



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

## SELECCION DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA EN UNA PLANTA CLORO-SOSA

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A N  
JOSE ANGEL CHAVEZ TREVIÑO  
ALBERTO LANGARICA CARRILLO  
JORGE MIGUEL SILVA TAMAYO  
MEXICO, D. F. 1979



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.

LAB TESIS 1979  
ABO U.T. 78  
FECHA \_\_\_\_\_  
PROC \_\_\_\_\_  
B \_\_\_\_\_



A nuestros padres con cariño y admiración  
por su orientación y amor, sin los cuales  
no hubieramos logrado esta meta.

A nuestros hermanos por  
su apoyo y comprensión.

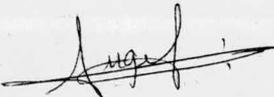
A todos los que nos aprecian.

Jurado asignado originalmente según el tema:

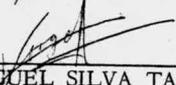
PRESIDENTE	<u>ALBERTO BREMAUNTZ MONGE</u>
VOCAL	<u>EDUARDO ROJO Y DE REGIL</u>
SECRETARIO	<u>CARLOS DOORMANN MONTERO</u>
1er. SUPLENTE	<u>JOSE FRANCISCO GUERRA RECASENS</u>
2do. SUPLENTE	<u>RAFAEL GARCIA NAVA</u>

Sitio donde se desarrolló el tema: CLORO DE TEHUANTEPEC, S.A. DE C.V.

Nombre completo y firma de los  
Sustentantes:

  
JOSE ANGEL CHAVEZ TREVINO

  
ALBERTO LANGARICA CARRILLO

  
JORGE MIGUEL SILVA TAMAYO

Nombre completo y firma del  
asesor del tema:

  
ALBERTO BREMAUNTZ MONGE

SELECCION DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA EN  
UNA PLANTA DE CLORO-SOSA

	<u>PAGINA NO.</u>
INTRODUCCION	1
I. BASES DE DISEÑO Y DESCRIPCION DEL PROCESO	6
II. BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES	29
III. DESCRIPCION Y ANALISIS DE ALTERNATIVAS	55
IV. EVALUACION TECNICO ECONOMICA	74
V. SELECCION DE ALTERNATIVA	173
VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	178
VII. BIBLIOGRAFIA	184

## **INTRODUCCION**

## INTRODUCCION

[En toda planta industrial se requiere de servicios para el buen desarrollo del proceso. Es de suma importancia contar con los sistemas adecuados para abastecerse de ellos de una manera eficiente y bien controlada, con el fin de mantener la producción requerida.]

[El más importante es]  
Dentro de estos sistemas se encuentra el de agua de enfriamiento, cuyo propósito es el de suministrar agua a aquellos equipos en los cuales es necesario disipar cierta cantidad de calor con el objeto de bajar la temperatura en una parte del proceso o condensar un vapor.]

Los sistemas de agua de enfriamiento se dividen principalmente en dos, que son:

1. Sistemas de un sólo paso. -

Son aquellos en los cuales se emplea agua fría proveniente de una fuente de suministro suficientemente amplia, como un río, una laguna, el mar, etc. Dicha agua se alimenta mediante un sistema de bombeo a los diversos enfriadores que la requieren. El agua caliente obtenida al disipar calor de las corrientes de proceso es retornada a la fuente de suministro.

## 2. Sistemas en circuito cerrado o recirculación. -

Estos consisten en la recirculación de agua a través de los diversos enfriadores de la planta. Cuentan con equipo destinado a enfriar el agua caliente obtenida, y así poder ser utilizada de nuevo, manteniéndose la recirculación. Se necesita por supuesto de agua de repuesto para compensar las pérdidas sufridas en el sistema.

Las condiciones ambientales del lugar donde esté localizada la -- planta tienen una gran influencia en los sistemas de agua de en--- friamiento, es por eso que sí en alguna parte del proceso se requiere enfriar a temperaturas más bajas que la del bulbo húmedo del lugar, se deberá contar con un sistema de refrigeración, obviamente más sofisticado que sea capaz de suministrar un medio en - friante a la temperatura requerida.

Ejemplo de estos sistemas, es aquel que proporciona agua subenfriada, el cual no se tratará en el presente trabajo.

