

18  
2 Ejem



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES**

**CUAUTITLAN**

**DISEÑO DEL EQUIPO DE UNA UNIDAD DE  
TRATAMIENTO DE AGUAS EN UNA REFINERIA**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**I N G E N I E R O Q U I M I C O**  
P R E S E N T A  
**ROBERTO ARTURO ZARRAGA RAMBAUD**

**DIRECTOR DE TESIS:**

**DR. CARLOS TREVIÑO TORRES**



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.

## C O N T E N I D O

	pages.
1.- OBJETIVOS	1
2.- GENERALIDADES	2
2.1.- ASPECTOS GENERALES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO.	4
2.1.1.- ESTRATEGIA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO DE UNA REFINERIA	7
2.1.2.- METODOS DE TRATAMIENTO FISICO	10
2.1.3.- METODOS DE TRATAMIENTO QUIMICO	10
2.1.4.- METODO BIOLOGICO	10
2.2.- MANEJO DEL AGUA EN LA REFINERIA "18 DE MARZO"	11
2.2.1.- CONSUMO DE AGUA	12
2.2.2.- DESCARGA DE AGUA	12
2.2.3.- ANALISIS DE LAS AGUAS DE DESECHO	13
2.3.- AGUAS AMARGAS	14
2.3.1.- AGUAS AMARGAS DE LA REFINERIA "18 DE MARZO"	15
3.- ANALISIS Y DESCRIPCION DEL PROCESO	17
3.1.- PROCESO DE INTERCAMBIO IONICO	17
3.2.- PROCESO DE DESORCION SIMPLE	18
3.3.- PROCESO DE DESORCION CON CARGA ACIDIFICADA	19
3.4.- PROCESO DE DESORCION CON GASES DE COMBUSTION	19
3.5.- PROCESO DE DESORCION CON VAPOR DE AGUA	20
4.- SELECCION DEL PROCESO	22
5.- DISEÑO DE EQUIPO	25
5.1.- BALANCE DE MATERIA	25
5.2.- CALCULO DE LA COLUMNA T - 1	35
5.2.1.- DETERMINACION DEL NUMERO DE ETAPAS TEORICAS	35
5.2.2.- DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA (SECCION EMPACADA)	43

	pags.
5.2.3.- DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA	49
5.3.- CALCULO DE BOMBAS	53
5.3.1.- CALCULO DE LA BOMBA P - 1 Y SU RELEVO	53
5.3.2.- CALCULO DE LA BOMBA P - 2 Y SU RELEVO	57
5.4.- DISEÑO DE TANQUES	61
5.4.1.- TANQUE DE BALANCE D - 1	61
5.4.2.- TANQUE DE SEPARACION D - 2	66
5.5.- INTERCAMBIADORES DE CALOR	70
5.5.1.- CAMBIADORES DE CALOR E - 1	70
5.5.2.- DISEÑO DEL CONDENSADOR E - 1	71
6.- COSTOS	79
6.1.- INVERSION DE EQUIPO	80
6.2.- INVERSION DE CAPITAL	90
6.3.- COSTOS DE INVERSION FIJA Y DE SERVICIO	91
7.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	93
8.- BIBLIOGRAFIA	95

## 1.- OBJETIVOS

Por ser el agua un elemento de gran importancia en la vida humana y factor determinante en el proceso y desarrollo de la industria, es cada vez más importante su preservación y, en donde sea posible; su reutilización. Una forma de optimizar el consumo de agua consiste en tratar el agua que ha sido utilizada y recircularla dentro del mismo proceso.

En el presente estudio se analizó la situación de la refinería "18 de Marzo", con el objetivo de disminuir el consumo de agua.

Una de las corrientes importantes dentro del proceso es la de aguas amargas, por lo que se plantea tratar estas aguas de desecho para poderse reutilizar posteriormente y reducir los consumos de agua fresca.

Siendo la anterior una de las razones más importantes, se desarrolla el siguiente estudio cuyo objetivo principal es el de diseñar un proceso para el tratamiento de agua contaminada.

Como criterios de separación se fijaron los siguientes valores:

- Eliminación del 99% del ácido sulfhídrico alimentado.
- Eliminación del 95% del amoníaco alimentado.

El volumen total a tratar es de 1,000 metros cúbicos diarios de agua amarga, cuya composición es de 3,665 ppm. y 2,316 ppm. de ácido sulfhídrico y amoníaco respectivamente.

## 2.- GENERALIDADES

Como resultado de medidas cada vez más estrictas, en cuanto a la calidad del agua que puede ser descargada al medio ambiente; la industria en general y la industria química en particular, se encuentran en la necesidad de disponer en México, de información sobre procesos tecnológicos y técnicas de cálculo orientadas a resolver el problema de la contaminación del agua.

A continuación se describe en términos generales la problemática que existe en una refinería de petróleo, con respecto a la contaminación del agua. En una refinería típica se generan 61.2 lts. de agua contaminada en diversos grados, por cada barril de crudo procesado. Por lo tanto, una refinería que procese 100,000 Bls/día, generará 6'120,000 lts. de agua contaminada, este valor refleja la cantidad de agua utilizada en el proceso. En forma general se puede decir que el agua contaminada tiene su origen dentro del proceso de refinación como resultado de la utilización del agua en las áreas de enfriamiento, servicio sanitario y de proceso.

En la figura 1 se muestra una distribución típica del consumo de agua en una refinería, distinguiendo entre las áreas de enfriamiento, calderas, proceso y sanitario; como se observa, la mayor proporción es utilizada en el enfriamiento de un solo paso, con un 43.75% del total, le sigue en orden de importancia el área de calderas, de proceso y sanitario. Así también, analizando los desechos, se tiene que la mayor contribución la hace el sistema de enfriamiento con un 52.9% del total de los desechos, seguido por los efluentes generados en el área de proceso, los cuales presentan el 29.6% del total de los desechos.

Del análisis efectuado acerca de la figura 1, se tiene que al incluir el tratamiento de las aguas amargas generadas en el procesamiento de 100,000 B/D de crudo, se reduciría el desecho de las aguas a un 23% aproximadamente.

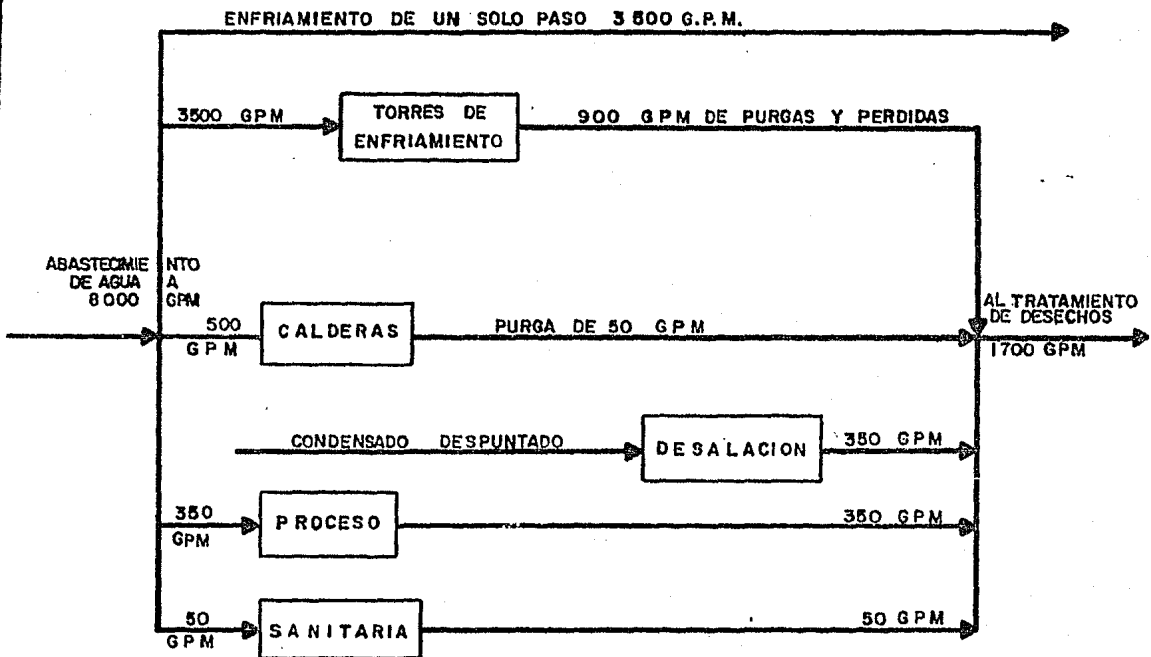


Figura 1.- Usos del agua en una refinación típica de 150 000 BPD.

## 2.1.- ASPECTOS GENERALES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO.

En términos generales, un sistema-- para tratar el agua de desecho de una refinería consiste en:

- 1.- Un sistema de drenaje y de colección.
- 2.- Separadores de aceite y agua de tipo de gravedad y auxiliares requeridos para eliminar aceite y sedimentos.
- 3.- Unidades de tratamiento o instalaciones que den facilidad para el manejo de soluciones químicas segregadas y de otros desechos del proceso, así como para el control de los efectos de contaminantes que tengan propiedades tóxicas.

La figura 2 muestra una lista generalizada de fuentes de aguas de desecho y su separación en los diferentes sistemas de drenajes diseñados para optimizar la reutilización y reducir al mínimo los volúmenes globales de tratamiento.

El drenaje libre de aceite colecta las aguas de desecho que no han estado en contacto con aceite y que no están sujetas a otra contaminación para la que deba darse tratamiento.

Puesto que estas aguas raramente -- contienen una contaminación importante de aceite, pueden pasar de largo a los separadores API y algunas pueden ser descargadas en -- la línea de salida de la refinería, sin embargo, si se juntan en un drenaje común, este flujo se suele mezclar con los desechos -- aceitosos después de los separadores API para ser tratados conjuntamente.

El sistema de drenajes del agua de enfriamiento con aceite, está diseñado para manejar aguas que se espera hayan estado sujetas a una contaminación mínima con aceite, ya sea de fugas en el equipo de intercambio de calor o de derrames.



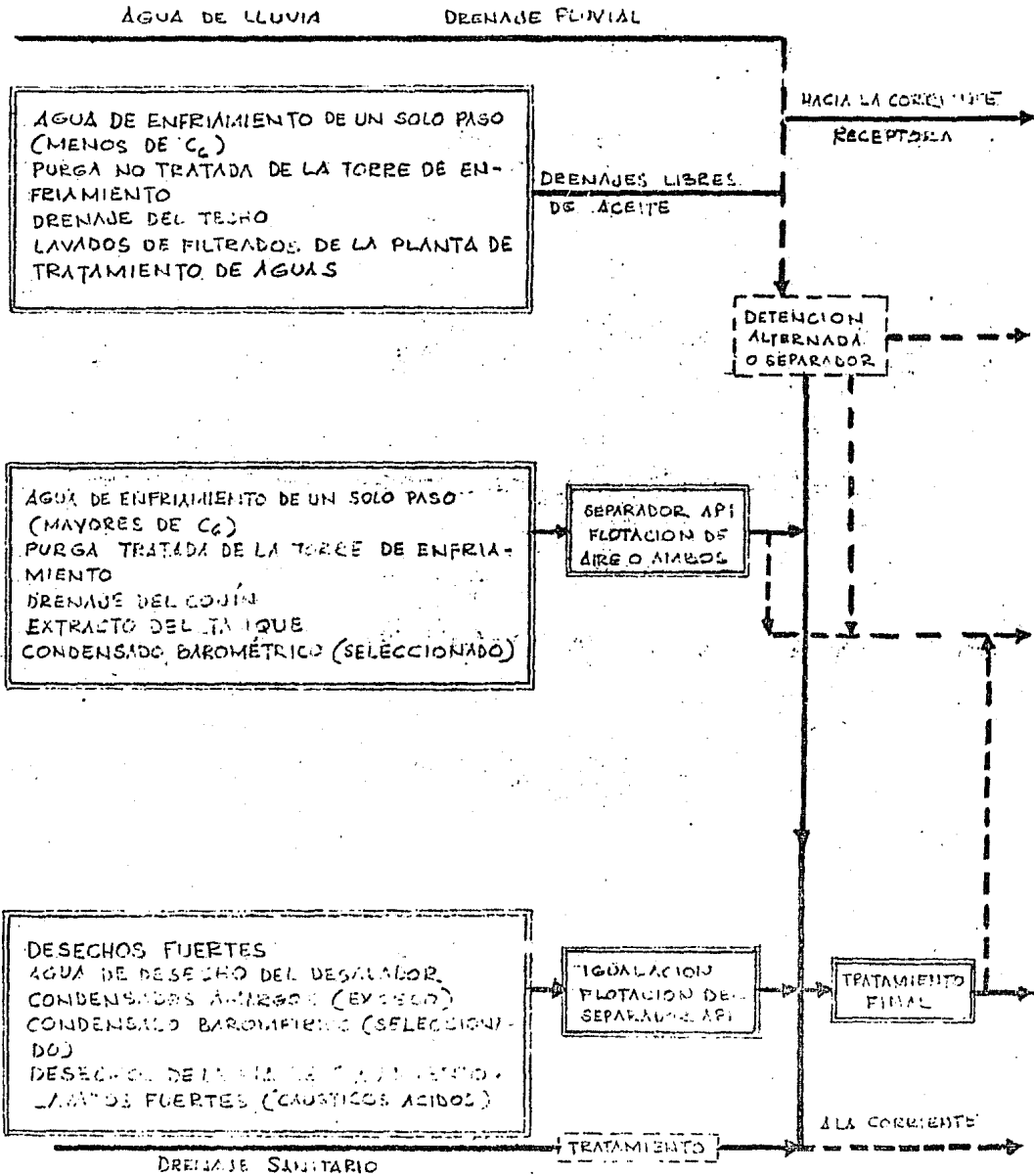


FIGURA 2.- ESQUEMA SUGERIDO PARA LA RECOLECCION Y TRATAMIENTO DE LAS AGUAS DE DESECHO DE UNA REFINERIA.

Si no ha habido contaminación con productos químicos o por sólidos finos, los que tienden a causar emulsiones, la separación del aceite y del agua puede lograrse rápidamente.

El agua de enfriamiento del condensador barométrico que está sujeta a contaminación por aceite fácilmente separable, pero sin contener aceite emulsionado, puede también incluirse en este sistema.

El sistema de drenajes del agua de proceso colecta la mayor parte de las aguas de desecho que entran en contacto directo con aceite y que están sujetas a contaminación por aceite emulsionado o por agentes químicos. El agua del sistema de drenajes del agua de proceso se trata en un separador aceite-agua, y los contaminantes que quedan después de la separación por gravedad son reducidos por métodos de tratamiento secundario.

El sistema de drenaje sanitario colecta solo aguas negras sanitarias crudas y las conduce a los drenajes municipales o a las instalaciones de tratamiento de la refinería. Es usual que los reglamentos estatales o locales determinen los requerimientos para la disposición sanitaria. Las aguas negras crudas pueden usarse para siembra en las unidades de tratamiento biológico de la refinería.

En los sistemas especiales se encuentran los requeridos para la colección por separado y el manejo de ciertos desechos con propiedades físicas y químicas que causen efectos indeseables, ya sea en el sistema de drenajes de la refinería, en los separadores aceite-agua o en las instalaciones de tratamiento secundario. Las soluciones gastadas de ácidos y caústicos, los condensados amargos y los solventes degradados son ejemplos de los desechos mencionados.

Los sistemas principales de tratamiento de aguas de desecho separan a los contaminantes del agua, por medios físicos, químicos y biológicos. El tratamiento primario consiste en procesos físicos y a menudo químicos. En el tratamiento primario se separan del agua, la carga de desechos de aceite y los sólidos suspendidos. En el tratamiento secundario se quitan muchos de los contaminantes orgánicos y sólidos remanentes por tratamiento biológico, el cual consume y oxida la materia orgánica.

Existen pocos métodos físicos, químicos o biológicos conocidos como tratamiento terciario, entre los que se encuentran, la absorción de carbón activado y la filtración. Según se vayan haciendo más rigurosas las regulaciones de control, los métodos de tratamiento terciarios se volverán más comunes.

#### 2.1.1.- ESTRATEGIA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO DE UNA REFINERIA

El sistema de tratamiento de aguas de una refinería usualmente tiene las siguientes funciones:

- 1.- Remoción de aceite.- La primer separación de aceite es propiciada por un separador API o con uno de placas corrugadas (SPC). Los efluentes de estos separadores primarios contienen aproximadamente de 50 a 100 ppm. de aceite.
- 2.- Remoción de sólidos suspendidos.- La remoción de sólidos suspendidos y aceite es usualmente acompañada por sedimentación química o flotación con aire. Los efluentes de esta separación intermedia contienen aproximada

mente de 5 a 20 ppm. de aceite y 25 a 60 de sólidos suspendidos.

- 3.- Reducción de la demanda biológica de oxígeno (DBO).- Algunos tipos de oxidación son requeridos como un tratamiento secundario para reducir la DBO de las aguas de desecho tratadas. Las aguas de desecho de una refinería típica de petróleo pueden tener unos 5 días de DBO de 150 a 350 ppm. que pueden ser reducidas hasta en un 75% con un separador bien diseñado.
- 4.- Remoción de compuestos orgánicos disueltos.- Algunos efluentes de plantas petroquímicas pueden tener productos orgánicos disueltos que no son posibles de degradación biológica. Esto puede requerir un tratamiento terciario para remover los compuestos orgánicos disueltos. La adsorción con carbón activado puede remover hasta el 95% de los orgánicos disueltos de las aguas de desecho típicas de la industria.
- 5.- Sistema completo.- Como se ilustra en la figura 3, un sistema de tratamiento completo, además de los tratamientos ya mencionados, incluye también una fosa al final del tren de tratamiento, la cual permite la dilución u homogenización de cualquier efluente "fuera de especificación", causado por un breve trastorno y el efluente fuera de especificación es separado y reprocesado en un lazo posterior a la mala operación. En algunos casos pequeños aeradores con flotación, pueden ser proporcionados en la fosa para proveer de un contenido de oxígeno positivo (D.C.) en los efluentes tratados. Un paso final en la cloración que puede ser requerida en coliformes fecales u otros materiales patógenos esporados (en desechos sanitarios).

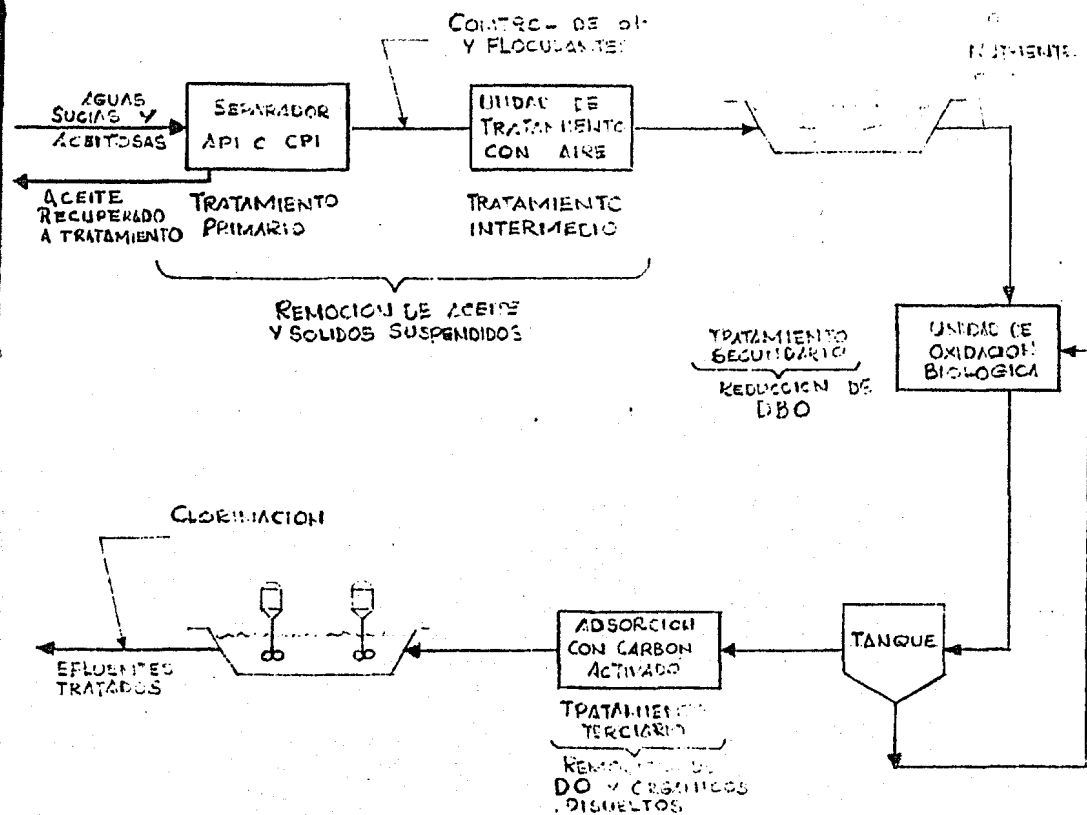


Figura 3.- Sistema típico para el tratamiento de las aguas de secho de una refinería.

