-  
Synthesis Gas.  
Shell Chemical Company. IC: 65-2 Sept. 1964.
- 124.-Shell Chemical Company.  
Technical Bulletin: Shell Sulfinol Process-Natural Gas.  
Shell Chemical Company. IC: 65-3 Sept. 1964.
- 125.-Shell, Allen D.  
Reclaimer regeneration process can cut MHA losses.  
The Oil and Gas Journal. Febrero 26, 1968. pp. 87-88 y 79.
- 126.-Shell, Allen D.  
Con ventaja recuperan el contenido de aminas.  
Petróleo Interamericano. Mayo 1968 pp. 49-50.
- 127.-Smith, B. D.  
The design of equilibrium Stage Processes.  
McGraw-Hill Book Co. N. Y.
- 128.-Swain, C. D. Jr.  
Gas Sweetening Processes of the 1960's  
Hydrocarbon Processing Mar. 1970. pp. 127-130.

- 129.-Sweny, John W. & Valentine, John P.  
Physical Solvent Strips in Gas Treatment/Purification.  
Chemical Engineering. Sept. 7, 1970.
- 130.-Taylor, D. K.  
How to Desulfurize Natural Gas-1.  
Field Processing. Nov. 5, 1956.
- 131.-Teller, Aaron J.  
Absorption with Chemical reaction.  
Chemical Engineering Julio 11, 1960. pp. 11-124.
- 132.-Thompson, R. & Nicklin T.  
Le procédé Stretford.  
Association Technique de L'industrie de gaz en France, 1964 pp.-  
1-15.
- 133.-Thuesen, H. G. et al.  
Engineering Economy.  
Prentice-Hall, Inc., Englewoods. N. J. 1971.
- 134.-Treybal, Robert E.  
Mass Transfer Operations.  
McGraw-Hill Co. Second Edition. Tokio, 1968.
- 135.-Tyler, C. & Winter, C. H.  
Chemical Engineering Economics.  
McGraw-Hill Book Co. N. Y. 1959.

- 136.-Uhde, Friedrich GMBH.  
Press Information: The Estasolvan Process.  
Uhde, Friedrich GMBH.
- 137.-UNAM.  
Appropriate technology for chemical industries in developing economies.  
Program summer Research. UNAM, México, Julio-Agosto 1972.
- 138.-Vernon, G. E.  
APL-A Programming Language.  
Chemical Engineering, marzo 6, 1972, pp. 99-104.
- 139.-Waddams, A. L.  
Chemicals from Petroleum.  
Chemical Publishing Co. Inc. N. Y. 1969.
- 140.-Wainwright, H. W. et al.  
Removal of Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide from synthesis gas using DI and Triethanolamine.  
Bureau of Mines. Report of Inv. 4891 Oct. 1952 pp. 1-19.
- 141.-W. C. Holmes E Co. Ltd.  
Stretford plants in order or in operation.  
W. C. Holmes E Co. Ltd. pp. 1-5.
- 142.-Wendt, C. J. and Dailey, L. W.  
Gas Treating: The SNPA Process.  
Hydrocarbon Processing. Vol. 46, No. 10 Oct. 1967 pp. 155-157.

- 143.-Westman, D. A. et al.  
New process has wide scope.  
The Oil and Gas Journal. Mayo 20, 1968 pp. 85-87.
- 144.-Williams, E & Jeskie, H. P.  
Corrosion and its prevention in a monoethanolamine Gas Treating-  
Plant.  
Materials Protection. Julio 1968 pp. 21-25.
- 145.-Zanker, A.  
Finding Linear Velocities Through Packed Columns.  
Chemical Engineering, Diciembre 25, 1972. pp. 84.
- 146.-Zapffe, F.  
Three ways to sweeten gas.  
The Oil Gas Journal. Sept. 10, 1962. pp. 136-139.
- 147.-Zenz, F. A.  
Designing Gas-Absorption Towers.  
Chemical Engineering, Noviembre 13, 1972, pp. 120-138.
- 148.-Zevnik, F. C.  
New Short-Cut method for plant costs.  
Chemical Engineering, Marzo 18, 1963, pp. 208.
- 149.-Olvera, G. E.  
Estudio de innovaciones tecnologicas de etileno.  
Tesis UNAM 1972.

- 150.-Iverson, K. E.  
APL in exposition.  
International Business Machines, Corp.
- 151.-Secretaria de Industria y Comercio.  
Anuario de Comercio Exterior, 1965, 66, 67, 68, 69, 70, 71 y 72.
- 152.-Guilman & Rose  
APL/360  
John Wiley & Sons. Inc.
- 153.-Thorsen, D. R.  
The seven year surge in the CE Cost Indexes.  
Chemical Engineering, Nov. 13 de 1973.
154. Stanford Research Institute  
Chemical Origins and Markets  
Menlo Park, California 1967
155. Arne, F.  
An industry maps its mature years  
Chemical Engineering, may 30, 1960