El objetivo de la presente tesis es el de seleccionar el sistema de agua de enfriamiento más adecuado <sup>Se tiene</sup> para una planta productora de cloro - sosa utilizando el proceso electrolítico, la cual estará localizada en la zona industrial del Istmo de Tehuantepec, donde se contará con dos fuentes de abastecimiento de agua, a saber:

- a) Una laguna capaz de surtir agua salada.

b) Una presa que puede proveer agua dulce. }

La planta se encuentra en la fecha de realización de este trabajo en fase de proyecto. Se cuenta ya con la Ingeniería Básica y está por iniciarse la Ingeniería de Detalle, por lo que es necesario definir el tipo de agua a usarse, así como el sistema de agua de enfriamiento y su capacidad.

Este tipo de trabajo es interesante dentro de las diversas áreas que abarca la Ingeniería Química, ya que es muy atractivo para aquel que se desenvuelve dentro de esta profesión, desarrollar un proyecto partiendo de una necesidad específica, como en este caso.

[ La selección de un sistema requerido está determinada, no únicamente por el aspecto técnico, sino también por el aspecto económico. El ingeniero químico deberá evaluar estos dos aspectos. Técnicamente deberá proponer varias alternativas para la solución del problema y después evaluar económicamente cada una de ellas con el objeto de determinar cual es la más adecuada. ]

Siguiendo este lineamiento, se realizará este estudio teniendo siempre en mente que el sistema de agua de enfriamiento a seleccionar será el que mayores ventajas técnicas y económicas presente. Asimismo se utilizarán algunos de los criterios más usuales en la práctica de la Ingeniería Química.

Considerando los dos tipos de agua con que se cuenta para el abasteci--

miento, se evaluarán las siguientes alternativas para el sistema que será instalado:

- I. Agua de la laguna en un sólo paso.
- II. Agua de la presa en un sólo paso.
- III. Agua de la laguna en un sólo paso para una parte del equipo y agua de la presa en circuito cerrado, usando torre de enfriamiento, para el resto del equipo.
- IV. Sistema en circuito cerrado con torre de enfriamiento y reposición de agua de la presa.
- V. Sistema en circuito cerrado utilizando Módulos de esparido o Kool-Flow con reposición de agua de la presa.

En el siguiente capítulo se presentarán las bases de diseño para la planta y datos del proceso, los cuales comprenden descripción del mismo, diagrama de flujo y balance de materia y energía.

En el capítulo II se tratarán los servicios auxiliares, presentando un balance de éstos y desarrollando los cálculos necesarios para obtener el requerimiento de agua de enfriamiento.

Antes de llevar a cabo la evaluación económica se presentará un análisis de cada una de las alternativas en el capítulo III, presentando sus principales ventajas y desventajas. Con ésto y una vez realizada la evaluación económica, se hará la selección del sistema más adecuado.

**I**

**BASES DE DISEÑO Y  
DESCRIPCION DEL PROCESO**

Para realizar la evaluación del sistema de agua de enfriamiento, es necesario conocer el proceso en el que se va a aplicar este servicio auxiliar, así como las bases de diseño de la planta.

Con ésto en mente, el capítulo I se dividirá en tres partes, que son las siguientes:

- I) Bases de diseño.
- II) Descripción del Proceso.
- III) Balance de materia y energía.

Con los puntos mencionados, se tendrá la ubicación necesaria para entrar de lleno al desarrollo de este trabajo.

## I) BASES DE DISEÑO

### Localización

Como ya se ha mencionado en la introducción, la planta para la cual se hará el estudio se localiza en la zona industrial del Istmo de Tehuantepec. Producirá cloro gas, cloro líquido y sosa cáusti-

ca utilizando como materia prima salmuera obtenida de domos salinos localizados a 20 km. al oeste de la planta.

### Tipo de Proceso

El proceso utilizado es la electrólisis de la salmuera por medio de celdas electrolíticas de diafragma, de las cuales se obtienen los siguientes productos:

- a. Cloro gas, el cual se pasa a través de diversos equipos para obtenerlo a las condiciones requeridas para su venta.
- b. Licor de celdas que se alimenta a un equipo de evaporación para concentrar la sosa cáustica contenida en ella, y después ser tratada para obtenerse lista para su venta.
- c. Hidrógeno, el cual se procesa para usarse después como combustible para las calderas de la planta.