Como se puede ver en los párrafos anteriores, los métodos más usuales para tratar los efluentes -- contaminados, se pueden dividir en:

- 1) Métodos de tratamiento físico.
- 2) Métodos de tratamiento químico.
- 3) Métodos de tratamiento biológico.

A continuación se describe cada uno de ellos.

### 2.1.2.- METODOS DE TRATAMIENTO FISICO

El tratamiento físico se apoya en las diferencias que existen, entre las gravedades específicas del aceite y el agua, debido a esta propiedad se efectúa la separación aceite - agua. Los separadores API proporcionan una velocidad baja y un tiempo de residencia necesarios para que se efectúe la separación, el separador SPC emplea placas paralelas corrugadas para lograr la separación aceite - agua, proporcionando una gran área para que los glóbulos coalescan y asciendan.

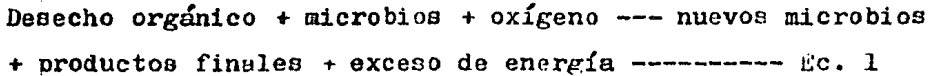
### 2.1.3.- METODOS DE TRATAMIENTO QUIMICO

Entre los métodos de tratamiento químico, se encuentra la flotación con aire, ya que se usan agentes flocculantes químicos (cal, propiamente agentes polielectrolitos) junto con burbujas finas de aire, las que suben a la superficie arrastrando con ellas el aceite. La nata aceitosa de la superficie es barrida por un desnatador mecánico giratorio. El agua clarificada que está por debajo de la nata de aceite sale de la unidad, de ésta una porción es saturada por aire comprimido y recirculada a la unidad de tratamiento a través de una válvula que revela el aire en burbujas finamente dispersas. Cualquier sedimento pesado que puede estar en el fondo es removido como lodo aceitoso húmedo, con un escarbador mecánico giratorio. Las unidades de flotación con aire varían, desde un tanque cilíndrico hasta una fosa rectangular de concreto.

### 2.1.4.- METODO BIOLÓGICO

La oxidación biológica es un proceso que involucra el uso de bacterias u otros microbios para la es

tabilización (oxidación) de otros desechos; es llamado biológico; bioquímico o proceso de oxidación bacteriológica. Este proceso emplea oxígeno y acción microbiana en una reacción que puede escribirse según la siguiente ecuación:



Un sistema aeróbico, donde la fuente de oxígeno es el aire u oxígeno libre darán principalmente como productos finales  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ; si el desecho contiene nitrógeno, fósforo y azufre, los productos finales serán también nitratos, fosfatos y sulfatos.

Los diferentes sistemas de oxidación se pueden clasificar según las velocidades de reacción.

Baja.- Lagunas de oxidación natural (sin mecanismo de adición de oxígeno).

Media.- Con mecanismos de adición de oxígeno por aereadores. No se emplea la recirculación de lodos.

Alta.- Procesa los lodos activados y esto involucra el poner en contacto y mezclar los desechos acuosos con los microbios de los lodos en un sistema reforzado con un alto nivel de aereación mecánica y con medios para proporcionar una recirculación de lodos microbiológicos sintetizados. La recirculación de los lodos incrementa la reactividad de los microbios (ecuación 1).

## 2.2.- MANEJO DEL AGUA EN LA REFINERIA " 1 8 DE MARZO "

El agua utilizada en la refinería

proviene de una red de pozos localizados en el área de la misma, sometiéndola a tratamiento en los casos necesarios, para su utilización en las diferentes secciones del procesamiento.

El agua de desecho generada en las diferentes áreas del proceso es susceptible de contaminarse debido al contacto que pudiera tener con productos aceitosos. Esto - hace necesario el empleo de algunos tratamientos para poder reutilizarse.

### 2.2.1.- C O N S U M O   D E   A G U A

En la refinería se utilizan aproximadamente 235 litros de agua por cada barril de crudo procesado. Ya que se procesan 100,000 B/D de crudo, se utilizan 23,500 m<sup>3</sup>/D de agua que se distribuye para los siguientes servicios:

Servicio	Volumen ( m <sup>3</sup> /D )
Enfriamiento	11,500
Caldera	4,500
Proceso industrial	6,500
Sanitario	1,000

Las aguas que son desechadas de los servicios mencionados son canalizadas por los sistemas de drenaje.

### 2.2.2.- D E S C A R G A   D E   A G U A

De manera semejante a la detallada en los incisos 2.1 y 2.1.1, el agua se maneja a través de los sistemas de drenajes y se somete a los tratamientos necesarios. Las aguas que requieren de tratamiento son las aguas de desecho del proceso, que son manejadas por los drenajes industriales o aceitosos.



Las que no sufren ningún tratamiento son las manejadas por los drenajes sanitarios o de aguas negras y los drenajes pluviales, estas aguas son enviadas fuera de la refinería, al drenaje municipal.

Las aguas de desecho del proceso son tratadas en los separadores API, posteriormente en el separador de placas corrugadas y finalmente en el clarifloculador, saliendo con la calidad necesaria para ser reutilizada como; agua contra incendio, agua para lavado de auto-tanques, agua de limpieza de equipos en áreas de proceso y como agua de riego en jardines.

El agua que no se utiliza en los servicios antes mencionados se envía también fuera de la refinería al sistema de drenaje municipal.

Dentro de las aguas de desecho del proceso, se encuentran las aguas amargas, las que actualmente son colectadas, separadas del aceite y posteriormente enviadas al drenaje municipal junto con las mencionadas anteriormente, haciendo un total aproximado de 6,000 m<sup>3</sup>/D formando una corriente con las características que se mencionan en el siguiente inciso.

### 2.2.3.- ANALISIS DE LAS AGUAS DE DESECHO .

Como ya se mencionó, las aguas de desecho pasan a través de una serie de tratamientos de los cuales salen con características adecuadas para una posible utilización en algunos servicios como; agua de riego, agua de limpieza en equipos y áreas de proceso, etc. El agua que no tuvo algún uso, se envía al sistema de drenaje municipal. Los efluentes de la refinería tienen las siguientes características promedio:

pH

8.5

Temperatura	27°C
Pureza	20.00 %
Color Luminosidad	95.90 %
Longitud de onda	569.00 mu
Sólidos sedimentables	0.10 ml/lt.
Sólidos totales	1917.00 mg/lt.
Sólidos totales volátiles	777.00 "
Sólidos suspendidos totales	1136.00 "
Sólidos suspendidos volátiles	1003.00 "
Grasas y aceites	90.00 "
Demanda bioquímica de O <sub>2</sub>	322.00 "
Demanda química de O <sub>2</sub>	1645.00 "
Alcalinidad	348.00 " como (CaCO <sub>3</sub> )
Nitrógeno total	7.00 "
Fosfatos totales	1.00 "
Sulfonatos de alquilbenceno	0.50 "
Cobre	0.02 "
Zinc	0.08 "
Fierro	0.03 "
Manganeso	0.24 "
Níquel	0.03 "
Fenoles	0.80 "

### 2.3.- AGUAS AMARGAS

Algunas aguas de desecho, efluentes del proceso de refinación del petróleo, se originan por el uso de vapor en dichos procesos.

La condensación del vapor usualmente ocurre con la condensación de hidrocarburos en presencia de -- una fase vapor la cual contiene también ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S),-

amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) y algunas veces dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ).

Después de la separación de los hidrocarburos líquidos, el vapor condensado contiene disueltos ácido sulfhídrico y amoníaco; estas aguas de desecho comúnmente son llamadas aguas amargas, debido a que despiden un olor desagradable característico por el ácido sulfhídrico disuelto. Además del ácido y del amoníaco, el agua amarga puede contener cantidades importantes de fenoles, cianuros y dióxido de carbono; las cantidades de estos contaminantes dependen del tipo de proceso del cual el vapor es emitido, así como del crudo alimentado al proceso y el nivel de presión en el que es condensado.

Las concentraciones de contaminantes en aguas amargas típicas están entre 50 y 10,000 ppm. en peso de ácido sulfhídrico, de 50 a 7,000 ppm. de amoníaco y de 10 a 700 ppm. de fenoles.

### 2.3.1.- AGUAS AMARGAS DE LA REFINERÍA " 18 DE MARZO "

Las aguas amargas producidas en la refinería "18 de Marzo", tienen como origen los tanques de separación hidrocarburo-agua amarga en las plantas de destilación primaria, también se obtienen en el separador de productos sobrecalentados de la planta de desintegración catalítica y en el tanque separador hidrocarburo-agua del sistema de eyectores de la planta de alto vacío. Estas aguas son enviadas de su lugar de origen, hacia un cárcamo de bombeo (donde posteriormente por medio del equipo de bombeo se alimentará al sistema de tratamiento de aguas amargas).

Las aguas amargas a tratar tienen la composición promedio siguiente:

Acido sulfhídrico	3,665 ppm.
Amoníaco	2,316 ppm.
Fenoles	280 ppm.
Hidrocarburos	250 ppm.

Estos datos fueron obtenidos de análisis de laboratorio, según las descargas emitidas por las plantas de proceso que contribuyen con agua amarga.

A continuación se detalla la procedencia de los efluentes amargos.

PROCEDENCIA	GASTO CUBICADO m <sup>3</sup> /D	ANALISIS	
		ppm. H <sub>2</sub> S	ppm. NH <sub>3</sub>
Primaria No. 1			
Torre de despunte	13.0	810	710
Torre principal	171.1	1,790	986
Primaria No. 2			
Torre de despunte ote.	10.0	525	580
Torre de despunte pte.	10.0	475	600
Torre principal	255.5	2,575	1,890
Planta de alto vacío	166.0	3,250	1,025
Planta de desintegración catalítica	144.1	9,000	6,525

Según el desglose de los efluentes amargos, se tiene una corriente total de 769.7 m<sup>3</sup>/D, para el desarrollo de este estudio se toma un volumen de 1,000 m<sup>3</sup>/D, que representa un sobrediseño del 30%, para dar un margen a futuras ampliaciones o nuevas canalizaciones de efluentes amargos (según la importancia de recuperación de agua que ésta nos represente), como pueden ser las dos plantas desulfurizadoras de gasolina.

### 3.- ANALISIS Y DESCRIPCION DEL PROCESO

Al efectuar una revisión bibliográfica sobre los procesos existentes para el tratamiento de aguas amargas, se encontraron los siguientes:

- 1.- Proceso de intercambio iónico. (Referencia 18).
- 2.- Proceso de desorción simple. (Referencia 1)
- 3.- Proceso de desorción con carga acidificada. (Ref. 1)
- 4.- Proceso de desorción con gases de combustión. (Ref. 1)
- 5.- Proceso de desorción con vapor de agua. (Referencia 1)
  - 1.- Sin reflujo
  - 2.- Con reflujo

A continuación y con objeto de tener una idea de los principios básicos de cada proceso, se presenta una breve descripción de ellos.

#### 3.1.- PROCESO DE INTERCAMBIO IONICO.

Este proceso consta de una columna de intercambio catiónico, seguido por un desorbedor de ácido sulfúrico y finalmente una columna de intercambio aniónico, como se puede observar en la figura 4.

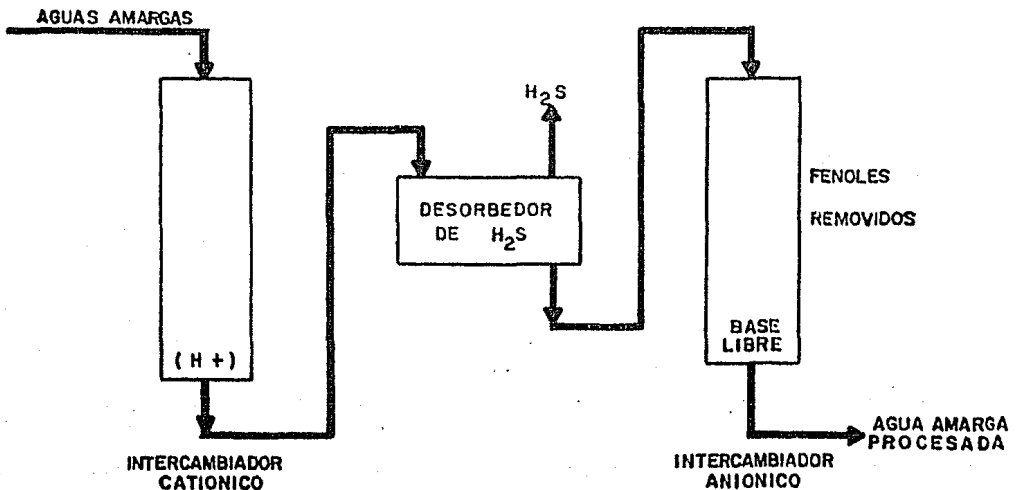
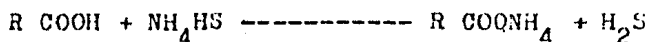


Figura 4.- Proceso de intercambio combinado aniónico y catiónico.

El proceso de intercambio iónico -- puede ser diseñado para producir agua de una gran pureza. Los niveles relativamente altos de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  (combinados como  $\text{NH}_4\text{HS}$ ) -- contenidos en las aguas amargas del hidrocracking, hacen a éste un sistema potencialmente atractivo. El agua amarga se pasa inicialmente a través de una columna conteniendo una cama de una resina de intercambio catiónico de ácido débil. Esta resina es capaz de disociar la sal  $\text{NH}_4\text{HS}$ , cambiando el ión  $\text{NH}_4^+$  por el ión  $\text{H}^+$ , liberando  $\text{H}_2\text{S}$ :



Un efluente ácido (pH = 3.0 - 3.5 ) de aguas amargas, que esencialmente está libre de amoníaco, emerge de la unidad de intercambio catiónico. En este punto, cualquier procedimiento de desorción de  $\text{H}_2\text{S}$  puede usarse para quitar éste del efluente de la resina catiónica. Después de la desorción, los fenoles que aún están presentes en las aguas amargas -- parcialmente procesadas. La remoción de los fenoles, si se desea, puede hacerse usando la técnica de intercambio iónico descrita -- por Pollio y Kunin (Referencia 18), en la que una resina de intercambio aniónico de base débil, es operada eficientemente para la adsorción de fenoles.

### 3.2.- P R O C E S O D E D E S O R C I O N S I M P L E

Muchos tipos de desorbadores sencillos, se usan comúnmente en refinerías para la remoción de ácido sulfhídrico y amoníaco de las aguas amargas.

Muchos utilizan una torre sencilla equipada con platos o empacada. En este proceso el agua amarga -- (con o sin acidificación) se alimenta en la parte alta de la torre, por arriba de los platos o del empacoe. El flujo ascendente

para desorción (gases de combustión o vapor de agua) remueve el ácido sulfhídrico y el amoníaco libres de la corriente descendente de aguas amargas.

El ácido sulfhídrico es mucho menos soluble en agua que el amoníaco y por tanto aquel es más fácil de remover de las aguas amargas. Para eliminar eficientemente, en forma aproximada el 90% del amoníaco, se requiere una temperatura de 230°F o mayor. Sin embargo, el 90% o más del ácido sulfhídrico puede ser desorbido abajo de los 100°F si el amoníaco no estuviera presente o si éste es "fijado" como un sulfato o cloruro.

### 3.3.- PROCESO DE DESORCIÓN CON CARGA ACIDIFICADA

Algunos desorbedores utilizan ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) o ácido clorhídrico (HCL), para acidificar el agua amarga alimentada y fijar el amoníaco como sulfato de amonio ( $NH_4$ )<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> o cloruro de amonio ( $NH_4$ CL). La acidificación libera al ácido sulfhídrico del bisulfito de amonio ( $NH_4SH$ ) formado por el ácido sulfhídrico y el amoníaco en solución.

El resultado neto es que el ácido sulfhídrico puede ser fácilmente desorbido a más baja temperatura; sin embargo, la desventaja de acidificar la alimentación en un desorbedor, consiste en la no eliminación de amoníaco, con lo cual se tienen problemas de corrosión.

### 3.4.- PROCESO DE DESORCIÓN CON GASES DE COMBUSTIÓN

En algunos casos se han utilizado gases de chimeneas debido a su contenido de dióxido de carbono, el cual tiende a fijar el amoníaco como bicarbonato de amonio ( $NH_4HCO_3$ ). El dióxido de carbono no fija el amoníaco tan eficiente--

mente como un ácido mineral, pero la remoción del ácido sulfhídrico removido es aceptable a temperaturas bajas, esto se requiere cuando se usa el vapor para la desorción. Las desventajas principales de usar gases de combustión para la desorción, es que nuevamente, el amoníaco no se elimina.

### 3.5.- PROCESO DE DESORCIÓN CON VAPOR DE AGUA.

La mayoría de los desorbedores usan vapor como medio de desorción, no usan ácido y operan a una temperatura de 230 a 270<sup>o</sup>F y con una presión de 5 a 30 libras por pulgada cuadrada monométricas (psig). Estos desorbedores con vapor para aguas amargas remueven ácido sulfhídrico y amoníaco y se clasifican en:

1.- Sin reflujo. Cuando la humedad relativa en el gas sobrecalentado puede ser tolerada, el gas sobrecalentado de la desorción se envía directamente al sistema de desfogues. El gas estará saturado con vapor de agua.

2.- Con reflujo. Cuando los gases amargos sobrecalentados que se producen, están relativamente húmedos y se desea evitar problemas de corrosión en el sistema de gases de desecho, se utiliza un condensador para remover la mayor parte del vapor de agua del gas sobrecalentado y el agua condensada se recircula al desorbedor.

Los diagramas de flujo para los procesos de tratamiento de aguas amargas, utilizando vapor con o sin reflujo, se presentan en las figuras 5 y 6 respectivamente.

Usualmente el tanque de separación en un sistema con reflujo, se opera entre 170 y 200<sup>o</sup>F. El sistema con reflujo requiere de una mayor cantidad de vapor que el sis



tema sin reflujo, para alcanzar una misma desorción de ácido sulfhídrico y amoníaco. Esto se debe a que los flujos manejados en la alimentación al sistema de desorción (caso con reflujo) se ve incrementado en cantidad y concentración por lo que se hace necesaria una cantidad extra de vapor para calentar ese incremento en el volumen manejado y además, otra cantidad de vapor para desorber el incremento en la concentración del amoníaco y del ácido --

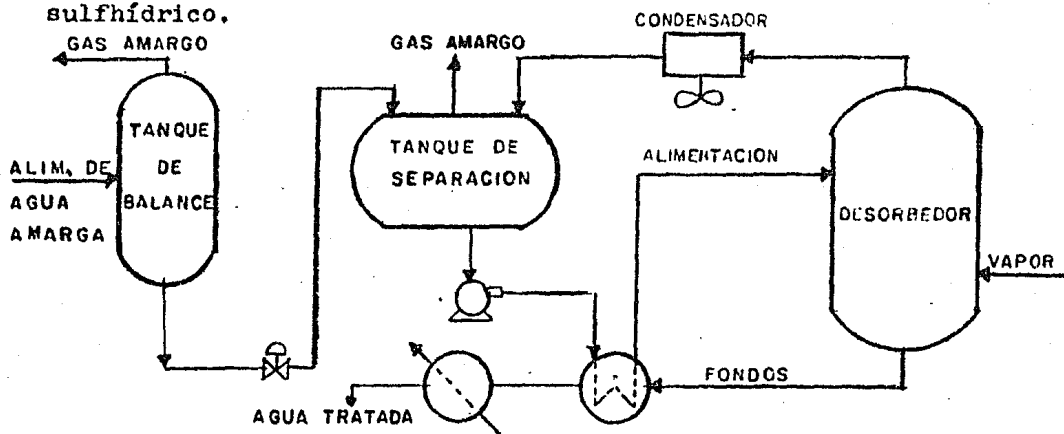


Figura 5.- Diagrama de flujo del proceso de desorción con vapor y

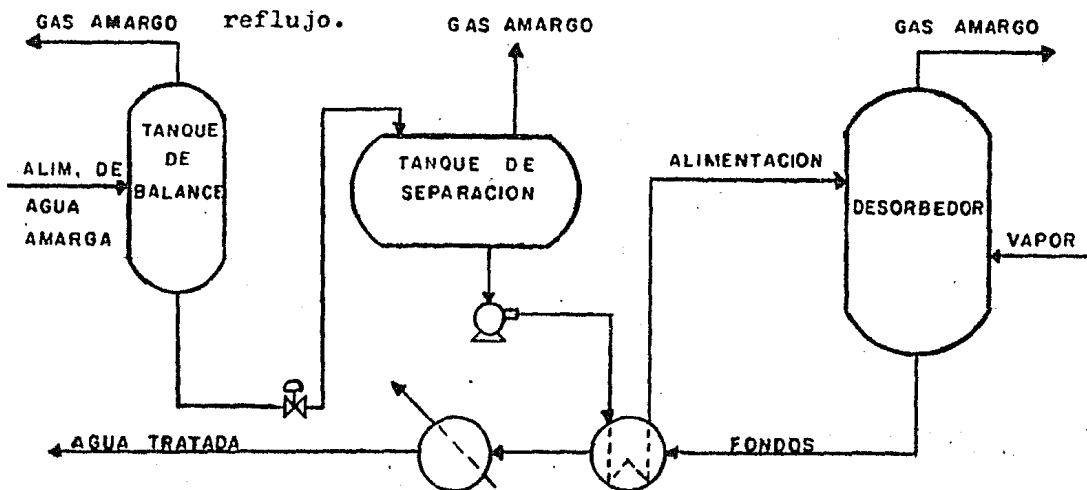


Figura 6.- Diagrama de flujo del proceso de desorción con vapor de agua sin recirculación.

#### 4.- SELECCION DEL PROCESO.

Para efectuar la selección del proceso se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

- Que el proceso cumpla las especificaciones necesarias.
- Que el proceso sea económico en su inversión inicial.
- Que su operación y mantenimiento sea de bajo costo.
- Se espera que el 50% de los fenoles e hidrocarburos que entren al sistema sean desnatados en el tanque de balance que recibe la alimentación.
- La presión atmosférica del lugar es de 11.3 psig.
- La temperatura ambiental promedio es de 77° F.

Además de los criterios antes mencionados, se toman en cuenta las siguientes bases de diseño:

- Cantidad de agua amarga a tratar 1,000 m<sup>3</sup>/D
- Composición promedio de la alimentación al sistema de tratamiento:
 

Amoníaco	2 316 ppm.
Ac. Sulfhídrico	3 665 ppm.
Fenoles	280 ppm.
Hidrocarburos	250 ppm.
- Eliminación de contaminantes:
 

Amoníaco	95 %
Ac. Sulfhídrico	99 %
- Temperatura del agua amarga alimentada 100 ° F
- Presión de entrada al sistema de tratamiento del agua amarga 15 psig.

Las bases de diseño y los criterios mencionados anteriormente fueron fijados, tomando en cuenta las experiencias reportadas por el American Petroleum Institute en el

"Manual on Disposal of Refinery Wastes" de 1969 y las experiencias obtenidas en las refinerías de Tula y Minatitlán, además de las necesidades y facilidades que se tienen en la refinería "18 de Marzo".

Del análisis hecho a los procesos que se mencionaron en el capítulo anterior y considerando los criterios y bases de diseño, se concluye lo siguiente:

- Proceso de intercambio iónico.- Se observa que este proceso no es costeable para este caso, ya que las concentraciones de los contaminantes no son altas, además de que se tiene que regenerar las camas de resinas y periódicamente cambiar totalmente.

- Proceso de desorción simple.- Se escoge este proceso debido a las características de la carga y a lo económico, comparado con los otros (intercambio iónico, por ejemplo) en el cual se observa a simple vista que tiene una inversión inicial más fuerte.

- Sin acidificación.- Se selecciona esta opción debido a que se desea eliminar tanto ácido sulfhídrico como amoníaco y si se escogiera con acidificación, el amoníaco no sería removido, porque se fijaría como sulfato de amonio ó cloruro de amonio dependiendo con que se acidifica.

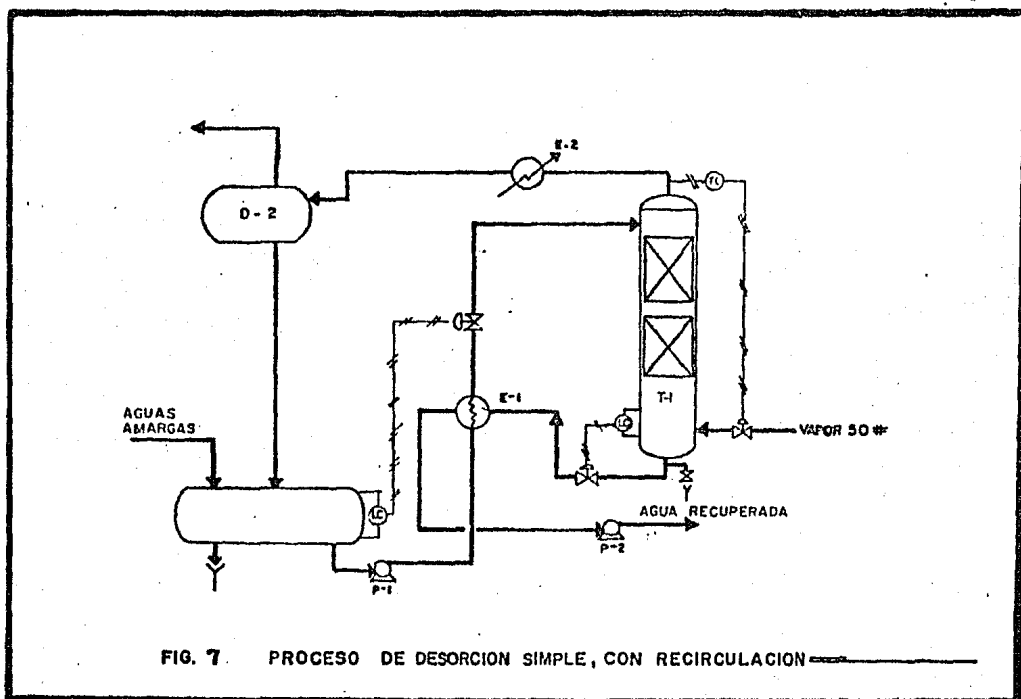
- Con reflujo.- De las dos variaciones que puede tener el proceso de desorción simple, se escoge el que opera con reflujo, que aunque es un proceso con una inversión mayor del que no tiene reflujo (debido al condensador y tanque de separación), es conveniente ya que los vapores serán enviados al quemador de campo y si no hay separación del vapor de agua, éste puede ocasionar problemas en el sistema de desfuegos.

- Medio de desorción.- Como ya se mencionó, los gases de combustión, tienden a "fijar" el amoníaco, reduciendo la eficien-

cia de desorción de este compuesto, esto no es lo deseado, aunado a la disponibilidad de vapor de agua de 50 psig., se selecciona vapor de agua como medio para que se lleve a cabo la desorción.

- Tipo de desorbedor.- Para evitar los problemas de corrosión que se pudieran presentar en los platos de una torre, se selecciona éste con empaque como el medio poner en contacto el líquido con el vapor.

A continuación, en la figura 7 se esquematiza el proceso seleccionado.



## 5.- DISEÑO DE EQUIPO

En base al proceso seleccionado, el cual se muestra en la fig. 7, se procedió a efectuar los balances de materia y energía con el fin de poder caracterizar cada una de las corrientes que intervienen en el proceso.

Posteriormente se efectuaron los cálculos para determinar los siguientes equipos.

La columna de desorción T - 1

Las bombas P - 1 y P - 2

Los tanques D - 1 y D - 2

Los cambiadores de calor E - 1 y E - 2

### 5.1.- BALANCE DE MATERIA

Para el desarrollo del balance de materia se considera que en el tanque de balance (D - 1), se desnatan el 50% de fenoles e hidrocarburos que entran al sistema y los restantes por su baja presión de vapor, son de difícil eliminación por el domo de la columna de desorción, por lo tanto, lo que entra en E es igual a lo que sale por B; tomando en cuenta lo anterior se desarrolla el balance de materia, considerando el sistema libre de fenoles e hidrocarburos y compuesto unicamente por  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y agua.

Para efectos de cálculo del balance de materia, unicamente se consideran los equipos D - 2 y E - 2 como uno solo (área limitada por la línea discontinua, fig. 8) y con las condiciones mostradas en la tabla 1.

Por consideraciones favorables al equilibrio, según el artículo publicado por Walker, G. J. (19), se considera una presión de 20.3 psia. y una temperatura de  $225^\circ\text{F}$ .

El desarrollo del balance de materia se efectuó como sigue:

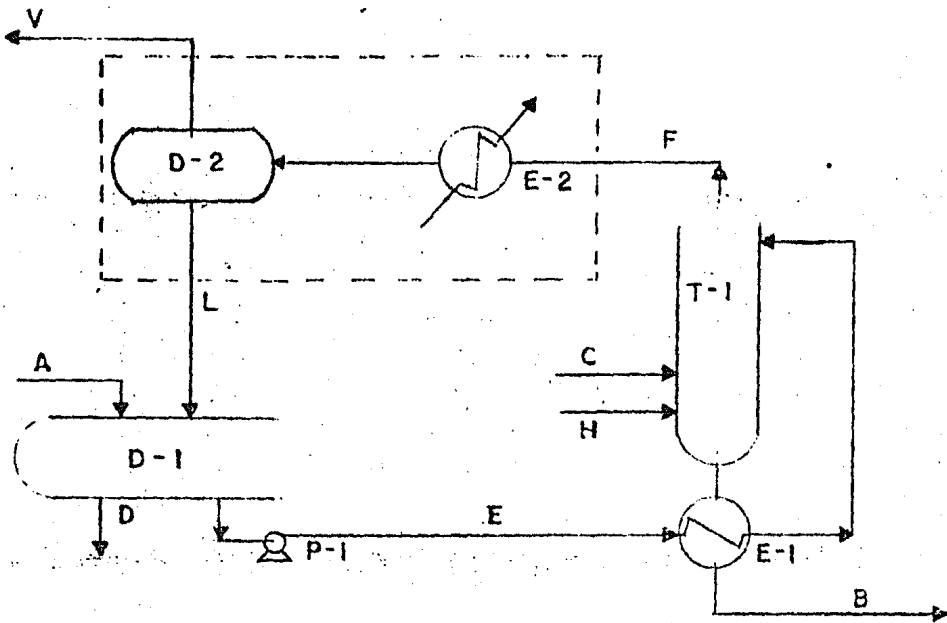


Figura 8.- Diagrama de proceso empleado en el cálculo del balance de materia.

	A	B	V	H	D
NH <sub>3</sub> (lb/hr)	211.16	10.56	200.60	---	---
H <sub>2</sub> S "	334.16	3.34	330.82	---	---
FENOLES "	25.53	12.77	---	---	12.76
HIDROCARBURO "	2279	11.47	---	---	11.39
AGUA "	90,582.62	*	*	*	---
TOTAL "	91,176.26	×	*	*	24.15
* VALOR DESCONOCIDO.					

Tabla 1.- Datos de bases de diseño.

De la figura 8 se pueden obtener las siguientes ecuaciones de balances de materia para el área enmarcada con línea discontinua.

Balance global

$$F = V + L \dots \dots \dots \text{Ec. 2}$$

Balance por componente (Amoníaco)

$$FY_{1F} = VY_{1V} + LX_{1L} \dots \dots \dots \text{Ec. 3}$$

Balance por componente (Ac. Sulfhídrico)

$$FY_{2F} = VY_{2V} + LX_{2L} \dots \dots \dots \text{Ec. 4}$$

Balance por componente (Agua)

$$FY_{3F} = VY_{3V} + LX_{3L} \dots \dots \dots \text{Ec. 5}$$

La suma de fracciones en F

$$Y_{1F} + Y_{2F} + Y_{3F} = 1 \dots \dots \dots \text{Ec. 6}$$

La suma de fracciones en L

$$X_{1L} + X_{2L} + X_{3L} = 1 \dots \dots \dots \text{Ec. 7}$$

La suma de fracciones en V

$$Y_{1V} + Y_{2V} + Y_{3V} = 1 \dots \dots \dots \text{Ec. 8}$$

Relación de equilibrio para Amoníaco

$$Y_{1V} / X_{1L} = \alpha \dots \dots \dots \text{Ec. 9}$$

Relación de equilibrio para Acido Sulfhídrico

$$Y_{2V} / X_{2L} = \beta \dots \dots \dots \text{Ec. 10}$$

X = Fracción líquido                      lb del comp/lb tot.

Y = Fracción vapor                      "                      "

F = Corriente F (vapor)                  lb/Hr

V = Corriente V (vapor)                  "

L = Corriente L (líquido)                "

1 = Amoníaco

2 = Acido Sulfhídrico

3 = Agua

$\alpha$  = Está en función de ( P, T,  $Y_{1V}$  y  $X_{1L}$  )

$\beta$  = Está en función de ( P, T,  $Y_{2V}$  y  $X_{2L}$  )

Del sistema de ecuaciones únicamente se cuenta con 7 de éstas independientes, las cuales pudieran ser (2,3,5,6,8,9,10) ó (2,4,6,7,8,9,10), etc., las que se manejan según convenga, en función de los datos disponibles.

En relación a la fig. 8 y tabla 1, se observa que para el sistema analizado (D - 2, E - 2) se desconocen  $Y_{1V}$ ,  $Y_{2V}$ ,  $Y_{3V}$ ,  $Y_{1F}$ ,  $Y_{2F}$ ,  $Y_{3F}$ ,  $X_{1L}$ ,  $X_{2L}$ ,  $X_{3L}$ , V, F, L y únicamente se conocen  $VY_{1V}$ ,  $VY_{2V}$  y las condiciones de operación del sistema, se calcula  $VY_{3V}$ , con este valor se fija automáticamente V,  $Y_{1V}$ ,  $Y_{2V}$  y  $Y_{3V}$  reduciéndose el número de incógnitas hasta 8 y puesto que se disponen de 7 ecuaciones independientes, se requiere suponer únicamente una de las variables. La variable que se puede fijar es  $FY_{3F}$ , la cual es igual al valor para desorción (H).

Teniéndose como base de referencia el artículo publicado por Walker, G. J. <sup>(19)</sup>, en el cual reporta unas curvas para el porcentaje de Amoníaco y Acido Sulfhídrico de sorbido en función de la cantidad de vapor alimentado al sistema de desorción. Efectuando balances de agua en el sistema marcado, se calculan las cantidades de agua manejadas en el sistema mencionado.

Posteriormente, con las relaciones de equilibrio se calcula la cantidad de  $NH_3$  y  $H_2S$  presentes en la corriente líquida L, la cual está en equilibrio con la corriente vapor V. Con la corriente L que se ha determinado con un balance de materia, se termina de fijar el sistema marcado con línea discontinua (fig. 8).

Para finalizar, se efectúan balances de materia en la torre de desorción (T - 1) con lo que se ca-



racteriza en su totalidad todas las corrientes que intervienen en el sistema.

A continuación se efectúan los cálculos requeridos para caracterizar las corrientes mencionadas.

De las bases de diseño (Tabla 1)

La corriente "A" (Alimentación)

	lb/Hr	Mol/Hr.	p.p.m.
NH <sub>3</sub>	211.16	12.39	2 316
H <sub>2</sub> S	334.16	9.82	3 665
H <sub>2</sub> O	90 582.62		

Y la corriente "V" (Gas sobrecalentado)

		lb/Hr	Mol/Hr
VY <sub>1V</sub>	= 0.95 ( 211.16 )	= 200.60	= 11.80
VY <sub>2V</sub>	= 0.99 ( 334.16 )	= 330.82	= <u>9.73</u>
			21.53 Mol/Hr

A las condiciones de operación, temperatura de 225<sup>o</sup>F y presión de 20.3 psia., se tiene que la presión parcial del agua es - de 15.50 psia., por lo que la presión parcial de (NH<sub>3</sub> + H<sub>2</sub>S) es:  
20.3 - 15.50 = 4.80 psia.

De donde las moles totales en "V" son:

$$21.53 (20.3/4.80) = 91.05 \text{ Mol/Hr}$$

De las cuales las moles de agua son:

$$91.05 - 21.50 = 69.55 \text{ Mol/Hr.}$$

Quedando finalmente la corriente "V"

	lb/Hr	Mol/Hr	P.P. psia.
NH <sub>3</sub>	200.60	11.80	2.63
H <sub>2</sub> S	330.82	9.73	2.17
H <sub>2</sub> O (VY <sub>3V</sub> )	<u>1 252.00</u>	<u>69.55</u>	<u>15.50</u>
	1 783.42	91.08	20.30

Puesto que "V" está en equilibrio - con "L", se puede calcular la composición de ésta, utilizando las

ecuaciones que dan la presión parcial de Amoníaco y Acido Sulphídrico en solución, las cuales son: (3)

$$P.P._{NH_3} = \frac{(1 - S/A) [A]}{(8.8 \times 10^5) Ho} \dots \dots \dots \text{Ec. 11}$$

$$P.P._{H_2S} = \frac{(0.57 \times 10^{-6} [S])}{(A/S - 1)} 10^a \dots \dots \dots \text{Ec. 12}$$

Donde:

$P.P._{NH_3}$  = Presión parcial del Amoníaco.

$P.P._{H_2S}$  = Presión parcial del Acido Sulphídrico.

$A/S$  = Relación en peso entre el Amoníaco y el Acido Sulphídrico.

$S/A$  = Inverso de  $A/S$

$[A]$  = ppm. de Amoníaco

$[S]$  = ppm. de Acido Sulphídrico

$a$  = Factor de correlación para la  $P.P._{H_2S}$  en soluciones de  $NH_3$  y  $H_2S$ , la cual está en función de la temperatura. (3)

$Ho$  = Correlación para la  $P.P._{NH_3}$  en soluciones de  $NH_3$  y  $H_2S$ , la cual está en función de la temperatura.

Para el cálculo del equilibrio se tienen los siguientes datos:

$P.P._{NH_3}$  = 2.63 psia.

$P.P._{H_2S}$  = 2.17 psia.

Temp. = 225°F

$Ho$  = Valor estimado en figura 26 a la temperatura dada. (3)

$a$  = Valor estimado en la figura 25 a la temperatura dada. (3)

Y se desconocen S/A, [A] y [S] por lo que se supone la relación S/A y se calculan las otras dos incógnitas. Para esto se desveja [A] ó [S] de las ecuaciones 11 ó 12; considerando que se desveja [A] se tiene:

$$[A] = \frac{P.P._{NH_3} (8.8 \times 10^5) Ho}{1 - S/A} \dots \dots \dots \text{Ec. 11a}$$

De la que al sustituir valores se obtendrá [A], el cual al ser sustituido en la relación supuesta se obtiene [S].

Al sustituir valores en la ecuación 12, se obtiene la P.P.-H<sub>2</sub>S, la que si coincide con la del dato, se prosigue con los cálculos, pero si ésto no se cumple se tiene que suponer otra relación A/S y efectuar el desarrollo antes descrito.

Con la temperatura de 225° F se obtiene:

$$Ho = 0.00365 \quad \text{y} \quad a = 3.15$$

Los cuales sustituyendo junto con los datos conocidos de P.P.<sub>NH<sub>3</sub></sub> y P.P.<sub>H<sub>2</sub>S</sub> en la ecuación 11a se obtiene el valor de [A].