### Capacidad

La planta está diseñada para producir 200,000 toneladas por año de --- cloro, laborando 350 días al año, por lo que se tiene un factor de -

servicio de 96%, utilizándose los restantes 15 días del año para pa-  
ros programados de mantenimiento.

### Flexibilidad

En base al análisis del proceso, la flexibilidad de operación de la  
planta es la siguiente:

- a. A falla de corriente eléctrica se parará el proceso. Únicamen-  
te aquel equipo que requiera seguir operando será alimentado  
por un generador de emergencia.
- b. A falla de vapor, aire para instrumentos y agua de enfriamiento  
no operará la planta.

### Alimentación

La alimentación de la salmuera, que es la materia prima, se hará  
por medio de un saloducto, y tiene la siguiente composición:

<u>Compuesto</u>	<u>% en peso</u>
NaCl	26.0
H <sub>2</sub> O	73.5
CaSO <sub>4</sub>	0.4
NaHCO <sub>3</sub>	0.034
MgCl <sub>2</sub>	0.034

<u>Compuesto</u>	<u>% en peso</u>
CaCl <sub>2</sub>	0.034
Temperatura de alimentación	27° C
Densidad a condiciones <i>proceso</i>	1,195 Kg/m <sup>3</sup>

### Productos

Las especificaciones de los productos son las siguientes:

a. Cloro gas:

Concentración mínima de Cl <sub>2</sub>	97% en volumen
Humedad máxima	30 ppm
Presión requerida	2 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Temperatura máxima	35° C

b. Hidróxido de sodio:

Concentración mínima de NaOH	50%
Temperatura	26° C
Densidad	1,500 Kg/m <sup>3</sup>

### Servicios Auxiliares

Los servicios auxiliares requeridos son:

a. Vapor. -

Será generado dentro de la planta como vapor seco y saturado a

una presión de 14 Kg/cm<sup>2</sup>.

b. Agua de enfriamiento

Temperatura	30° C
Disponibilidad	Ilimitada
Temperatura de retorno máxima	35° C

c. Agua para servicios en general

- c. 1) Agua potable
- c. 2) Agua contra incendio
- c. 3) Agua para caldera

d. Aire

- d. 1) Aire de planta
- d. 2) Aire para instrumentos

Los dos tipos de aire serán generados dentro de los límites de batería mediante unidades de compresión.

e. Combustible

Se usarán los siguientes combustibles:

- e. 1) Combustóleo
- e. 2) Gas natural
- e. 3) Hidrógeno (generado en el proceso)

f. Energía Eléctrica

Será suministrada por la CFE.

Se contará con subestaciones dentro de los límites de batería y con una unidad de rectificación de corriente para alimentar las celdas electrolíticas.

- g. Se contará además con sistemas de comunicación, drenajes y de seguridad necesarios.

### Condiciones Ambientales

Las condiciones climatológicas del lugar son las siguientes:

a. Temperaturas:

máxima extrema	42° C
mínima extrema	12° C
máxima promedio	34.2° C
mínima promedio	19.2° C
temperatura promedio	28° C
temperatura de bulbo húmedo máxima	27° C
temperatura de bulbo húmedo mínima	20° C

b. Precipitación Pluvial:

máxima por hora	80 mm
máxima por día	331 mm
anual media	1980 mm

## c. Vientos:

Velocidad de diseño: 200 Km/hr

Dirección reinante: N y NO

## d. Humedad relativa:

Máximo promedio 95%

Mínimo promedio 45%

## e. Atmósfera:

Presión atmosférica 1.033 Kg/cm<sup>2</sup>

Atmósfera: húmeda y corrosiva

Agua cruda de alimentación a la Planta

Se tendrán dos tipos de agua cruda que alimentarán a la planta, que son los siguientes:

a. Agua dulce de Presa

b. Agua salada de Laguna

Los análisis de estos dos tipos de agua son los siguientes:

ANALISIS DE AGUA DE PRESA

<u>CATIONES</u>	<u>ppm (como CaCO<sub>3</sub>)</u>
Na <sup>+</sup>	445
Mg <sup>++</sup>	138
Ca <sup>++</sup>	115
Otros	10
Total	708
<u>ANIONES</u>	<u>ppm (como CaCO<sub>3</sub>)</u>
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	121
Cl <sup>-</sup>	443
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	141
PO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	3
Total	708
Dureza Total	253
Alcalinidad	
(anaranjado de Metilo)	121
Dureza no carbonatada	132
<u>SUBSTANCIA</u>	<u>ppm (como Substancia)</u>
SiO <sub>2</sub>	56
Fe	0.6
CO <sub>2</sub>	8

Sólidos totales suspendidos 140

Sólidos totales disueltos 750

pH 7.5  
Turbidez 58

ANALISIS DE AGUA DE LAGUNA

<u>IONES</u>	<u>ppm</u>	<u>gpl</u>
Na	10,767.8	11.0348
Mg	1,297.5	1.3297
Ca	408.1	0.4182
K	387.6	0.3972
Sr	13.6	0.0139
Cl	19,360.5	19.8406
SO <sub>4</sub>	2,701.7	2.7687
HCO <sub>3</sub>	142.5	0.1460
Br	65.9	0.0675
F	1.3	0.0014
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	26.5	0.0272
I	0.05	0.00005
Si	0.02	0.00002
Otros	<u>1.3</u>	<u>0.0014</u>
Sólidos totales	35,174.5	36.0468

Agua	<u>964,825.5</u>	<u>988.7532</u>
Total	1,000,000.0	1,024.800

Salinidad	35.01	g sales/Kg agua salada
Clorinidad	19.381	g cloro/Kg agua salada
Clorosidad	19.862	g cloro/lit. agua salada
Alcalinidad	116.9 ppm	
Densidad	1.0248 g/ml	
pH	8.0	

### Protección Ambiental

Para el diseño de la planta se deberán tomar en cuenta las siguientes disposiciones:

- 1) Ley Federal para prevenir y controlar la contaminación ambiental.
- 2) Reglamento para la prevención y control de la contaminación atmosférica, originada por la emisión de humos y polvos.
- 3) Reglamento para la prevención y control de la contaminación de aguas.

### II) DESCRIPCION DEL PROCESO

La salmuera tiene que ser tratada y purificada con el objeto de eliminar impurezas que disminuyen la eficiencia de las celdas electro-líticas. Para ésto, se pasa a un reactor asentador donde, por medio de reactivos químicos, el calcio y el magnesio son eliminados y posteriormente se pasa a unos filtros en los que se retienen los só-

lidos contenidos. La salmuera clarificada se pasa a través de un calentador y en seguida al saturador en el cual se agrega cloruro de sodio para alcanzar la concentración requerida en los electrolizadores. Después se pasa por otro calentador para alcanzar la temperatura deseada y ser alimentada a las celdas electrolíticas.

En los electrolizadores se producen las siguientes corrientes:

a. Cloro. -

Al salir de las celdas se pasa a través de unos enfriadores con el objeto de disminuir su temperatura y al mismo tiempo reducir su contenido de humedad. Después continúa hacia el equipo de secado, en el cual se reduce su humedad al mínimo para evitar problemas de corrosión y hacer fácil su manejo. Posteriormente es comprimido hasta una presión adecuada para su licuefacción y su venta. El compresor cuenta con enfriadores para mantener el cloro a una temperatura adecuada.

b. Hidróxido de Sodio. -

El licor de celdas obtenido contiene hidróxido de sodio, el cual tiene que ser concentrado y tratado para obtener una solución al 50%. Para ésto, el licor se pasa a un sistema de evaporación de donde la sosa cáustica sale a la concentración deseada, pero a una temperatura elevada, por lo cual se envía a una serie de enfriadores y posteriormente a unos filtros para eliminar los sólidos en suspensión y obtener así el producto deseado. Para eliminar las sales precipitadas durante una de las etapas de enfriamiento se utiliza un equipo de centrifugación.

c. Hidrógeno. -

Este producto se pasa a través de un enfriador de contacto y posteriormente se comprime para ser vendido o utilizado como combustible dentro de la planta.