Para esto se supone que A/S = 5.54 molar = 2.77 peso, por tanto:

$$[A] = \frac{2.63 (8.8 \times 10^5) 0.00365}{1 - 1/2.77} = 13\ 220 \text{ ppm.}$$

$$[S] = 13\ 220 / 2.77 = 4\ 773 \text{ ppm.}$$

$$P.P._{H_2S} = \frac{(0.57 \times 10^{-6}) 4\ 773}{2.77 - 1} 10^{3.15} = 2.17 \text{ psia.}$$

P.P.<sub>H<sub>2</sub>S</sub> coincide con la del dato, por lo tanto la corriente "L" contiene 13 220 ppm. de NH<sub>3</sub> y 4 773 ppm. de H<sub>2</sub>S.

Como ya se mencionó, según el estudio de Walker, G.J. (19), para un sistema de desorción con reflujo existe un cierto comportamiento para la desorción del Amoníaco y del Acido Sulfhídrico en solución, en función de la relación en--

tre el vapor alimentado y la carga al sistema de desorción, figura 3 de la mencionada referencia. En dicha figura se observa que a las condiciones deseadas de desorción se requiere alimentar 1.7 lb de vapor por cada galón alimentado al sistema de desorción - - (alimentación + reflujo). Con esta base se fije el valor de la corriente  $H = FY_{3V}$ .

$$H = 1.7 \text{ lb de vapor/galón alimentado "E"} \\ = 0.2117 \text{ lb vapor/lb alimentada "E"}$$

Efectuando balances de materia para el agua se tiene que:

$$EX_{3E} = AX_{3A} + LX_{3L}$$

Sustituyendo:

$$H = FY_{3F} = 0.2117 (AX_{3A} + LX_{3L})$$

Donde:  $LX_{3L} = FY_{3F} - VY_{3V}$

Por tanto:  $H = 0.2117 (AX_{3A} + FY_{3F} - VY_{3V}) = FY_{3F}$

$$FY_{3F} (4.7237 - 1.0) = AX_{3A} - VY_{3V}$$

$$FY_{3F} = \frac{90\,582.62 - 1\,252}{4.7237 - 1.0} = 23\,989.75 \text{ lb/Hr.}$$

Además el agua recirculada es:

$$LX_{3L} = FY_{3F} - VY_{3V}$$

$$= 23\,989.75 - 1\,252 = 22\,737.75 \text{ lb/Hr.}$$

De los cálculos anteriores con respecto a la composición de la corriente "L" se obtuvo que:

	ppm	% Peso
NH <sub>3</sub>	13 200	1.3200
H <sub>2</sub> S	4 773	<u>0.4773</u>
		1.7973

Y la corriente "L" es:

$$\frac{22\,737.75}{(100 - 1.7973)} \times 100 = 23\,153.89 \text{ lb/Hr}$$

Por lo que:

$$LX_{1L} = 305.63 \text{ lb/Hr. y}$$

$$LX_{2L} = 110.51 \text{ lb/Hr.}$$

La corriente "E" es:

$$E = A + L - D = 91\ 176.26 + 23\ 153.89 - 24.15 = 114\ 306.00 \text{ lb/Hr.}$$

La corriente "F" es:

$$F = V + L = 1\ 783.42 + 23\ 153.89 = 24\ 937.31 \text{ lb/Hr.}$$

Si se le llama corriente "C" a la cantidad de vapor necesaria para calentar la alimentación a la temperatura del fondo y si este tiene una presión de 22.10 psia. a la que le corresponde una temperatura de  $241^{\circ}\text{F}$  y considerando que el fondo se encuentra a un grado menor que el de saturación se tiene que:

$$T = 240^{\circ}\text{F} \quad \text{y} \quad T = 200^{\circ}\text{F}$$

Balance de calor.

$$\text{Agua} \quad Q = E \text{ en. AT}$$

$$\text{Si} \quad C_s = 1.0 \text{ Btu/lb (considerando agua pura)}$$

$$\text{Vapor} \quad Q = C\lambda$$

Donde:

$$\lambda \Big|_{50 \text{ psig}} = 914.4 \text{ Btu/lb}$$

Igualando:

$$C = E \text{ en. AT}$$

Por tanto:

$$C = \frac{E \text{ en. AT}}{\lambda}$$

Sustituyendo:

$$C = \frac{114\ 306.00(1)(240 - 200)}{914.4} = 5\ 000.26 \text{ lb/Hr.}$$

Efectuando un balance de materia en toda la torre.

$$W + H + C = F + B$$

Desneajando:

$$\begin{aligned} B &= W + H + C - F \\ &= 114\,306.00 + 23\,989.75 + 5\,000.26 - 24\,937.31 \\ &= 118\,358.70 \text{ lb/Hr.} \end{aligned}$$

Así también:

$$FY_{1F} = 305.63 + 200.60 = 506.23 \text{ lb/Hr.}$$

$$FY_{2F} = 101.51 + 330.82 = 441.33 \text{ lb/Hr.}$$

En la tabla 2 se resumen los resultados del balance de materia.

TABLA 2.- BALANCE DE MATERIA.

	A	E	B	V	L	F	H	D	C
	LIQ.	LIQ.	LIQ.	VAR.	LIQ.	VAR.	VAR.	LIQ.	VAR.
NH <sub>3</sub> (lb/hr)	211.6	516.79	10.56	200.60	305.63	506.23	—	—	—
H <sub>2</sub> S "	334.85	444.67	3.34	330.82	110.51	441.33	—	—	—
FENOLES "	25.53	12.77	12.77	—	—	—	—	12.76	—
HDROCARBURO "	22.79	11.40	11.40	—	—	—	—	11.39	—
AGUA "	90,582.62	113,320.37	118,320.63	1,252.00	22,737.75	23,989.75	23,989.75	—	5,000.26
TOTAL "	91,762.26	114,306.00	118,358.70	1,783.42	23,153.99	24,937.31	23,989.75	24.15	5,000.26

## 5.2.- CALCULO DE LA COLUMNA T - 1

La parte principal del proceso se lleva a cabo en la columna de desorción. En ésta se efectúa la separación del Amoníaco y del Acido Sulfhídrico del agua amarga alimentada. El cálculo de la columna T - 1, se efectuó de acuerdo a los siguientes pasos:

- 1.- Determinación del número de etapas teóricas.
- 2.- Dimensionamiento de la columna (parte empacada)
  - Diámetro
  - Tipo y tamaño del empaque
- 3.- Dimensionamiento de la columna (parte inferior)

### 5.2.1.- DETERMINACION DEL NUMERO DE ETAPAS TEORICAS .

Los cálculos para la determinación del número de etapas teóricas se efectuaron utilizando un método de etapa-etapa.<sup>(3)</sup> A continuación se enumera la metodología de cálculo empleada.

- 1.- Determinación de la corriente líquida que sale del plato, la cual está en equilibrio con el vapor que sale del mismo.
- 2.- Cálculo del flujo molar, para la corriente líquida que desciende del plato.
- 3.- Cálculo del flujo molar y presiones parciales de la corriente de vapor que asciende al plato.
- 4.- Comparación de las concentraciones de la corriente líquida que desciende del plato contra las de la corriente "B".
- 5.- Determinación de la temperatura del plato siguiente.

A continuación se desglosan cada uno de los puntos enumerados anteriormente:

1.- Determinación de la corriente líquida que sale del plato.

- a) A la presión del domo se obtiene una temperatura de condensación que es a la cual opera el plato 1.
- b) A la temperatura estimada se determinan los valores de  $H_o$  y  $a$ .<sup>(3)</sup>
- c) Se supone una relación  $NH_3/H_2S$ .
- d) Se sustituyen valores en la ecuación 11a, determinando con esto  $[A]$ .
- e) Con la relación supuesta de  $NH_3/H_2S$  se calcula  $[S]$ .
- f) Sustituyendo valores en la ecuación 12 se obtiene  $P.P.H_2S$ .
- g) Comparar el valor de  $P.P.H_2S$  calculado con el conocido, si coinciden se prosigue con el punto 2.
- h) Si la comparación del inciso anterior da una diferencia, es necesario suponer otra relación  $NH_3/H_2S$  y efectuar los incisos desde el inciso (d).

2.- Cálculo del flujo molar, de la corriente líquida que desciende del plato.

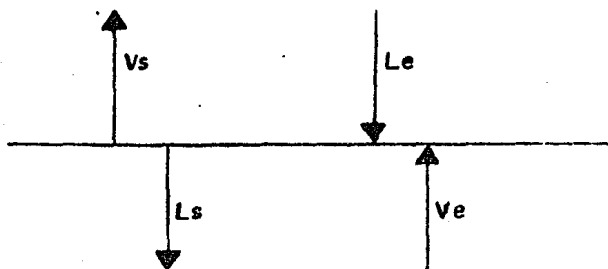
Del punto anterior se obtuvieron,  $NH_3 = \text{pom.}$  y  $H_2S = \text{pom.}$ , las que si se multiplican por la corriente total líquida (lb/Hr) y se divide entre un millón se obtienen  $H_2S$  y  $NH_3$  en lb/Hr., por tanto es factible obtenerlas en moles/Hr.

3.- Cálculo del flujo molar y presiones parciales de la corriente de vapor que entra al plato.

De un balance de materia para cada componente en el plato, se obtiene la composición en la corriente,



para cada uno de ellos, para lo cual se tiene que:



$$Ve_i = Vs_i + ls_i - le_i \dots \dots \dots \text{Ec. 13}$$

En donde:

V = Vapor

l = Líquido

e = Entra

s = Sale

i = Componente ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ).

Considerando que cada etapa teórica tiene una pérdida de presión de 0.6 psig.

Con la consideración anterior se tiene que abajo de la etapa se tiene un incremento de 0.6 psig. en la presión total, con ésta y la fracción molar se obtiene la presión parcial de cada componente ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) de la corriente  $Ve$ .

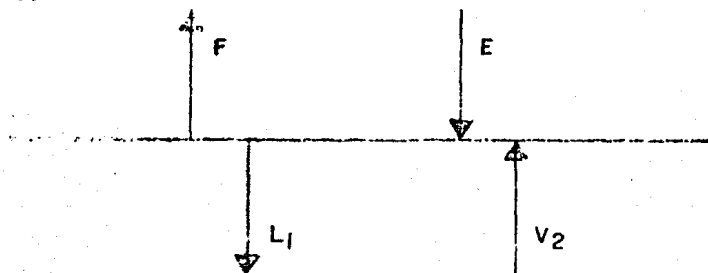
4.- Comparación de las concentraciones de la corriente  $ls$  contra la corriente "B".

Si las comparaciones efectuadas cumplen con  $ls$   $B_i$ , se da por concluido el cálculo, pero si no, se tiene que calcular otra etapa teórica, y por último.

5.- Determinación de la temperatura de la etapa siguiente.

Para este efecto, con la presión -- parcial del agua de la corriente  $V_e$ , en tablas de vapor se estima la temperatura del vapor saturado y se considera éste como la de la siguiente etapa. Con la temperatura obtenida se continúa con el desarrollo descrito a partir del inciso (b) del punto 1.

El desarrollo de los cálculos efectuados para determinar el número de etapas teóricas se detalla a continuación:



#### Etapas teóricas número 1.

Se conoce que la corriente "F" está formada por:

	lb/Hr	Mol/Hr	psia.
$NH_3$	506.23	29.7782	0.4395
$H_2S$	441.33	12.9803	0.1916
$H_2O$	23 989.75	1 332.7639	19.6690

Además, la temperatura de condensación del vapor a 19.57 -- psia. es de  $235.5^{\circ}F$  para la cual  $H_o = 0.0034$  y  $a = 3.29$ .

De lo anterior se tiene  $P.P._{NH_3} = 0.4395$  psia.,  $P.P._{H_2S} = 0.1916$  psia., y se sabe que la corriente  $L_1$  está en equilibrio -- con F; por tanto para conocer  $L_1$  se utilizan las ecuaciones de -- equilibrio (Ecuaciones 11, 12 y 11a) para lo cual se supone una relación molar = 7.524, por tanto, una relación en peso de 3.762

Los cuales sustituyendo en la ecuación 11a se tiene:

$$[A] = 1 791.1 \text{ ppm.}$$

El que si se sustituye en la relación supuesta se tiene:

$$[S] = \frac{1\ 791.1}{3.762} = 476.10 \text{ ppm.}$$

Y finalmente, empleando la ecuación 12 se obtiene P.P.<sub>H<sub>2</sub>S</sub> = 0.1916 psia., la cual coincide con la que se tiene en la corriente F, por lo tanto se prosigue con los cálculos.

Se considera que se encuentra en la etapa teórica número 1 aproximadamente el 30% de vapor de calentamiento como agua condensada, por tanto:

$$L_1 = 114\ 306.00 + 1\ 500 = 115\ 806.00 \text{ lb/Hr.}$$

Teniendo con esto la siguiente composición.

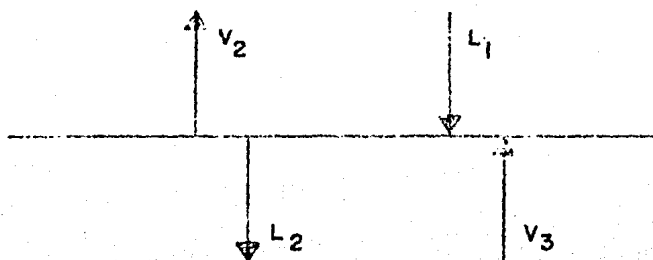
	ppm.	lb/Hr.	Mol/Hr.
NH <sub>3</sub>	1 791.1 = 1 791.1(115 806.00) x 10 <sup>-6</sup>	= 207.42	= 12.2012
H <sub>2</sub> S	476.1 = 476.1(115 806.00) x 10 <sup>-6</sup>	= 55.1353	= 1.6216

$$V_2 = F + L_1 - E$$

	Mol/Hr.	psia.
NH <sub>3</sub>	29.7782 + 12.2012 - 30.3994 = 11.5800	0.1798
H <sub>2</sub> S	12.9803 + 1.6216 - 13.0785 = 1.5234	0.0237
Vapor	$\frac{1\ 332.76}{1\ 345.9634}$	$\frac{20.6965}{20.90}$

Etapa teórica número 2.

La temperatura de saturación del vapor a 20.69 psia. es de 238<sup>o</sup>F, para el cual se calcula el equilibrio entre V<sub>2</sub> y L<sub>2</sub>.



Si se supone una relación molar de  $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 14.8$  en peso - 7.4; lo cual nos da:

$$[A] = 156.1 \text{ ppm.}$$

$$[S] = 21.1 \text{ ppm.}$$

$$P.P. \text{H}_2\text{S} = 0.0039 \text{ psia.}$$

Así que  $L_3$  es:

	ppm.		lb/Hr.	Mol/Hr.
$\text{NH}_3$	156.1	$= 156.1(118 \ 806.00) \times 10^{-6}$	$= 18.5456$	$= 1.0909$
$\text{H}_2\text{S}$	31.1	$= 31.1(118 \ 806.00) \times 10^{-6}$	$= 2.5068$	$= 0.0737$

Según los valores obtenidos para  $L_3$  se observa que el Acido Sulfhídrico tiene una concentración inferior a la deseada, según el balance de materia que es de 0.0982 Mol/Hr., así que con las tres etapas teóricas se tiene una desorción de  $\text{H}_2\text{S}$  de:

$$E_{\text{H}_2\text{S}} = 29.78 \dots\dots\dots 100\%$$

$$29.7061 \dots\dots\dots 99.75 \text{ (porcentaje de desorción)}$$

Para esto se considera que el vapor asciende de la etapa teórica 4 con 0 Mol/Hr de  $\text{H}_2\text{S}$ , así que:

$$V_4 = L_3 + V_3 - L_2$$

$$\text{NH}_3 \quad 3.2834 + 1.0909 - 3.9045 = 0.4697$$

$$\text{Vapor} \quad \quad \quad 1 \ 332.76$$

Abajo de la etapa teórica se tendría una presión de 22.10 - psia. en donde las presiones parciales son:

$\text{NH}_3$	0.4697	0.0078
Vapor	<u>1 332.76</u>	<u>22.0922</u>
Total	1 332.2297	22.1000

Etapas teóricas número 4.

La temperatura de saturación que le corresponde a 22.09 psia

A la temperatura mencionada se tiene que:

$$H_o = 0.00295 \quad \text{y} \quad a = 3.30$$

Y suponiendo  $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 11.48$  Molar = 5.74 en peso.

Se tiene que:

$$[A] = 565.86 \text{ ppm.}$$

$$[S] = 98.58 \text{ ppm.}$$

$$P.P. \text{H}_2\text{S} = 0.0237 \text{ psia.}$$

Así  $L_2$  queda:

	ppm.		lb/Hr.	Mol/Hr.
$\text{NH}_3$	565.86	$= 565.86(117\ 306.00) \times 10^{-6}$	$= 66.3789$	$= 3.9046$
$\text{H}_2\text{S}$	98.58	$= 98.58(117\ 306.00) \times 10^{-6}$	$= 11.5640$	$= 0.3401$

$$V_3 = V_2 + L_2 - L_1$$

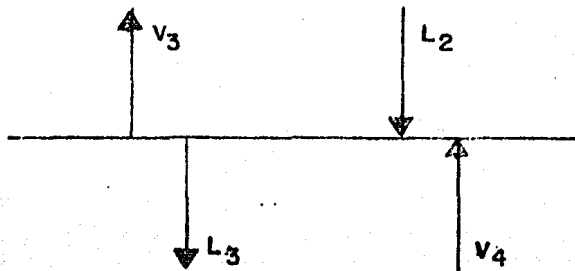
		P.P. psia.
$\text{NH}_3$	$11.5800 + 3.9046 - 12.2012 = 3.2834$	0.0528
$\text{H}_2\text{S}$	$1.5234 + 0.3401 - 1.6216 = 0.2419$	0.0039
Vapor	$\frac{1\ 332.76}{1\ 336.2853}$	$\frac{21.4433}{21.5000}$

Etapa teórica número 3.

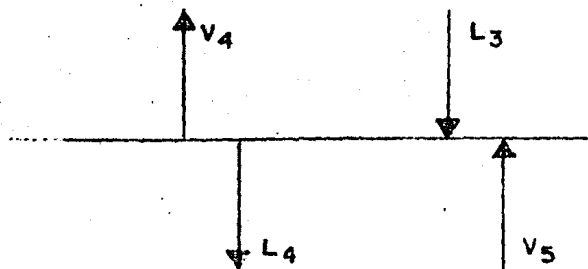
La temperatura de saturación que le corresponde a 21.44 psia es de  $239.71^\circ\text{F}$ .

A la cual los valores de  $H_o$  y  $a$  son:

$$H_o = 0.0029 \quad \text{a} = 3.31$$



es de  $241.16^{\circ}\text{F}$ .



Así para la corriente  $L_4$  se había considerado que la composición del  $\text{H}_2\text{S}$  ya no sufre ningún cambio, por tanto en  $L_4$  el  $\text{H}_2\text{S} = 0.0739$  y que en el vapor  $V_4$  no existe  $\text{H}_2\text{S}$ , por tanto, de la ecuación 12 se tiene que  $\text{P.P.}_{\text{H}_2\text{S}} = 0$  y de la ecuación 11a quedará únicamente:

$$[A] = \text{P.P.}_{\text{NH}_3} (8.8 \times 10^5) H_0$$

Esto debido a que el denominador se hace 1 porque no hay  $\text{H}_2\text{S}$ .

Si  $H_0 = 0.0028$  y  $a = 241.16^{\circ}\text{F}$  y se sustituye en la ecuación, se tiene que:

$$[A] = 0.0078(8.8 \times 10^5) 0.0028 = 19.22 \text{ ppm.}$$

Por lo tanto  $L_4$ .

$$L_{\text{NH}_3} = 19.22 \text{ ppm.} (119\ 306.26) 10^{-6} = 2.293 \text{ lb/Hr.} = 0.1349 \text{ Mol/Hr.}$$

Ya que se requiere de diseño  $B_{\text{NH}_3} = 0.6212 \text{ Mol/Hr.}$

En la corriente B, la obtenida por el equilibrio es menor, observándose que únicamente es necesario una fracción de etapa teórica para que se cumpla el 95% de desorción para el  $\text{NH}_3$ .

La fracción de etapa teórica requerida es:

$$\frac{1.0931 - 0.6212}{1.0931 - 0.1352} = 0.4926 \text{ de etapa teórica.}$$

Por lo que se requiere 3.49 etapas teóricas para obtener el 95% de amoníaco removido.

### 5.2.2.- DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA (SECCION EMPACADA)

La falta de información requerida para calcular los coeficientes de transferencia de masa hacen necesario efectuar el cálculo del dimensionamiento de la sección empacada, por el método de altura equivalente de etapa teórica<sup>(9)</sup> - apoyado por las modificaciones propuestas por Walker.<sup>(19)</sup>

Las limitantes para la selección del empaque adecuado y por tanto las dimensiones de la columna son:

- 1.- La relación del diámetro del empaque al diámetro de la torre no debe ser mayor de 1/30 para anillos Raschig y 1/15 para silletas Berl, silletas Intalox y anillos Pall.<sup>(9)</sup>
- 2.- El porcentaje de inundación menor del 90%.
- 3.- Las caídas de presión deben estar dentro de los siguientes rangos.<sup>(9)</sup>

Anillos Raschig	0.4 a 0.75	pulg.	agua/pie emp.
Monturas Intalox	0.2 a 0.75	" " " "	" " " "
Anillos Pall	0.1 a 0.75	" " " "	" " " "

En base a las consideraciones anteriores, se dimensiona la sección de la torre que lleva el empaque.

A continuación se desarrollan los cálculos para el dimensionamiento de la columna.

#### DIMENSIONAMIENTO DE LA TORRE DE AGOTAMIENTO

	LIQUIDO	VAPOR
Flujo:	118 320.63 lb/Hr. 240.6 GPM	28 990.01 lb/Hr. 57.09 pie <sup>3</sup> /seg.
Densidad:	59.26 lb/pie <sup>3</sup>	0.142 lb/pie <sup>3</sup>

Cálculo del diámetro, este se hace con la siguiente ecuación empírica. (9)

$$D_t = 1.13(V \text{ load}/RO - (GPM) \ln R3)^{1/2}$$

Donde:

$D_t$  = Diámetro interno de la torre; pies.

$V \text{ load}$  = Carga de vapor,  $\text{pies}^3/\text{seg}(\rho_v/(\rho_l - \rho_v))^{1/2}$ ;  $\text{pies}^3/\text{seg}$

$\rho_v$  = Densidad del vapor;  $\text{libras}/\text{pie}^3$

$\rho_l$  = Densidad del líquido;  $\text{libras}/\text{pie}^3$

$GPM$  = Flujo volumétrico de líquido efluente del plato (1); galones por minuto.

$RO$  = Parámetro de intercepción de carga.

$R2$  = Parámetro de intercepción de inundación.

$R3$  = Parámetro de la pendiente.

$RO$ ,  $R2$  y  $R3$  son parámetros característicos del empaque.

Efectuándose cálculos con los diferentes tipos de empaques se obtiene para cada uno de estos, un diámetro de torre, verificando posteriormente la relación entre el tamaño nominal del empaque y el diámetro interno de la torre (en las mismas unidades).

A los empaques que no se eliminaron se les calcula el porcentaje de inundación con la siguiente ecuación: (9)

$$\% \text{ de inundación} = 100 (C_s/C_{sf})$$

Donde:

$C_s$  = Factor de capacidad basado en el área de la torre.

$$= V_s (\rho_v/\rho_l - \rho_v)^{1/2}; \text{pies}/\text{seg.}$$

$V_s$  = Velocidad del vapor basada en el área de la torre.  $\text{pies}/\text{seg.}$

$L$  = Flujo de líquido ( $\text{gal}/\text{min}$ )/ $\text{pie}^2$  de torre.



$$C_{sf} = \text{Factor de capacidad, basado en el \u00e1rea de la torre.}$$

$$= R2 (R3)^L$$

El porcentaje de inundaci\u00f3n se toma como un factor de seguridad, el cual se recomienda que tenga un valor por debajo del m\u00e1ximo que es del 90%, as\u00ed los c\u00e1lculos efectuados para los diferentes empaques que nos den valores superiores al 90%, har\u00e1n que se eliminen.

Al efectuar los c\u00e1lculos para determinar la ca\u00edda de presi\u00f3n a trav\u00e9s de lechos de los diferentes tipos de empaques, los valores obtenidos son comparados con los rangos correspondientes recomendados de estos; los empaques que no cumplan ser\u00e1n eliminados de la posibilidad de ser utilizados. Estos c\u00e1lculos se hacen con la siguiente ecuaci\u00f3n emp\u00edrica. (9)

$$AP = R6Fs^{1.5} + R7L + R8 \exp. (R9 (C_s/C_{sf}))$$

Donde:

AP = Ca\u00edda de presi\u00f3n de la corriente gaseosa; pulg.-de agua por cada pie de empaque.

R6, R7, R8, R9 = Coeficientes de ca\u00edda de presi\u00f3n a trav\u00e9s de lechos h\u00famedos caracter\u00edsticos del empaque.

Fs = Factor basado en el \u00e1rea de la torre.  
=  $V_s (P_v)^{1/2}$

Los dem\u00e1s par\u00e1metros ya fueron definidos con anterioridad.

Como ya se dijo, en cada uno de los pasos a seguir se han ido eliminando los diferentes tipos de empaques que por uno u otro motivo no cumplen con los requerimientos marcados, un listado de los diferentes tipos de empaques que cumplen con la relaci\u00f3n di\u00e1metro nominal de empaque y di\u00e1metro interno de la torre, que tiene un porcentaje de inundaci\u00f3n menor al --

90% y que la caída de presión respeta el rango recomendado, son listados en la tabla 2, incluyendo en ésta la altura equivalente a cada etapa teórica, la cual se calcula con la siguiente ecuación empírica: (9)

$$H.E.T.P. = \frac{17.0}{AP^{0.103} b_1 (p_v / (p_1 - p_v))^{1/2} b_2}$$

H.E.T.P. = Altura empaque equivalente a una etapa teórica, pulgadas.

$b_1, b_2$  = Parámetros característicos del empaque.

EMPAQUE	DIAMETRO EMPAQUE pulg.	DIAMETRO TORRE pies.	CAIDA DE PRESION lb/pulg. <sup>2</sup> / pie emp.	PORCENTAJE DE INUNDACION	PORCENTAJE DE CARGA	H.E.T.P. pulg./Eta na teóri ca.
ANILLO RASCHIG CERAMICO	3	5.0	0.43	62.8	78.5	18.5
ANILLO PALL	2	4.0	0.51	82.2	94.6	28.9
SILLETAS BERL	2	5.0	0.35	65.9	74.0	33.2

TABLA 3.- Empaque de posible uso en la desorción de Amoníaco y Acido Sulfhídrico.

De los diferentes empaques de posible uso, el que se escoja, dependerá únicamente de una selección económica; para este fin se utilizarán las gráficas y el método - mostrado por Peters. (15)

Utilizando el método mencionado, - (considerando el costo del empaque, así como el de la cubierta de

la torre), se concluye con el empaque de anillos Raschig cerámicos de 3 pulg. de diámetro y una torre de 5.0 pies de diámetro; - se obtiene en menor costo, de los enlistados en la tabla 3.

De lo anterior se tiene que la altura del empaque es:

$$18.5 \text{ pulg.} / \text{Etapa teórica} \times 3.49 \text{ Etapas teóricas} = 64.56 \text{ pulg.}$$

Ya que se recomienda <sup>(9)</sup> agregarle el 10% de la altura del empaque calculada, previendo con ésto canalizaciones, mal distribución, etc., se tiene una altura de empaque total de 5.918 pies.

Verificación de la suposición de la caída de presión.

De la sección 5.2.1. se tiene una diferencia de presión su-  
nuesta de:

$$\begin{aligned} AP_s &= \text{Presión fondo} - \text{presión domo} \\ &= 10.80 \text{ nsig} - 8.37 \text{ nsig} = 2.43 \text{ nsia.} \end{aligned}$$

De la tabla 3 se sabe que la caída de presión para anillos Raschig de 3 pulg. es de 0.43 lb/pulg.<sup>2</sup>/pie de empaque. Por lo -- que se tiene una caída de presión total de:

$$0.43 \frac{\text{lb.}}{\text{pulg.}^2 \text{ pie de emp.}} \times 5.918 \text{ pies de emp.} = 2.54 \text{ lb/pulg.}^2$$

Comparando la  $AP_s$  vs.  $AP_{\text{calculada}}$  se observa que son muy -- aproximadas y que se tiene una desviación del 4.3 por ciento por -- lo que se considera que la suposición hecha del 0.6 lb/pulg.<sup>2</sup> por etapa teórica es válida.

En la figura siguiente se esquematizan los criterios consi-  
derados en el dimensionamiento de la columna de absorción T - 1.

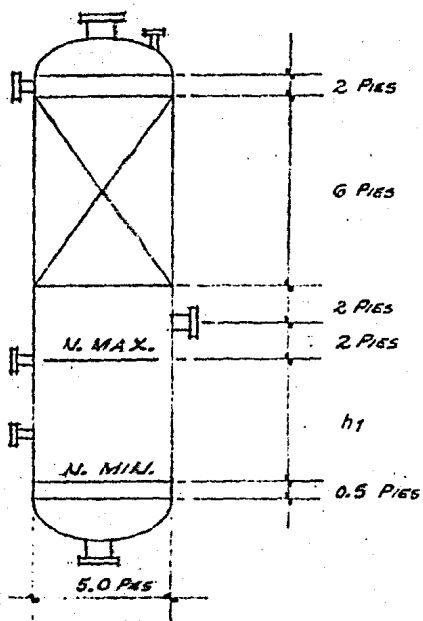


Figura 9.- Criterios para el dimensionamiento de la columna.

## 5.2.3.- DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA

Utilizando los criterios expuestos en la figura 9, se tiene que, la única longitud desconocida es la referida a la altura del líquido, para la cual se tiene la siguiente consideración:

Se le da un tiempo de residencia de un minuto, considerando para éste, que la instrumentación será la necesaria como para prever algún contratiempo.

$$\text{Flujo } 118\ 358.70 \text{ lb/Hr.} = 33.29 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$h_L = \frac{Q \cdot \theta}{A} = 33.29 \times 1/0.785(5.0)^2 = 1.70 \text{ pies.}$$

Por lo que se obtiene una altura total en la columna (según los criterios considerados en la figura 9) de:

$$h_{\text{total}} = 2 + 5.92 + 2 + 2 + 1.70 + 0.5 = 14.12 \text{ pies.}$$

Por criterio de diseño se recomienda aproximar al siguiente valor superior, por tanto:

$$h_{\text{total}} = 16 \text{ pies.}$$

Según las características de los internos de torres empacadas, se seleccionaron los siguientes<sup>(12)</sup>:

Distribuidor modelo	806	Tipo Weir - Though (Norton)
Plato soporte modelo	905	Tipo Hold Down Plate (Norton)
Limitador de cama modelo	823	Tipo Hold Down Plate (Norton)

Selección del espesor.

El cálculo del espesor del envolvente se efectúa con la siguiente ecuación<sup>(16)</sup>

$$t_s = \frac{P_{\text{dri}}}{SE - 0.6 P_d} + C \dots \dots \dots \text{Ec. 13}$$

El cálculo de espesor de las cabezas se estima con las --

dos siguientes ecuaciones: (16)

$$\text{Torisféricas} \quad t_t = \frac{0.885 PdL}{SE - 0.1 Pd} + C \dots \text{Ec. 14}$$

$$\text{Elipsoidales} \quad t_t = \frac{PdD}{2 SE - 0.2 Pd} + C \dots \text{Ec. 15}$$

La ecuación que arroje el menor espesor será la que se seleccione.

Donde:

$t_s$  = Espesor del envolvente, pulg.

$Pd$  = Presión de diseño, psig.

$r_1$  = Radio interno del recipiente, pulg.

$S$  = Esfuerzo permisible, psi.

$E$  = Eficiencia de junta, expresado como una fracción.

$C$  = Espesor por corrosión permisible, pulg.

$t_t$  = Espesor tapas torisféricas, pulg.

$L$  = 6% del diámetro, pulg.

$D$  = Diámetro del recipiente, pulg.

$t_e$  = Espesor tapas elipsoidales, pulg.

El esfuerzo permisible es característico del material, el cual se selecciona en base a las condiciones de diseño.

En la que:

$$Pd = P \text{ op.} + 30$$

$$Td = T \text{ op.} + 25$$

Donde:

$P \text{ op.}$  = Presión de operación, psig.

$Td$  = Temperatura de diseño, °F

$T \text{ op.}$  = Temperatura de operación, °F

Por tanto:

$$Pd = 10.8 + 30 = 40.8 \text{ psig.}$$

$$Td = 240 + 25 = 265 \text{ °F}$$

Análisis para determinar el espesor por corrosión.

En la Refinería a las líneas que manejan aguas amargas se les inyecta el IMP - IC - IN3 como inhibidor de corrosión, en estas se efectúan pruebas periódicas para determinar la velocidad de corrosión en el acero al carbón, los resultados promedio obtenidos se encuentran enumerados en la siguiente tabla:

PROCEDENCIA	VELOCIDAD DE CORROSION milésima de pulgada/año ( MPA )
Primaria No. 1	
Torre de despunte	
Torre principal	3.15
Primaria No. 2	
Torre de despunte ote.	4.68
Torre de despunte ote.	4.24
Torre principal	4.99
Planta de alto vacío	5.23
Planta de desintegración catalítica	20.2

Tabla 4.- Velocidades de corrosión de los efluentes amargos en acero al carbón.

Como se puede observar en el desglose de los efluentes amargos (inciso 2.3.1), la corriente que se obtiene de la planta de alto vacío tiene una concentración de Acido Sulhídrico aproximada a la manejada como de diseño, tomando en cuenta lo señalado se considera como punto de referencia la velocidad de corrosión reportada en el efluente de la planta mencionada (tabla 4), ya que esa velocidad fué determinada a una temperatura máxima de  $35^{\circ}\text{C}$ , las concentraciones promedio de Amoníaco y

Acido Sulfhídrico son de 1 025 y 3 250 respectivamente. Las condiciones de operación del sistema de tratamiento son diferentes a las enunciadas (mayor temperatura y mayores concentraciones), por lo que se considera como espesor por corrosión el máximo permisible, que es de 0.25 pulg.

En función al análisis mencionado - se concluye que el material para la construcción de los equipos - será acero al carbón, el cual tiene un esfuerzo permisible de -- 13 700 psi., en el rango de temperatura de -20 a 650° F. <sup>(16)</sup>

Se considera que en los posibles lugares de mala soldada se radiografía, por lo que la eficiencia de soldadura es del 85%.

Sustituyendo valores en las ecuaciones 13, 14 y 15 se tiene que:

El espesor del envolvente.

$$t_s = \frac{40.8 \times 30}{13\,700 \times 0.85 - 0.6 \times 40.8} + 0.250 = 0.355 = 3/8 \text{ pulg.}$$

Espesor tapas torisféricas

De la ecuación 14 se tiene que:

$$L = 0.06D = 0.06 \times 60 = 3.60$$

Por tanto:

$$t_t = \frac{0.885 \times 40.8 \times 3.60}{13\,700 \times 0.85 - 0.1 \times 40.8} + 0.25 = 0.261 \text{ pulg.} = 5/16 \text{ pulg.}$$

Espesor tapas elipsoidales

$$t_e = \frac{40.8 \times 60}{2 \times 13\,700 \times 0.85 - 0.2 \times 40.8} + 0.250 = 0.355 = 3/8 \text{ pulg.}$$

Ya que las tapas torisféricas requieren un espesor menor, - éstas se seleccionan como tapas de la columna de desorción.

Por tanto:

Envolvente 3/8 pulg. de espesor.

Tapas 5/16 pulg. "



### 5.3.- CALCULO DE BOMBAS

Dentro del sistema de tratamiento - se requieren; una bomba para manejar la alimentación a la torre - de desorción y otra bomba que maneje los fondos de la torre, previendo algún contratiempo de tipo mecánico en el sistema de bombeo, se hace necesario un equipo extra como relevo.

#### 5.3.1.- CALCULO DE LA BOMBA P - 1 Y SU RELEVO

La bomba P - 1 / R, manejan indistintamente el agua amarga que contiene el tanque D - 1, bombeando la a través de los cambiadores de calor - carga vs fondos ( E - 1, 1 - A ) y finalmente alimenta a la torre por arriba de la cama empujada.

En la figura 10 se ilustra la trayectoria aproximada del flujo.

Análisis por el lado de la succión.

En base a la velocidad recomendable de 4 a 7 pies/seg., para la succión<sup>(7)</sup> se selecciona el diámetro de la tubería.

Si  $v = 6$  pies/seg.

$$A = \frac{0.512 \text{ pies}^3/\text{seg.}}{6 \text{ pies/seg.}} = 0.085 \text{ pies}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.085}{\pi}} = 0.329 \text{ pies.}$$

$$= 3.95 \text{ pulg.} = 4 \text{ pulg.}$$

Por tanto:

$$v = 5.867 \text{ pies/seg.}$$

Caída de presión.

En el Crane <sup>(7)</sup> con los siguientes datos se calculó la  $\Delta P_{100}$

DATOS:

Flujo	114 306 lb/Hr.	230 GPM
Temperatura	100 °F	38 °C
Densidad	62 lb/pie <sup>3</sup>	
Viscosidad	0.66 cp.	

Con el flujo, la densidad, el diámetro y la viscosidad se estiman el número Reynolds y el factor de fricción. <sup>(7)</sup>

Con el valor obtenido del factor de fricción aunado a la densidad, el flujo y el diámetro, se calcula la caída de presión por cada 100 pies ( $\Delta P_{100}$ )

La cual es:

$$\Delta P_{100} = 1.30 \text{ psig.}$$

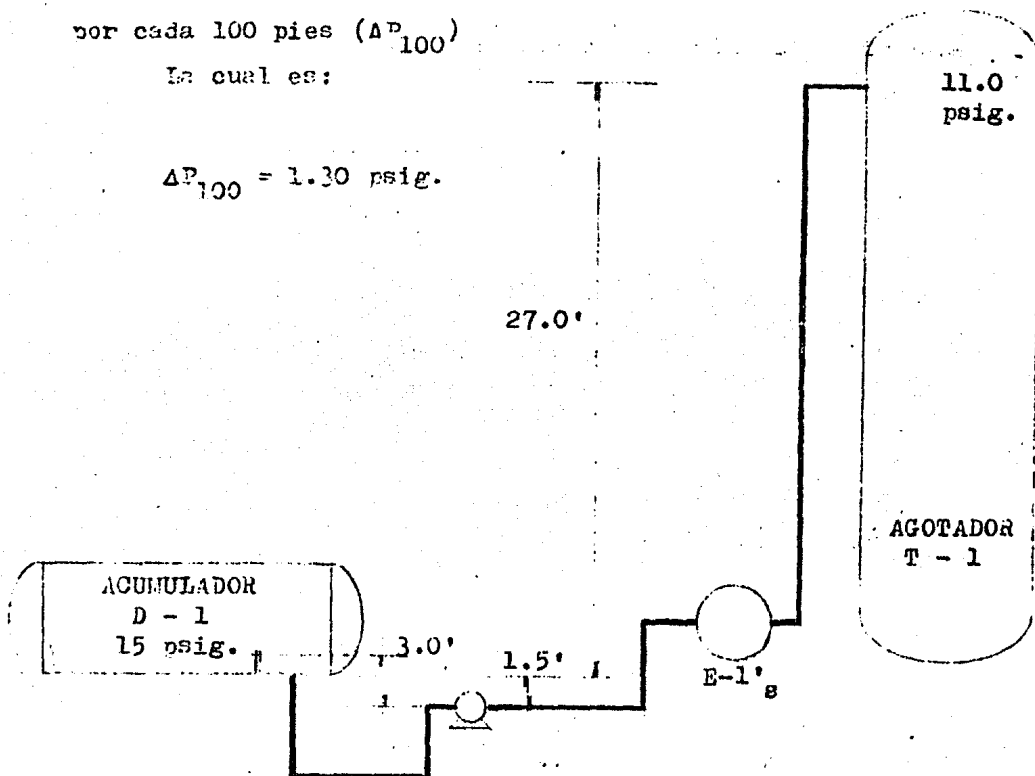


Figura 10.- Trayectoria aproximada del agua amarga entre el acumulador D - 1 y la torre T - 1.