Para comprender mejor el proceso se muestra el diagrama de flujo en la figura I. La lista de las líneas mostradas en este diagrama es la siguiente:

1. Salmuera cruda a tratamiento.
2. Salmuera tratada.
3. Salmuera tratada.
4. Cloruro de Sodio para saturar.
5. Salmuera saturada.
6. Salmuera saturada a electrolizadores.
7. Cloro gas húmedo.
8. Cloro proveniente de enfriadores.
9. Cloro a secado.
10. Cloro a compresión.
11. Cloro comprimido.
12. Licor de celdas.
13. Sosa cáustica concentrada.
14. Sosa concentrada a centrifugación.
15. Sosa a enfriamiento.
16. Sosa a filtros.
17. Sosa a almacén.
18. Hidrógeno de electrolizadores.
19. Hidrógeno a calderas.

Para la identificación del equipo de la planta, se designará una



clave a cada uno de ellos. Para ésto, se dividirá la planta en cinco áreas de la siguiente manera:

1. Area de tratamiento de salmuera.
2. Area de Cloro.
3. Area de Sosa.
4. Area de Hidrógeno.
5. Area de Servicios.

Cada equipo se identificará por una letra en la siguiente forma:

Enfriadores	E
Calentadores	C
Filtros	F
Tanques	T
Compresores	K
Reactores	R
Equipo de evaporación	V

La construcción de la clave se hará de acuerdo a la siguiente secuencia:

Equipo — Area a que corresponde      Número consecutivo

De acuerdo a lo anterior, la lista del equipo mostrado en el diagrama de flujo es la siguiente:

Area de tratamiento de salmuera

<u>Equipo</u>	<u>Clave</u>
Tanque de almacenamiento de salmuera cruda	T-11
Reactor - Asentador	R-11
Filtros de salmuera	F-11
Calentador de salmuera	C-11
Saturador	T-12
Calentador de Salmuera	C-12

Area de Cloro

Enfriadores de Cloro	E-21
	E-22
	E-23
Eliminador de Niebla	T-21
Torre de Secado	T-22
Compresor	K-21
Interenfriador	E-24
Postenfriador	E-25
Licuefactor	E-26
Tanque de almacenamiento de Cloro líquido	T-23