Analizando la equivalencia de los accesorios a longitud en pies se tiene que:

Concepto	Cantidad	L/D	Longitud total pies.
Codo 90°	3	30	30
"T" lineal	1	60	20
Válvula	1	13	4.4
Salida	1	14	4.4
Entrada	1	65	21.7
Longitud			55

Longitud total de 135.5 pies, por lo tanto la caída de presión por el lado de la succión es:

$$\Delta P_s = \Delta P_{100} \times \frac{L_{tot.}}{100} = 1.30 \text{ lb/pulg.}^2 \times 135.5/100 = 1.759 \text{ lb/pulg.}^2.$$

Análisis por el lado de la descarga.

Efectuando un análisis similar al que se hizo por la succión en la descarga se tiene que:

Temperatura media	150 °F
Densidad	61.19 lb/pie <sup>3</sup>
Viscosidad	0.43 cp.
Flujo	232.9 GPM.
Diámetro	4 pulg.
Velocidad	6.5 pies/seg.
Factor de fricción	0.0178

$$\Delta P_{100} = 1.21 \text{ lb/pulg.}^2 / 100 \text{ pies Caída de presión por cada 100 pies.}$$

En el siguiente enlistado se observa la longitud equivalente de los accesorios.

Concepto	Cantidad	L/D	Longitud total pies.
Codo 90°	20	30	200

"T" lineal	2	60	40
Válvula comp.	1	13	4.33
Válvula retenc.	1	135	45
Salida	3	60	60
Entrada	3	30	30
Tramo recto			150
TOTAL			529.33 pies.

Con lo anterior se tiene que las pérdidas de presión por -- el lado de la descarga es:

$$\Delta P_{desc.} = \Delta P_{100} \times L_{tot}/100 = 1.21 \times 529/100 = 6.40 \text{ lb/pulg.}^2$$

Análisis de las pérdidas por presión en la descarga.

Tubería y accesorios	6.40 lb/pulg. <sup>2</sup>
Cambiadore de calor N - 1	8.02 " (inciso 5.5.1)
Válvula de control + elemento de medición de flujo.	15.00 "
TOTAL	29.42 "

Cálculo de la bomba.

Presión en la succión.

$$P_s = P_1 + (Sp.Gr.)H_A/2.3 - \Delta P_s$$

$$P_s = 15 + (1 \times 3.0)/2.3 - 1.759 = 14.545 \text{ lb/pulg.}^2$$

Presión en la bocuilla de descarga de la bomba  $P_D$

$$P_D = P_2 + Sp.Gr \times h/2.31 + \Delta P_D$$

$$P_D = 8.4 + (1 \times 35)/2.31 + 29.42 = 52.97 \text{ lb/pulg.}^2$$

Diferencia de presiones:  $\Delta P_B$

$$\Delta P_B = P_D - P_s = 52.97 - 14.545 = 38.427 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$\Delta P_B = 38.5 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= 2.31 ( P_s - P_v ) / \text{Sp.Gr.} \\ &= 2.31 ( 14.545 + 11.3 - 1.0 ) / 1.0 = 57.39 \text{ pies.} \end{aligned}$$

Potencia al freno bHP

$$\text{bHP} = Q \times \text{Sp.Gr.} \times \Delta P_B / 1714 \times n$$

Donde:

$$\begin{aligned} n &= 52\% \text{ según gráficas del Clarke } (6) \\ &= 230 \times 1.0 \times 38.5 / (1714 \times 0.52) = 9.94 \text{ HP} = 10 \text{ HP} \end{aligned}$$

### 5.3.2.- CALCULO DE LA BOMBA P - 2 Y SU RELEVIO

Las bombas P - 2 / R manejan indistintamente el agua tratada, succionándola del fondo de la torre - T - 1 y bombeándola a través de los cambiadores de calor - carga vs fondos ( E - 1 y E - 1A ) para que posteriormente se haga llegar a los tanques de almacenamiento del agua tratada.

Efectuándose cálculos similares a los anteriores ( P - 1 / R ) se obtiene que las bombas P - 2 / R tienen las siguientes características por el lado de la succión:

Flujo	250 GPM.
Temperatura	240 °F
Densidad	59.10 lb/pies <sup>3</sup>
Viscosidad	0.24 cp.
Diámetro	4 pulg.
Velocidad	6.30 pies/seg.
Factor de fricción	0.0178
$\Delta P_{100}$	= 1.14 lb/pulg <sup>2</sup> /100 pies.

En la siguiente figura se ilustra la trayectoria aproximada del flujo del agua tratada.

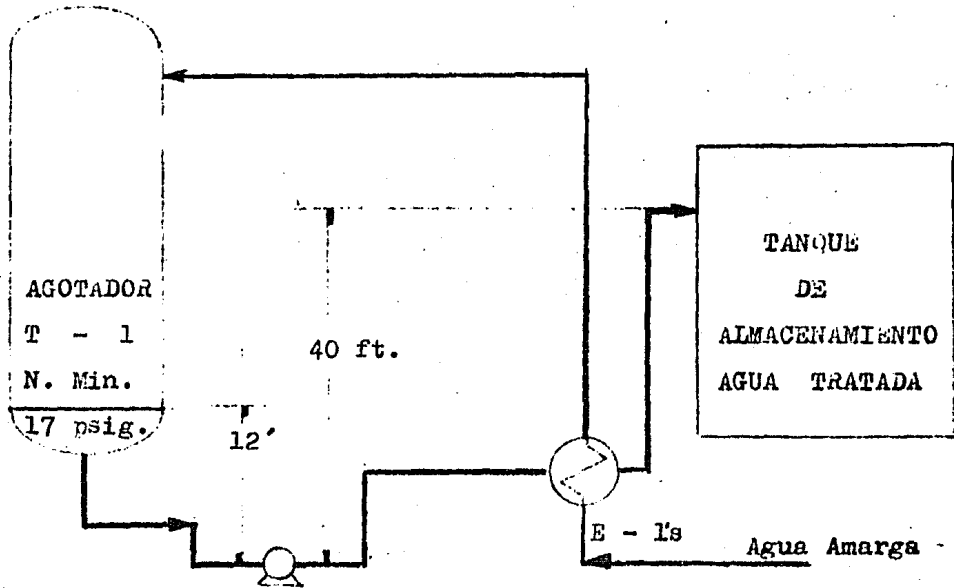


Figura 11.- Trayectoria aproximada del agua tratada.

Longitud a considerar según la trayectoria aproximada (Figura 11).

Concepto	Cantidad	L/D	Longitud total pies.
Codo 90°	5	30	50
"T" lineal	1	60	20
Válvula comp.	1	13	4.3
Entrada	1	65	21.7
Salida	1	14	4.7
Longitud recta			41
<b>TOTAL</b>			<b>142</b>

Caída de presión por el lado de la succión.

$$\Delta P_s = 1.14 \text{ lb/pulg}^2 \times 142 \text{ pies}/100 \text{ pies} = 162 \text{ lb/pulg}^2$$

Análisis por el lado de la descarga.

Flujo	241 GPM.
Temperatura	147 °F
Densidad	61.233 lb/pie <sup>3</sup>
Viscosidad	0.47 cp.
Diámetro	4 pulg.
Velocidad	6.10 pies/seg.
Factor de fricción	0.018
$\Delta P_{100}$	1.12 lb/pulg. <sup>2</sup>

Longitud a considerar (de la descarga, hasta los cambiadores E - 1)

Concepto	Cantidad	L/D	Longitud total pies.
Codo 90°	13	30	130
"T" lineal	2	60	40
Válvula comp.	1	13	4.3
Válvula retenc.	1	135	45
Salida	1	60	20
Tramo recto			62
TOTAL			301.3 pies

Así las pérdidas de presión, desde la descarga de la bomba hasta los cambiadores de calor E - 1 será:

$$\Delta P_{desc.} = 1.12 \times 301/100 = 3.37 \text{ lb/pulg.}^2$$

Análisis desde los cambiadores hasta los tanques de almacenamiento del agua tratada.

Diámetro	4 pulg.
Velocidad	6.10 pies/seg.
Factor de fricción	0.0178 lb/pulg. <sup>2</sup>
$\Delta P_{100}$	1.15 lb/pulg. <sup>2</sup>

Longitud a considerar.

Concepto	Cantidad	L/D	Longitud total pies.
Codo 90°	20	30	200
Codo 45°	8	16	42.7
Entrada	1	30	10
Longitud recta			3 200
TOTAL			3 452.7

En esta sección (de los cambiadores de calor hasta los tanques de almacenamiento), se tiene una caída de presión de:

$$AP_{100} = 1.15 \times 3\,452.7/100 = 39.71 \text{ lb/pulg}^2.$$

Por tal motivo se tiene una caída de presión total por el lado de la descarga de:

$$AP_{\text{total}} = 3.37 + 39.71 = 43.08 \text{ lb/pulg}^2.$$

Análisis de las pérdidas por presión en la descarga.

Tubería y accesorios	43.08 lb/pulg <sup>2</sup> .
Válvula de control con elemento de medición	15.00 "
Cambiadores de calor	8.35 "
TOTAL	66.43 "

Cálculo de la bomba

Presión en la succión

$$P_s = 10.8 + (1 \times 12)/2.31 - 1.62 = 14.37 \text{ psig.}$$

Presión en la boquilla de descarga de la bomba;  $P_D$

$$P_D = (1 \times 40)/2.31 + 66.43 = 86.62 \text{ lb/pulg}^2.$$

Presión diferencial entre boquillas;  $AP_B$

$$AP_B = 83.75 - 14.37 = 69.38 \text{ lb/pulg}^2.$$

$$NPSH = 2.31 (p_s - p_v)/Gr.Sp.$$

$$= 2.31 (14.37 + 11.33 - 25.00)/1.0 = 1.57$$

Potencia al freno.

$$HP = \frac{241.00 \times 1.0 \times 69.38}{1\,714 \times 0.52} = 18.8 \text{ Hp}$$



#### 5.4.- DISEÑO DE TANQUES

En el sistema de tratamiento se requieren dos tanques, uno que reciba las aguas amargas de alimentación al tratamiento y el otro que separe las fases de la corriente que sale del condensador.

##### 5.4.1.- TANQUE DE BALANCE D - 1

El tanque D - 1, recibe las aguas amargas de alimentación y la que baja del tanque de separación - D - 2. El tanque D - 1 sirve como tanque de balance al sistema de tratamiento, por tal motivo, se requiere un tiempo de residencia de 10 minutos como mínimo, para prever algún contratiempo -- en la alimentación de éste. La mencionada corriente de alimentación puede contener ciertas cantidades de fenoles e hidrocarburos, las cuales por diferencia de densidades son susceptibles de separación del agua. Por tal motivo, el tanque tendrá un sistema de mamparas para lograr la separación mencionada.

Los cálculos efectuados para dimensionar este equipo, se detallan a continuación:

Diseño del tanque de balance D - 1

Características de la corriente alimentada.

$$P = 15 \text{ psig.}$$

$$T = 125^{\circ} F$$

AGUA

HIDROCARBUROS - FENOLES

$$W_A = 114 \text{ 281.83 lb/Hr.}$$

$$W_L = 48.30 \text{ lb/Hr.}$$

$$P_A = 62.00 \text{ lb/pies}^3$$

$$P_L = 43.50 \text{ lb/pies}^3$$

$$\mu_A = 0.68 \text{ cp.}$$

$$\mu_L = 0.35 \text{ cp.}$$

Cálculo de los flujos.

$$Q_L = 48.3 \text{ lb/Hr.} \times \text{pies}^3 / 43.5 \text{ lb/x Hr.} / 60 \text{ min.} = 0.0185 \text{ pies}^3 / \text{min}$$

$$Q_A = 114\ 281.83 \text{ lb/Hr.} \times \text{pies}^3 / 62 \text{ lb} \times \text{Hr.} / 60 \text{ min} = 30.72 \text{ pies}^3 / \text{min}$$

Donde:

$Q_A$  = Flujo líquido en; pies<sup>3</sup>/min.

$Q_L$  = Flujo hidrocarburos - fenoles; pies<sup>3</sup>/minuto.

Por tanto el flujo total ( $Q_T$ ) es:

$$Q_T = 0.0185 + 30.72 = 30.74 \text{ pies}^3 / \text{minuto.}$$

Debido a las pequeñas cantidades de fenoles e hidrocarburos que contiene la alimentación a este recipiente, se hace necesaria su separación para evitar algún efecto costerosior, para esto, en el recipiente se colocarán una serie de mamparas con las siguientes consideraciones:

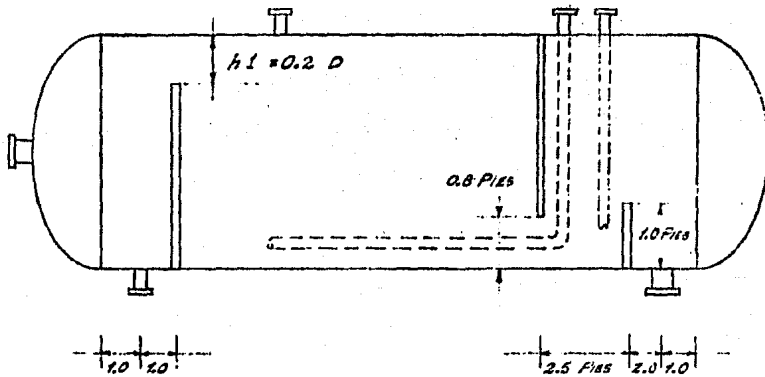


Figura 12.- Criterios considerados para dimensionar el tanque de balance.

Si se considera el tiempo de residencia ( $\Theta_R$ ) igual a 10 minutos se tendrá, que el volumen del agua ( $V_p$ ), a almacenar será:

$$V_A = Q_A \times \Theta_R = 30.74 \text{ pies}^3 / \text{min.} \times 10 \text{ min.} = 207.39 \text{ pies}^3.$$

Cálculo aproximado del valor  $h_A$  (altura del agua).

$$V_A = 0.785 D^2 L$$

Donde:

$L$  = Longitud del tanque; pies.

$D$  = Diámetro del tanque; pies.

En función de la presión de operación del recipiente se recomienda <sup>(12)</sup> una relación de longitud a diámetro de tanque igual a 3, por lo que:

Despejando:

$$L/D = 3 \Rightarrow L = 3D$$

Sustituyendo:

$$V_A = 0.785 D^2 (3D) = 2.355 D^3$$

<sup>3</sup> Considerando  $h_A = D$  y despejando  $h_A$ , se tiene:

$$h_A = \sqrt{\frac{V_A}{2.355}}$$

<sup>3</sup> Sustituyendo valores en la ecuación obtenida.

$$h_A = \sqrt{\frac{307.39}{2.355}} = 5.08 \text{ pies.}$$

Como se puede observar en la figura 12, se tendrá un nivel mínimo de un pie, debido a la mampara, por tanto, si a la altura calculada se le incrementa 1 pie se reafirma el volumen a almacenar requerido, por tanto:

$$D = 5.08 \text{ pies} + 1.0 = 6.08 \text{ pies. Se aproxima a 6.5 pies.}$$

Según la distribución de distancias (figura 12), se tiene:

$$h_1 = 0.2 D = 0.2 (6.5) = 1.3 \text{ pies.}$$

Donde esta altura da la siguiente fracción de área con respecto al área total. <sup>(15)</sup>

$$A_1 = 0.1510 A_t$$

$$A_t = \text{Área total.}$$

$$A_t = 0.785 (6.5)^2 = 33.17 \text{ pies}^2.$$

$$\text{Así que } A_1 = 0.1510 (33.17) = 5.01 \text{ pies}^2.$$

Por el pequeño volumen de hidrocarburos-fenoles, se considera que estos forman una capa de tres pulgadas de espesor en la parte superior del agua, siguiendo la misma metodología que en el caso anterior, se tiene un área de 0.324 pies<sup>2</sup>.

Así, para la parte inferior del recipiente, el área del nivel mínimo es de 2.546 pies<sup>2</sup>. Quedando -- con esto un área disponible para el agua de:

$$A_{\text{disp.}} = 33.17 - 2.546 - 5.01 - 0.324 = 25.29 \text{ pies}^2.$$

Si se respeta la relación  $L/D = 3$  - se tendrá una longitud del tanque de 19.5 pies, ahora para obtener el volumen almacenable de agua, hay que considerar los 2 pies que se le dieron (según distribución hecha en la figura 12), entre la mampara y la línea de tangencia.

$$V_{\text{disp.}} = A_{\text{disp.}} \times (L_{\text{total}} - 2) = 25.29 (17.5) = 442.57 \text{ pies}^3.$$

Para este volumen disponible, se tiene un tiempo de residencia de:

$$\theta = \frac{V_{\text{disp.}}}{Q_A} = \frac{442.57}{30.72} = 14.40 \text{ min.}$$

Ahora, comprobando si el tiempo de residencia es suficiente para la separación de los hidrocarburos del agua.<sup>(3)</sup>

$$v_s = K_s \left( \frac{\rho_A - \rho_H}{\rho_c} \right) = \text{pulg/min.}$$

$$v_s \text{ max.} = 10 \text{ pulg/min.}$$

Donde:

$v_s$  = Velocidad de separación.

$K_s = 0.333$  para hidrocarburos - agua.

$\rho_A$  = Densidad de agua lb/pies.<sup>3</sup>

$\rho_H$  = Densidad de hidrocarburos lb/pies.<sup>3</sup>

$\mu_c$  = Viscosidad de la fase continua (agua) co.

Sustituyendo:

$$v_s = 0.333 (62.0 - 43.5/0.68) = 9.06 \text{ pulg./min.}$$

Así, el tiempo que necesitan los hidrocarburos para separarse del agua es: (3)

$$\theta_H = h_A/v_s = 66 \text{ pulg./}9.06 \text{ pulg./min} = 7.28 \text{ min.}$$

Como se observa, el tiempo que se necesita es menor al que se dispone, así que el recipiente queda de un diámetro de 6.5 - - pies y de una longitud de 19.5 pies.

Cálculos de espesores.

El cálculo del espesor del envolvente se efectúa con la - - ecuación 13, dando como resultado:

$$t_s = 0.389 \text{ pulg.}$$

De la misma manera con las ecuaciones 14 y 15 se tiene:

$$t_t = 0.267 \text{ pulg.}$$

$$t_e = 0.391 \text{ pulg.}$$

## 5.4.2.- TANQUE DE SEPARACION D - 2

El tanque D - 2, tiene como función la separación del gas y del líquido de la corriente que sale del condensador E - 2; al efectuarse la separación, el gas es enviado al sistema de desfuegos de la refinería y la corriente líquida -- desciende por gravedad al tanque de balance D - 1. Como ya se -- mencionó, la finalidad de este recipiente es la separación gas-líquido, por tal motivo no se requiere un tiempo de residencia alto.

De los cálculos efectuados para dimensionar este recipiente se detallan a continuación:

Diseño del tanque de separación gas-líquido D - 2.

Características de la corriente alimentada.

$$P = 11.0 \text{ psig.} \quad T = 225^{\circ}\text{F}$$

LÍQUIDO		VAPOR	
$w_L$	23 153.89 lb/Hr.	$w_V$	1 783.42 lb/Hr.
$\rho_L$	58.55 lb/pie <sup>3</sup>	$\rho_V$	0.0584 lb/pie <sup>3</sup>
$\mu_L$	0.2399 cp.	$\mu_V$	0.0222 cp.
$\sigma_L$	62.44 din/cm.		