Area de Sosa

Equipo de Evaporación	V-21
-----------------------	------

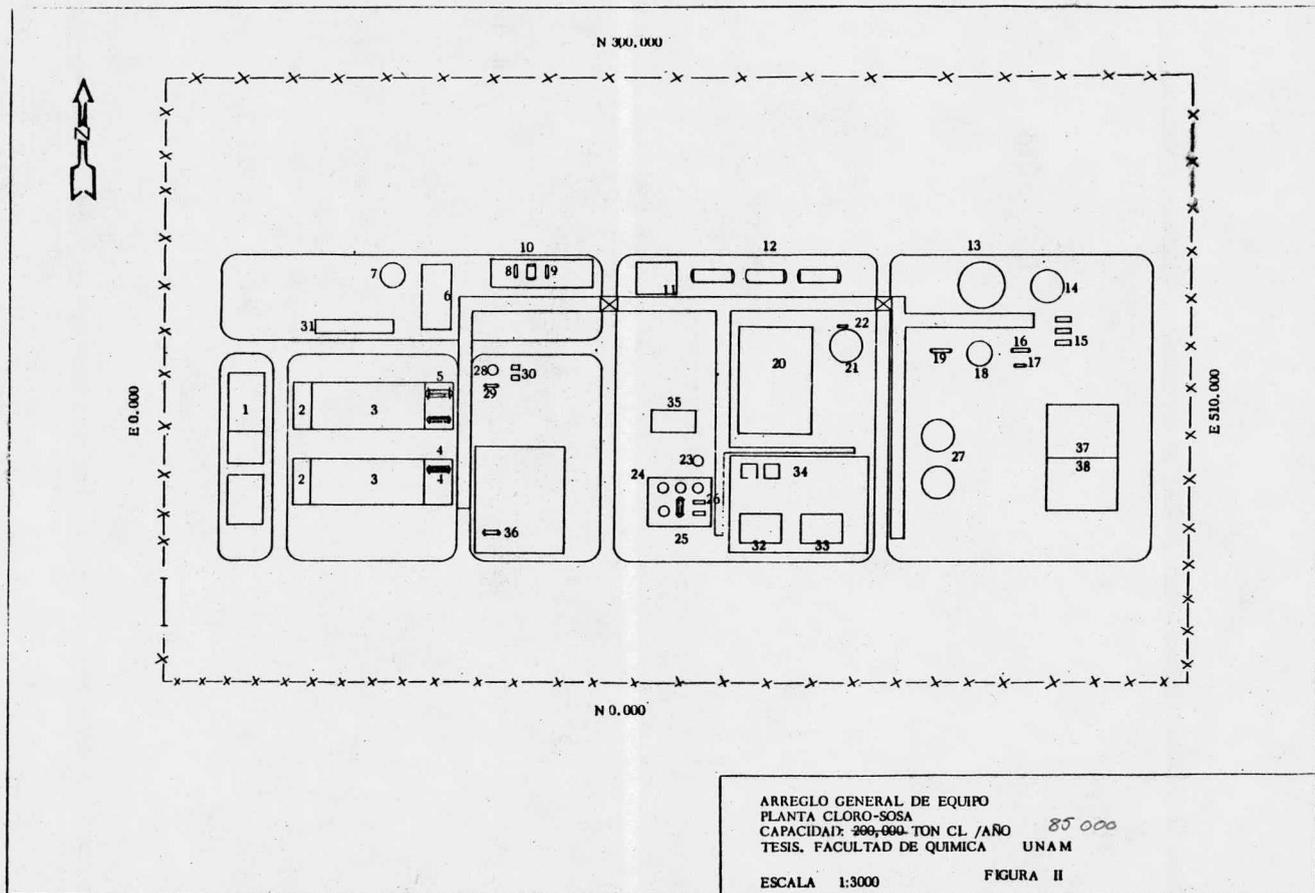
<u>Equipo</u>	<u>Clave</u>
Primer enfriador de sosa	E-31
Centrífuga	S-31
Segundo enfriador de sosa	E-32
Tercer enfriador de sosa	E-33
Cuarto enfriador de sosa	E-34
Enfriador de sosa con agua subenfriada	E-35
Filtros de sosa	F-31
Tanque de almacenamiento de sosa	T-35
 <u>Area de Hidrógeno</u>	
Enfriador de Hidrógeno	E-41
Compresor de Hidrógeno	K-41

El arreglo general de equipo se muestra en la Figura II, donde se encuentra ya localizado el equipo que requiere agua de enfriamiento, además del ya mostrado en el diagrama de flujo.

El siguiente punto a tratar es el balance de materia y energía de proceso, a partir del cual se calcularán los requerimientos de agua de enfriamiento para la planta.

#### IV. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Como se mencionó en las bases de diseño, la capacidad de produc-



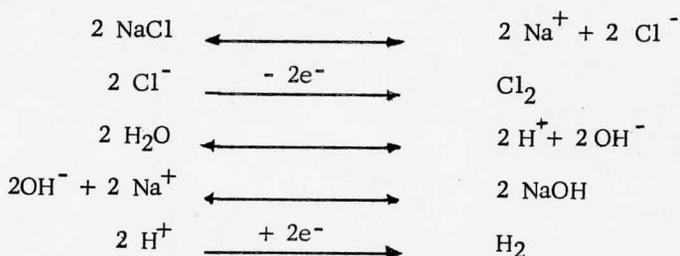
LISTA DE AREAS Y EQUIPOS DEL ARREGLO GENERAL

1. Oficinas
2. Equipo de Rectificación
3. Cuarto de Celdas
4. Enfriadores Primarios de Cloro E-21 y E-22
5. Enfriador secundario de Cloro E-23
6. Equipo de Secado de Cloro.
7. Tanque de Almacenamiento de  $H_2 SO_4$ T-51
8. Interenfriador del compresor de Cloro E-24
9. Postenfriador del compresor de Cloro E-25
10. Compresor de Cloro.
11. Equipo de licuefacción de cloro
12. Tanques de Almacenamiento de Cloro líquido
13. Tanque de Almacenamiento de Salmuera T-11
14. Reactor Asentador R-11
15. Filtros de Salmuera
16. Pre calentador de Salmuera C-11
17. Condensador del vapor del pre calentador de salmuera
18. Saturador de salmuera T-12
19. Calentador de Salmuera C-12
20. Equipo de evaporación de cáustica
21. Tanque de agua caliente
22. Enfriador de agua caliente