Cálculo de los flujos.

$$Q_L = w_L / \rho_L = 6.59 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$Q_V = w_V / \rho_V = 508.97 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$Q_T = 6.59 + 508.97 = 515.56 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

En función de la relación:

Peso del líquido / peso del vapor  $> 1$

Se requiere diseñar un recipiente horizontal, para tal efecto se calcula:

Velocidad máxima permisible para el vapor dentro del tanque

( $v_m$ )

Para este cálculo se dispone de la siguiente ecuación:

$$V_S = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Donde:

K = 0.13 Máximo (Reciniente horizontal s/malla) <sup>(2)</sup>

0.45 Mínimo " " "

0.29 Promedio " " "

Si se toma el valor promedio para el desarrollo de este cál  
culo.

$$V_S = 9.17 \text{ pies/seg.}$$

Cálculo del área requerida para el vapor. ( $A_{VR}$ )

$$A_{VR} = \frac{Q_V}{v_S \times 60} = \frac{509}{9.17 \times 60} = 0.925 \text{ pies}^2$$

Si se considera como primer instancia la altura para el va-  
por que corresponda a la  $A_{VR}$  es equivalente al diámetro de una --  
circunferencia, se tiene que:

$$A_{VR} = \frac{\pi h_V^2}{4} = h_V = \sqrt{\frac{4 A_{VR}}{\pi}}$$

Por tanto:

$$h_V = \left( \frac{4 (0.925)}{\pi} \right)^{1/2} = 1.08 \text{ pies}$$

Cálculo del volúmen del líquido que se requiere almacenar,--  
suponiendo un tiempo de residencia ( $\theta_R$ ), de 3 minutos.

$$V_{RL} = 6.7 \text{ pies}^3/\text{min.} \times 3 \text{ min.} = 20.1 \text{ pies}^3$$

Para el volúmen del líquido requerido se necesitará una al-  
tura del mismo (suponiendo  $L/D = 3$  y que  $h_{LR} = D$ ).

$$V_{LR} = 0.785 D^2 L$$

$$V_{LR} = 0.785 D^2 \left( \frac{L}{D} \right) D$$

Por tanto:

$$h_L = D = \left( \frac{V_{LR}}{0.785 (L/D)} \right)^{1/3} = \left( \frac{20.1}{0.785 (3)} \right)^{1/3} = 2.04$$

$$h_L = 2.04 \text{ pies.}$$

Diámetro total del tanque.

$$Dt = h_V + h_L = 1.08 + 2.04 = 3.12 = 3.5 \text{ pies.}$$

$$Dt = 3.5 \text{ pies.}$$

Para el diámetro estimado se tiene un área de:

$$At = 0.785 (3.5)^2 = 9.62 \text{ pies}^2.$$

En base al área total se tiene la siguiente superficie disponible para el vapor: ( $A_{VD}$ )

$$h_V/Dt = 1.08/3.5 = 0.3086$$

Por tanto: (Referencia 15)

$$A_V/At = 0.2624 \Rightarrow A_V = 0.2624(9.62) = 2.52 \text{ pies}^2$$

Por lo que el área del líquido es:

$$A_L = 9.62 - 2.52 = 7.10 \text{ pies}^2$$

Donde la altura del líquido disponible es:

$$A_{LD}/At = 7.10/9.62 = 0.7380 \text{ (Referencia 15)}$$

$$h_{LD}/Dt = 0.6917 \Rightarrow h_{LD} = 0.6917 \times 3.5 = 2.42$$

Con lo que el volumen del líquido disponible será:

$$V_{LD} = A_{LD} \times (Dt \times 3) = 7.10(3.5 \times 3) = 74.55 \text{ pies}^3$$

$$A_{LD} = 0.785 (2.04)^2 = 3.27 \text{ pies}^2$$

De aquí que:

$$A_{LD}/At = 3.27/9.62 = 0.3399 \Rightarrow h_{LD}/Dt = 0.3727$$

Por tanto:

$$h_{LD} = 0.3727 (3.5) = 1.30 \text{ pies.}$$

Con lo que el volumen disponible del líquido es:

$$V_{LD} = A_{LD} (Dt \times 3) = 3.27 (3.5 \times 3) = 34.33 \text{ pies}^3$$



Comparando las condiciones requeridas con las disponibles se tienen:

$$\begin{aligned} V_{LD} = 34.33 > V_{LR} = 20.1 \text{ y} \\ A_{VD} = 2.52 > A_{VR} = 0.925 \end{aligned}$$

Debido a que las condiciones disponibles son mayores que las requeridas, se garantiza que el tanque es funcional, teniendo las siguientes características reales.

Área real del líquido ( $A_L$ )

$$A_L = 9.62 - 2.52 = 7.1 \text{ pies}^2$$

Determinación de la longitud.

$$L = V_{LD}/A_L = 34.33/7.1 = 4.83 = 5.0 \text{ pies.}$$

Tiempo de residencia real.

$$\theta = 34.33 \text{ pies}^3 / 6.7 \text{ pies}^3/\text{min.} = 5.12 \text{ min.}$$

Cálculo de los espesores (cuerpo y tapas).

Para este caso se tienen las siguientes condiciones de diseño.

$$P_d = 11 + 30 = 41 \text{ psig.}$$

$$T_d = 225^\circ + 25 = 250^\circ \text{F}$$

Del mismo análisis efectuado en el inciso 5.2.3, se tiene que el material para construcción es acero al carbón, el cual tiene un esfuerzo permisible para el rango de temperatura de operación de 13,700 psi.

Empleando las ecuaciones 13, 14 y 15 se obtuvieron los siguientes espesores como resultados

$$t_g = 0.324 \approx 3/8 \text{ pulg.}$$

$$t_t = 0.258 \approx 5/16 \text{ "}$$

$$t_e = 0.324 \approx 3/8 \text{ "}$$

## 5.5.- INTERCAMBIADORES DE CALOR

El diseño de los equipos en los cuales se efectúa algún intercambio de calor, se desarrollaron en base a programas elaborados por el Ing. Gerardo Estrada, del departamento de Informática, de la Refinería "18 de Marzo".

Los métodos empleados en los programas mencionados, se enuncian a continuación.

### 5.5.1.- CAMBIADOR DE CALOR E - 1 .

El programa empleado para el diseño de este equipo fué el (SCAMB), este es utilizable para casos en los que no ocurre cambio de fase en los fluidos. Para calcular el coeficiente individual de transferencia de calor por el lado de los tubos (hio), se emplean las ecuaciones de Sieder y Tate;<sup>(8)</sup> para el lado de la coraza, usa el método desarrollado por el profesor Bell,<sup>(15)</sup> de la Universidad de Delaware.

Las caídas de presión que calcula el programa son, sin considerar la obstrucción y utiliza las ecuaciones de Kern<sup>(11)</sup> para el lado de los tubos y el método de Bell,<sup>(15)</sup> para la coraza.

El diseño se efectuó de acuerdo a los siguientes datos:

Nombre de la corriente	CORAZA	TUBOS
	Agua tratada	Agua amarga
Gasto (lb/Hr)	118 358.70	114 306
Gravedad específica	0.963	0.981
Calor específico (Btu/lb °F)	1.005	1.007
Conductividad térmica (Btu/lb-pie-°F)	0.394	0.382
Temperatura de entrada (°F)	240	100
Temperatura de salida (°F)	143.2319	200

Caída de presión permisible (psi)	10	10
Factor de obstrucción ( $\text{Hr} \times \text{pie}^2 \times \text{°F}/\text{Btu}$ )	0.001	0.002

El tipo de cambiador ( T.E.M.A.) -

AES; diámetro externo de los tubos 3/4 pulg., pitch 1.0 pulg., --  
 BWG 12 arreglo triangular, longitud de los tubos 12 pies.

Con los datos anteriores se obtuvieron los siguientes resultados:

Tamaño	23.25 x 144.0 pulg.
Arreglo de corazas	2 en serie, 1 en paralelo
Area total disponible	1 659 pies <sup>2</sup>
Area total efectiva	1 285 "
Area por coraza disponible	829 "
Area por coraza efectiva	643 "
Caída de presión por la coraza	8.35 psi
Caída de presión por los tubos	8.02 psi
Calor intercambiado	11 510 614 Btu/Hr.
Coefficiente de transf. sucio	188.01 Btu/Hr x pie <sup>2</sup> x °F.
Coefficiente de transf. limpio	587.21 Btu/Hr x pie <sup>2</sup> x °F
Número de tubos	352
Número de baffles	29
Espaciado entre baffles	4.80 pulg.

### 5.5.2.- DISEÑO DEL CONDENSADOR E - 2 .

Para este diseño se utilizó el programa de SINCOND, el cual emplea el proceso de Gilmour<sup>(5)</sup> para --  
 calcular el área requerida. En el cálculo de los coeficientes individuales de transferencia de calor por el lado de los tubos, emplea las ecuaciones de Nusselt, Boyco-Krushilin y Sieder y Tate,<sup>(8)</sup> dependiendo del tipo de fluido (turbulento, laminar o en transi--

ción) y la ecuación de Nusselt para la condensación en la coraza.

El cálculo de la caída de presión para el medio de enfriamiento se efectúa de acuerdo a los siguientes métodos:

#### METODO

Kern <sup>(11)</sup>	Cuando no hay cambio de fase en los tubos.
Martillelli <sup>(8)</sup>	Cuando hay cambio de fase en los tubos.
Bell <sup>(15)</sup>	Cuando no hay cambio de fase en la coraza.
Kern <sup>(11)</sup>	Cuando hay cambio de fase en la coraza.

El cálculo se desarrolló en base a los siguientes datos:

Flujo total del fluido a condensar	24 937.31 lb/Hr.
Temperatura de entrada, medio de enfriamiento	80 °F
Temperatura de salida, medio de enfriamiento	115 °F
Temperatura de entrada, flujo a condensar	231.72 °F
Temperatura de salida, flujo a condensar	224.8 °F
Temperatura de rocío	231.58 °F
Líquido de entrada	0.0 lb/Hr.
Vapor de entrada	24 937.31 lb/Hr.
Líquido de salida	23 153.89 lb/Hr.
Vapor de salida	1 783.42 lb/Hr.

Además de los datos mencionados anteriormente, para que el programa pueda calcular el área requerida, es necesario alimentarle las propiedades de los fluidos a diferentes temperaturas; además de valores de condensación, los datos alimentados son:

#### LIQUIDO

Temperatura	Densidad	Calor esp.	Viscosidad	Conductividad térmica
-------------	----------	------------	------------	-----------------------

$^{\circ}\text{F}$	$\text{lb/ pie}^3$	$\text{Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$	co.	$\text{Btu/Hr. pie.}^{\circ}\text{F}$
80	58.75	1.0207	0.2411	0.3635
120	58.784	1.0250	0.2456	0.3644
150	58.8172	1.0290	0.2502	0.3653
180	58.8548	1.0327	0.2550	0.3661
200	58.8977	1.0390	0.2599	0.3738
220	58.9464	1.0422	0.2650	0.3752

## VAPOR

80	0.0524	0.4520	0.0121	0.0134
120	0.0505	0.4490	0.0120	0.0133
150	0.0486	0.4457	0.0120	0.0132
180	0.0466	0.4427	0.0120	0.0131
200	0.0445	0.4398	0.0120	0.0130
220	0.0424	0.4373	0.0119	0.0129

## Datos de condensación.

Temperatura ( $^{\circ}\text{F}$ )	Calor transferido (Btu/Hr)
231.72	0.00
230.336	4 663 483
228.952	6 967 704
227.568	8 236 189
226.184	9 041 949
224.800	9 601 122
Calor total transferido	9 601 122 Btu/Hr.
Número de tubos	220
Diámetro exterior tubos	0.0625 pie.
Diámetro interior tubos	0.05166 "
Número de pasos por los tubos	2

Pitch	1.0 pulg.
Arreglo	Cuadrado
Longitud	16 pies.
Diámetro de la coraza	18 pulg.
Factor de incrustación	$0.003^{\circ}\text{F.pie.Hr/}$ Btu.

Con los datos mencionados se obtuvieron los siguientes resultados:

Area total disponible	691	pies <sup>2</sup>
Area total efectiva	640	"
Coefficiente de transferencia sucio	105.98	Btu/Hr x pie <sup>2</sup> x °F.
Coefficiente de transferencia limpio	218.57	" "

Ya que el programa SINCOND, únicamente trabaja como simulador, se alimentan los datos y se chequea el área disponible con la requerida. Si el área disponible es cuando mucho un 5 % mayor a la requerida, el valor es aceptable, si no se tendrán que variar algunos datos, los cuales pudieran ser; número de tubos, diámetro de coraza y/o de tubos, etc.

A continuación en el diagrama de flujo de proceso (figura 13), se observa el proceso considerado en el tratamiento, y las corrientes caracterizadas. Además se anexan hojas de datos de proceso para los recipientes y la columna de desorción.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8
FLUJO LB/HR	91176.36	114306.00	118352.70	24937.31	23453.89	1783.42	28990.01	24.75
NH <sub>3</sub> LB/HR	211.16	616.79	10.56	506.23	305.63	200.60		
H <sub>2</sub> O LB/HR	311.14	444.67	3.24	441.53	110.51	530.52		
FENÓLES LB/HR	32.23	12.77	12.77	—	—	—		12.75
H <sub>2</sub> O LB/HR	22.74	11.40	11.40	—	—	—		11.38
H <sub>2</sub> O LB/HR	90231.62	113320.62	118320.63	23989.75	22737.75	1252.00	28990.01	
TEMPERATURA °F	100	258	232.3	23989.75	22737.75	1252.00	28990.01	
PRESIÓN PSIG	75.0		17.66	11.0			50.0	
DENSIDAD LB/FT <sup>3</sup>	62.0	54.26		55.2			60.142	

- D-1 TANQUE DE BALANCE
- D-2 TANQUE SEPARADOR GAS-LIQUIDO
- P-1 BOMBA DE CARGA A LA TORRE T-1
- E-1 CAMBIADORES DE CALOR ALIMENTACION VV. FONDOS
- E-2 CONDENSADOR TOTAL VAPOR SOBRECALENTADO VS. AGUA DE ENTR.
- T-1 TORRE DE DESORCION EMPACADA CON ANILLOS RASCHIG DE 3/4"
- P-2 BOMBA DE FONDOS DE LA TORRE T-1 HAZLA TORNADO DE SUMERJIMENTO DE AGUA TRATADA

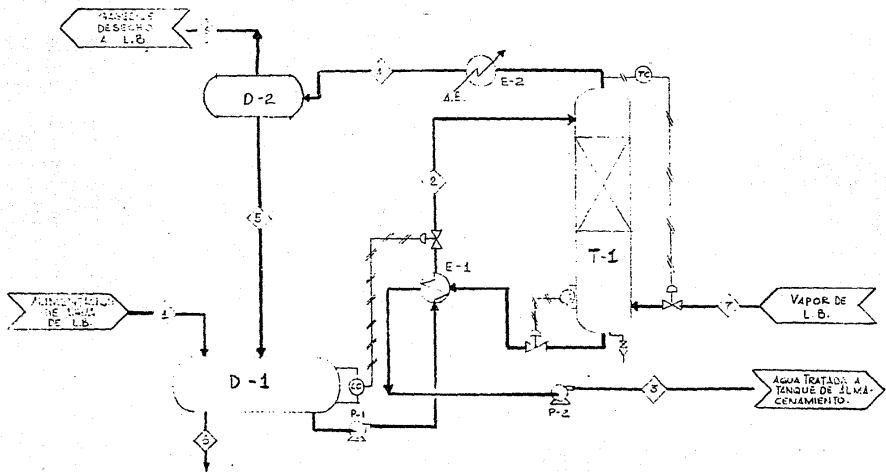


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

FIGURA No. 13







HOJA DE DATOS  
DE PROCESO  
PARA TORRES

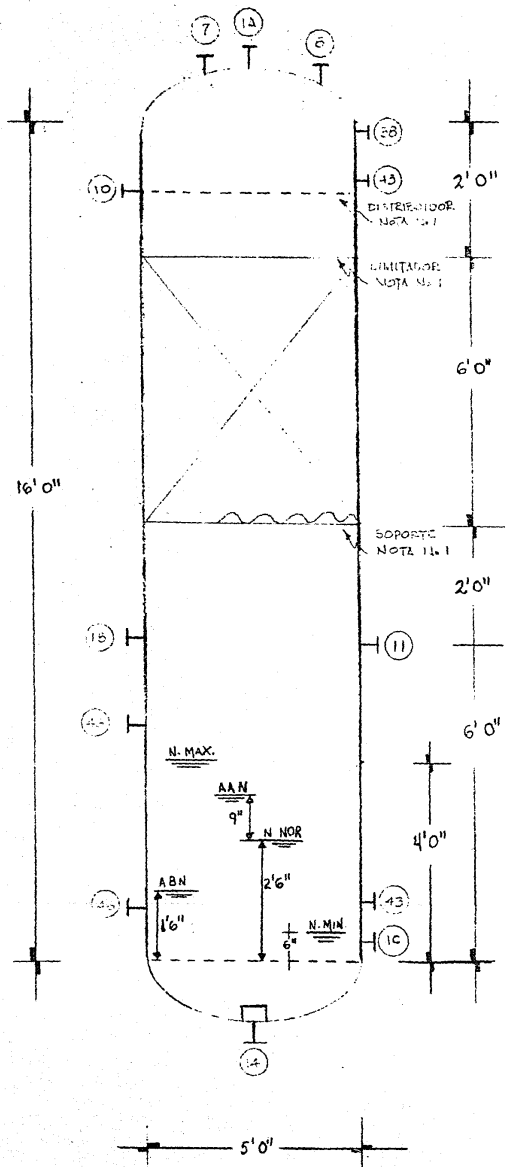
CLIENTE	PLANTA	PROYECTO Nº E-
LOCALIZACIÓN	CLAVE DEL EQUIPO	Nº DE UNIDADES
		HOJA DE

TIPO EMPACADA SERVICIO DESORBECCIA  
 DIAMETROS: 5' 0" Y  
 ALTURA TOTAL 16' 0" FALDON POR NPSH  
 TEMPERATURA OPERACION SUP 235°F 2ND F  
 PRESION OPERACION 10.8 PSIG  
 DISEÑO TEMP SUP 260 F VAPOR PRESION 41 PSIG  
 MATERIALES CASCARON AC RECPT NO 3/8"  
 CORROSION PERMISIBLE CASCARON 1/4"  
 RELIVADO DE ESFUERZOS S.  
 AISLAMIENTO S.  
 MATERIA: PLATOS UNID. DE CONTACTO EMPAQUE CERAMICA

PLATOS			
Nº	TIPO	Nº DE PLATOS	ESPACIAMIENTO

EMPAQUES  
 TIPO ANILLO RASCHIG Nº DE CAMAS 1  
 ALTURA DE CADA CAMA 6' 0" ESP. DE CAMAS

Nº	Nº DE UNID.	Nº DE SERVICIO	
1	3	20"	REGISTRO HOMBRE
7	1	10"	SAIDA DE VAPOR AE-2
8	1	2"	VENTEO
10	1	4"	ALIMENTACION
11	1	10"	ENTRA DE VAPOR
14	1	4"	SALIDA AGUA TRATADA
31	1	3"	DRENE
35	1	2"	CONEXION DE SERVICIO
38	1	1/2"	TOMA DE PRESION
43	2	1 1/2"	TERMOPOSOS
46	2	1 1/2"	CONTROL DE NIVEL



NOTAS No. 1 CARACTERISTICAS A DEFINIR POR EL FABRICANTE

REVISION	0	1	2	3	4	5
FECHA						
ELAB. POR						
APP. POR						

## 6.- C O S T O S

Los costos requeridos en la evaluación de un proyecto, están constituidos por los costos de inversión y los costos de producción.

Los costos de inversión se dividen en:

- a) Costos directos.- Son aquellos que abarcan, inversión de equipo, instalación eléctrica, facilidades de servicio y servicios generales.
- b) Costos indirectos.- Dentro de estos gastos se encuentran todos los efectuados en el desarrollo del proceso, pero que son ajenos al mismo, tales como ingeniería y supervisión, costos de construcción, honorarios a contratistas, contingencias.

Costos de producción.

Los costos de producción (anual), - están integrados por; materias primas, servicios auxiliares, depreciación de equipo, salarios de operadores, mantenimiento y administración.

La evaluación de los costos se determina como un valor estimado (aproximado); ya que estos son para el estudio preliminar.

El estimado de costos se desarrolla:

- 1.- Evaluando los costos de inversión de equipo.
- 2.- Actualizando los costos estimados, empleando los índices de Marshall and Swift.
- 3.- En base al valor de la inversión de equipo (actualizado) se estima el valor de la inversión de capital (tanto -- los costos directos como los indirectos)
- 4.- Considerando los costos del equipo y los costos de inversión de capital, se estiman los costos de inversión

fija y servicio.

- 5.- Con los costos de inversión fija y de servicio, se evalúa el costo de 1 m<sup>3</sup> de agua amarga a tratar, el cual - pudiera ser un parámetro más para poder dar un fallo al tratamiento propuesto.

#### 6.1.- INVERSIÓN DE EQUIPO

La inversión del equipo se efectúa tomando en cuenta, espesores, material, boquillas, registro - hombre, etc., (recipientes); diámetro de coraza, material de tubos, número de tubos, etc., (cambiadores de calor); tipo y tamaño de empaque, altura del empaque, espesores del recipiente, internos, etc. (torre de desorción); y cabezas de descarga, potencia, etc. (bombas).<sup>(17)</sup>

Los costos de equipo, según referencia 17, son evaluados a 1976. la actualización de estos se hace por medio de los índices de Marshall and Swift.

A continuación se desglosan los cálculos efectuados para los equipos requeridos:

#### RECIPIENTES

Costo del tanque de balance D - 1.

Según el diseño del recipiente se tienen los siguientes datos:

Diámetro	6.5 pies
Longitud	20 pies
Espesor del cuerpo	7/16 pulg.
Espesor de las tapas	5/16 pulg.

	TAMAÑO	UNIDADES	COSTO UNITARIO	COSTO (Dls)
Cuerpo	20 pies	1	\$98/pie	1 960
Cabezas	78 pulg.	1	1 100	1 100
Boquilla	2 "	3	165	495
Boquilla	4 "	2	200	400
Registro-hombre	20 "	1	1 250+	
			600	1 850
Soporte			1 260	<u>1 260</u>
				7 065 Dls.

Costo de fabricación.- Este costo se estima en función del peso total.

	TAMAÑO	UNIDADES	PESO UNITARIO	PESO (lb)
Cuerpo	20 pies	1	400 lb/pie	8 000
Cabezas	78 pulg.	1	1 050	1 050
Boquilla	2 "	3	14 lb/c/u	42
Boquilla	4 "	2	35	70
Registro-hombre	20 "	1	400+	
			390	790
Soporte			2 200	<u>2 200</u>
				12 152 lb.

Peso total 12 152 lb = 5.524 ton.

Costo de fabricación está dado por (Cs)

$$Cs = H (3.1 D + 1.2 L + 3 M + N + T)$$

D = Diámetro del recipiente, pies.

L = Longitud del recipiente, pies.

M = Número de registros, hombre.

N = Número de boquillas.

T = Peso del material en toneladas.

H = Relación salario/hora-hombre 16.5/hora-hombre para recipientes y 28.5/hora-hombre para torres.

$$Cs = 16.5 (3.1(6.5) + 1.2(20) + 3(1) + 5 + 5.523)$$

$$Cs = 952.0$$

A los dos costos anteriores es necesario añadir el costo por la ingeniería, compras, administración, etc., (Tabla IV)<sup>(17)</sup>

Para  $7\ 065 + 952.0 = 8\ 017$ , le corresponde el 23%, así que  $8\ 017 \times 0.23 = 1\ 844$  Dls.

Costo total del tanque de balance D - 1.

Costo de material . . . . .	7 065
Fabricación. . . . .	952
Ingeniería. . . . .	<u>1 844</u>
	9 861 Dls.

Costo tanque D - 1 = 9 861 Dls.

Costo del tanque de separación líquido - vapor D - 2.

Datos:

Diámetro	3.5 pies = 42 pulg.
Longitud	50 pies = 60 pulg.
Espesor del cuerpo	3/8 "
Espesor de las tapas	5/16 "

ACCESORIOS	TAMAÑO	NUMERO	COSTO UNITARIO	COSTO ( Dls. )
Cuerpo	5.0 pies	1	68 pies	340
Cabezas	42 pulg.	1	450	450
Boquilla	2 "	2	165	330
Boquilla	4 "	2	200	400
Reg.-hombre	20 "	1	1 250+	
			600	1 850
Soporte	6 pies	1	43	<u>258</u>
Costo del material				3 628 Dls.

## Peso del material.

	TAMAÑO	NUMERO	PESO UNITARIO	PESO (lb)
Cuerpo	5.0 pies	1	250 lb/pies	1 250
Cabezas	42 pulg.	1	580	580
Bocuilla	2 "	2	14	28
Bocuilla	4 "	2	35	70
Reg.-hombre	20 "	1	400+	
			390	790
Soporte	6 pies		90	540
				<u>3 258 lb.</u>

Peso total del material = 3 258 lb = 1.48 ton.

Cs = 16.5 (3.1(3.5) + 1.2 + 3(1) + 4 + 1.48) = 418 Dls.

Costo del recipiente fabricado.

3 258 + 418 = 3 676 Como este valor es menor a 6 000 (Tabla IV) (17), el factor para los gastos de Ingeniería, etc., es de 0.25.

$$3\ 676 \times 0.25 = 919$$

Por tanto:

Costo de material. . . . .	3 258
Fabricación. . . . .	418
Ingeniería . . . . .	<u>919</u>
Costo del recipiente . . . . .	4 595 Dls.
Costo del tanque D - 2 = 4 595 Dls. Octubre 1976.	

Costo torre de desorción.

Datos:

Longitud	16.0 pies = 192 pulg.
Diámetro	5.0 " = 60 "
Altura empacada	5.92 " = 71.04 pulg.
Anillo Raschig de empaque	3.0 pulg.
Espesor cueroo	3/8 "

Espesor tanas	5/16 pulg. (Torisféricas)
Distribuidor Modelo	806 (Norton)
Plato soporte Modelo	905 "
Limitante de cama emp.	823 "
Boquilla 2"	3
Boquilla 4"	2
Boquilla 10"	2
Registro-hombre 20"	3
Material cuerpo y tapas	Acero al carbón.

	TAMAÑO	NUMERO	COSTO UNITARIO	COSTO (Dls)
Cuerpo	16.0 pies	1	80/pie	1 280
Cabezas	60 pulg.	1	900	900
Boquilla	2 "	3	165 c/u	495
Boquilla	4 "	2	200 c/u	400
Reg. hom.	20 "	3	1 250+	
			600	1 850
Boquilla	10 "	2	520 c/u	1 040
Internos				2 359
Faldón	4 pies	1	120/pie	<u>480</u>
Costo del material				8 804 Dls.

	TAMAÑO	NUMERO	PESO UNITARIO	PESO (lb)
Cuerpo	16.0 pies	1	350 lb/pie	5 600
Cabeza	60 pulg.	1	970	970
Boquilla	2 "	3	14 c/u	42
Boquilla	4 "	2	35 c/u	70
Boquilla	10 "	2	125 c/u	250
Reg. hom.	20 "	3	400+	400
			390	390
Internos				2 575



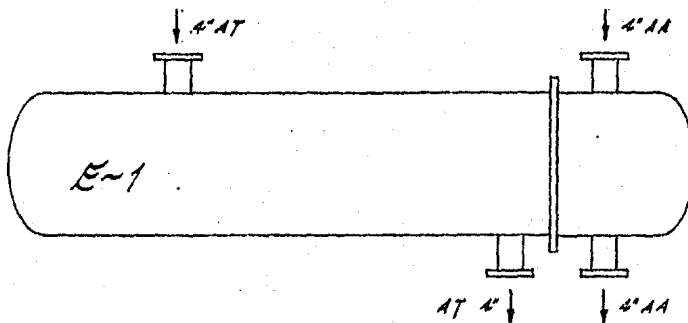


Costo de los cambiadores de calor.

Calentador de carga a la torre de desorción E - 1

Datos:

Número de cuerpos	2
Diámetro de coraza	23.25 pulg.
Tipo de cambiador	AES. Horizontal
Número de tubos	352 Bwg - 12
Longitud	12 pies
Diámetro de tubos	3/4 pulg.
Area	829 pies <sup>2</sup>
Número de pasos tubos	2



AA = Agua Amarga  
 AT = Agua Tratada

Utilizando el método mostrado <sup>(17)</sup>, -

para la estimación del costo, se tiene que el precio base del cambiador se usa la siguiente ecuación.

$$P = X D^y$$

Donde:

P = Precio base de cambiador. Dls.

D = Diámetro en pulg.

y = Valor constante 1.037

$X$  = Valor constante que depende del tipo de cabezas y de la presión.

Para este caso que se tiene un cambiador AES y en los valores tabulados de  $X$ , no aparece el A-S, se considera que  $X = 170$  para un A-M es aproximadamente A-S.

Por tanto:

Precio base	$P = 170(23.25)^{1.037} = 4\,441$ Dls.
Coraza (23.25 pulg.)	$\$85/\text{pie} \times 12 \text{ pies} = 1\,020$ Dls.
Juntas de expansión (85/pie x 5 pie)	425 Dls.
Bequillas 4 pulg. 4 x 140	500 Dls.
Tubos (352 x 1.15)	405 Dls.

Material de los tubos corrección.

Acero A - 214	$829 \text{ pie}^2 \times 3 \text{ pie}^2$	2 487 Dls.
Platos soportes (4 x 70)		280 Dls.
Soportes silletas (2 x 95)		190 Dls.
Placa de datos		<u>130 Dls.</u>
		9 938 Dls.

Peso estimado = 6 632 lb.

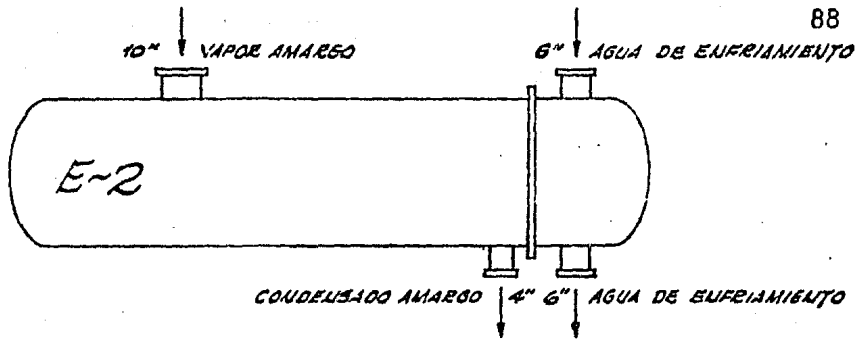
$(829 \text{ pies}^2 \times 8 \text{ lb/pies}^2)$

Costo total (1976) = 9 938 Dls.

Condensador de los vapores del domo de la torre de desorción E - 2

Datos:

Número de cuerpos	1
Número de tubos	220
Diámetro de tubos	3/4 pulg.
Longitud	16 pies.
Diámetro de coraza	18.25 pulg.
Tipo de cambiador	AES
Area	$691 \text{ pies}^2$



Siguiendo el cálculo efectuado para el cambiador E - 1, se

tiene:

Precio base  $P = 170(18.25)^{1.037} = 3\ 454$  Dls.

Coraza (18.25)  
(66 y 16) 1 056

Junta de expansión (66 x 5) .330

Boquillas: 4 pulg. 1 x 140 140

6 pulg. 2 x 180 360

10 pulg. 1 x 320 320

Tubos  
(220 x 1.15) 253

Corrección por material de los tubos  
A 214 (691 pies<sup>3</sup> x 3/pies<sup>2</sup>) 2 073

Platos soportes (4 x 60) 240

Soportes silletas (2 x 70) 140

Placa de datos 130

Total 8 496 Dls.

Peso estimado 691 x 8.2 = 5 666 lb.

Costo total (1976) = 8 496 Dls.

Costo de bombas.

Los datos y características de los equipos calculados son:

	Bombas P - 1/R	Bombas P - 2/R
Gravedad específica	0.978	0.963
Presión diferencial	90.77	200.89
Cabezal	57.4 pies	19.0 pies.
Flujo	232.90 GPM	241 GPM

**Cálculo del cabezal (psi)**

$$90.77 \times 0.978 / 2.31 = 38.43 \text{ psi (Bombas P - 1/R)}$$

$$200.89 \times 0.978 / 2.31 = 83.75 \text{ psi (Bombas P - 2/R)}$$

**Cálculo del factor de tamaño.**

$$\text{Factor (P-1)} = 38.43 \times 232.90 = 8\ 950$$

$$\text{Factor (P-2)} = 83.75 \times 241 = 20\ 184$$

Con el factor de tamaño<sup>(17)</sup> y la curva para bombas API, (se seleccionan este tipo de bombas debido a su material de construcción). Se obtienen los siguientes datos:

	Costo (1976)
Bombas P - 1/R	5 400 Dls.
Bombas P - 2/R	6 600 "

**Inversión de equipo**

	Costo Dls.
Torre de desorción ( T - 1 )	12 706
Tanque de balance ( D - 1 )	9 861
Tanque de separación ( D - 2 )	4 595
Cambiador de calor ( E - 1 )	9 938
Condensador ( E - 2 )	8 496
Bombas ( P - 1/R )	5 400
Bombas ( P - 2/R )	6 600
	<hr/> 57 596 Dls.

Los 57 596 Dls. que representan la inversión del equipo fue

ron calculados con costos de 1976<sup>(17)</sup>, por tanto si se actualizan estos costos empleando los índices de Marshall y Swift, se tiene que:

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} \times \frac{\text{Valor del índice actual}}{\text{Valor del índice al tiempo del costo original.}}$$

Donde:

Índice anual 1976 = 472.0

Índice anual Marzo/83 = 777.8 (Indicadores económicos)

Por lo que a Marzo/83 la inversión del equipo es:

$$57\,596 \times 777.8/472.0 = 94\,911 \text{ Dls.}$$

Los cuales en moneda nacional (Junio/83)

$$94\,911 \text{ Dls} \times 150 \text{ pesos/dolar} = 14\,236\,700 \text{ pesos.}$$

## 6.2.- INVERSIÓN DE CAPITAL

El estimado de la inversión de capital, se desarrolló en base a la inversión de equipo, asignándole a este un porcentaje entre el cual fluctúa. De la misma manera a los demás conceptos clasificados como de costo directo (instalación de equipo, instrumentos, tuberías, etc.), e indirectos (Ingeniería, supervisión, costos de construcción, etc.) A continuación se muestran los porcentajes seleccionados<sup>(16)</sup> y los costos que le corresponden:

Costos directos

Conceptos	%	Costo M.N.
Inversión de equipo	24	14 236 700
Instalación de equipo	8	4 745 566
Instrumentación y control	7	4 152 371
Tubería (instalada)	9	5 338 763

Instalación eléctrica	6	3 559 175
Construcción (incluye serv.)	6	3 559 175
Nivelación del suelo	2	1 186 392
Facilidades de servicio	8	4 745 566
Tierra	2	1 186 392
Costos direc. totales	72	42 710 100
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	12	7 118 350
Costos de construcción	8	4 745 566
Honorarios de contratistas	3	1 779 588
Contingencias	5	2 965 979
Costos indirec. totales	28	16 609 483
Inversión de capital	100	59 319 583

### 6.3.- COSTOS DE INVERSION FIJA Y DE SERVICIO.

Este estimado se basa en los costos de equipo y de inversión de capital, para evaluar los costos aproximados de la operación por un año de la unidad de tratamiento para lo cual se tiene;

	Pesos M.N.
Costos de equipo	14 236 700
Costos de inversión de capital	59 319 583
Depreciación del equipo (10% del costo del equipo)	1 423 670
Salarios operadores (Nota 1)	4 259 000
Insumos (Vapor, agua de enf., energía (Nota 2)	4 007 000
Gastos de administración (1% de inversión del capital)	593 200

Mantenimiento (2% de inv. de capital)	1 186 400
Total	11 466 270

Debido a que se recupera 337 542 m<sup>3</sup>/año de agua tratada, - el costo de un metro cúbico de agua tratada es de 33.97 pesos.

NOTA 1.- La tripulación que opere la planta de tratamiento es: -  
1 operador de 2a. y un ayudante especialista operario de plantas (desintegración), éstos por cada turno, así que los salarios al año son:

	Salario/día	Por año.
3 1/2 Plazas/día operador 2a.	1 829.45	2 337 135
3 1/2 Plazas/día ayudante especialista	1 504.33	1 921 782
Total		4 258 917

NOTA 2.- Según los consumos de vapor de 50 psig., agua de enfriamiento y de energía en un año, se estimaron los costos de los insumos, tomando los siguientes costos unitarios;

	Costo unitario	Consumo/año	Pesos/Año.
Vapor	48.377 Pesos/Ton.	51 984 Ton/año	2 514 830
Agua de enfriamiento.	0.515 Pesos/m <sup>3</sup>	1 079 305 m <sup>3</sup> /año	555 842
Energía	3.400 Peso/Kw	275 352 Kw-Hr/año	936 197
Total			4 006 869



## 7.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el presente estudio se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- 1.- En función de las bases de diseño se encontró que el proceso de desorción simple sin acidificación, con recirculación fué el más adecuado para tratar el agua amarga.
- 2.- El medio de desorción seleccionado fué vapor de agua.
- 3.- Considerando las características de las aguas a tratar, el equipo más adecuado para efectuar la desorción fué una torre empacada.
- 4.- Se determinó que el empaque más económico fué el anillo Raschig de 3.0 pulg de diámetro.
- 5.- Con el empaque seleccionado se obtuvo una cama de éste de 6 pies.
- 6.- Se efectuaron cálculos para distintas relaciones de vapor de agua (lb)/agua amarga (galones), observándose que para una relación mayor se obtiene una columna más robusta pero menos alta, en caso contrario para relaciones menores se obtiene una torre de menor diámetro pero de una altura mayor.
- 7.- La influencia de la temperatura de alimentación del agua amarga a la torre es relativa, ya que a mayor temperatura menor vapor se requerirá y viceversa.
- 8.- El costo del tratamiento propuesto fué de 11.4 millones de pesos.
- 9.- El costo del tratamiento de cada metro cúbico de agua amarga fué de 34 pesos.
- 10.- El material para construcción puede ser acero al carbón

ya que con una dosificación adecuada de inhibidor de corrosión da una velocidad de corrosión dentro de lo permisible.

- 11.- Se propone que el agua tratada se emplee en el desalado del crudo alimentado a la refinería.
- 12.- Se recomienda desarrollar un estudio sobre la posible recuperación del azufre generado en el tratamiento.

## 8.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- American Petroleum Institute.  
Manual on Disposal of Refinery Wastes.  
A P I - 1969.
- 2.- Barker, W. F.  
Evaluation Separator Performance for Hydrocarbon Streams.  
pags. 186 - 191  
Technology, Oil & Gas Journal, Dec. 27, 1982.
- 3.- Beychok M. R.  
Aqueous Wastes from Petroleum and Petrochemical Plants.  
John Wiley & Sons - 1967
- 4.- Beychok M. R.  
Waste Water Treatment.  
Pags. 109 - 112  
Hydrocarbon Processing, December 1971.
- 5.- Bras G. H. P.  
How to Design Cooler - Condensers.  
Pags. 177 - 185  
Petroleum Refiner. Vol. 35, No. 6, 1956
- 6.- Clarke L., Davidson R. L.  
Manual for Process Engineering Calculations.  
Mc Graw, 1975
- 7.- Crane  
Flow of Fluid Through Valves, Fittings and Pipe.  
Crane Co., 1965.
- 8.- Flores Rodríguez Roberto  
Tesis: Programación por computadora del diseño de equipo para transferencia de calor.  
Facultad de Química. U.N.A.M., México, 1982.

- 9.- Fractionation Research Inc.  
Packing, Fractionation Tray Design Handbook  
Merzo, 1974.
- 10.- Hall Richard S., Matley Jay, Mc Naught.  
Process Equipment.  
Pages. 81 - 116  
Chemical Engineering, April 5, 1982.
- 11.- Kern D. C.  
Process Heat Transfer.  
Mc Graw - Hill, 1950
- 12.- Ludwig Ernest F.  
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical  
Plants, Vol. 3  
Gulf, 1970
- 13.- Maguire William F.  
Reuse Sour Water Stripper Bottoms.  
Pages. 151 - 152  
Hydrocarbon Processing, September 1975.
- 14.- Nalco  
Manual del agua  
Capítulo 31  
Nalco, 1979
- 15.- Perry & Chilton  
Chemical Engineer's Handbook.  
5th Edition, 1973  
Mc Graw - Hill
- 16.- Peters Max S. & Klaus D. T.  
Plant Design and Economics for Chemical  
Engineers, Third Edition.  
Mc Graw- Hill, 1980.

- 17.- Pikulik Arkadie and Díaz Hector E.  
Major Process Equipment.  
Pag. 107 - 122  
Chemical Engineering, October 10, 1977.
- 18.- Pollio F.X. Kunin R. and Petralia J.W.  
Treat Sour Water By Ion Exchange.  
Pags. 124 - 126  
Hydrocarbon Processing, May, 1969.
- 19.- Walker G.J.  
Desing Sour Water Strippers Quikly  
Pags. 121 - 124.  
Hydrocarbon Processing, June, 1969.