23. Centrifuga S-31
24. Equipo de enfriamiento de sosa E-31, E-32, E-33 y E-34
25. Enfriador de Sosa con agua subenfriada E-35
26. Filtros de Sosa
27. Tanques de almacén de sosa 50%
28. Enfriador de contacto de H<sub>2</sub> E-41
29. Enfriador E-42
30. Compresores de H<sub>2</sub>
31. Unidades de agua subenfriada
32. Cárcamo de recepción y distribución de agua de enfriamiento
33. Cárcamo de retorno de agua de enfriamiento
34. Calderas
35. Equipo de compresión de aire
36. Enfriador de licor de celdas
37. Taller de mantenimiento
38. Bodega

ción de la planta es de 200,000 ton/A de cloro gas. El tipo de electrolizador que se utiliza es el de diafragma en el que el 50% del cloruro de sodio alimentado se descompone en cloro gas.

Las reacciones que se llevan a cabo en el electrolizador son las siguientes:



Los rangos típicos de operación de estas celdas se muestran a continuación:

#### Salmuera de Alimentación

	gramos/litro
NaCl	310 - 326
NaOH	0 - 0.15
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0 - 0.7
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0. - 5.0
Dureza como Ca <sup>++</sup>	10 ppm

#### Gas de celda

	% en volumen
Cl <sub>2</sub>	96.5 - 98.0

O <sub>2</sub>	1.0 - 3.0
N <sub>2</sub>	0.1 - 0.5
H <sub>2</sub>	0.1 - 0.5
CO <sub>2</sub>	0.1 - 0.3

Hidrógeno Gas

	% en volumen
H <sub>2</sub>	99.9

Licor de Celda

	gramos/litro
NaOH	130 - 145
NaCl	175 - 210
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0 - 7.0
NaClO <sub>3</sub>	0.05 - 0.25
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Trazas

El resumen del balance total de materia y energía para el proceso se muestra en la Tabla I.

TABLA I.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Corriente (°C)	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12		13		14		15		16		17		18		19		
	25		40		65		80		65		70		90		65		15		15.5		60		90		85		67		67		45		28		95		50		
	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C	W	C			
Cl <sub>2</sub>	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
O <sub>2</sub>	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
CO <sub>2</sub>	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
H <sub>2</sub>	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
N <sub>2</sub>	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
NaCl (solución)	73,682.0	26.0	73,682.0	26.3	73,682.0	26.3	3,142.0	22.9	78,472.0	26.7	78,472.0	26.7	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (solución)	---	---	1,183.6	0.4	1,183.6	0.4	---	---	1,183.6	0.4	1,183.6	0.4	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
NaOH (solución)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
NaCl (sólidos)	---	---	---	---	---	---	1,648.0	12.0	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (sólidos)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
NaOH (sólidos)	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
CaSO <sub>4</sub>	1,133.6	0.4	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
NaHCO <sub>3</sub>	94.5	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	
MgCl <sub>2</sub>	94.5	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
CaCl <sub>2</sub>	94.3	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---		
H <sub>2</sub> O	208,293.3	73.6	205,631.9	73.3	205,631.9	73.3	8,940.0	65.1	214,571.9	72.9	214,571.9	72.9	11,745.4	33.0	714.4	2.8	140.5	0.7	0.8	---	0.8	---	184,438.8	73.0	25,765.0	67.7	25,765.0	68.1	24,959.0	68.2	24,959.0	68.5	24,959.0	68.8	11,113.2	94.3	576.08	46.2	
TOTAL	283,392.3	---	280,497.5	---	280,497.5	---	13,730.0	---	294,227.5	---	294,227.5	---	35,879.6	---	24,948.6	---	24,274.7	---	24,135.0	---	24,135.0	---	252,736.4	---	67,864.0	---	67,864.0	---	52,307.0	---	52,307.0	---	51,456.16	---	11,783.8	---	1,246.68		

W : Gasto (Kg/h)  
C : Concentración (% en Peso)

**II**

**BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES**

[Una vez definido lo referente al proceso, se tratarán en este capítulo los servicios auxiliares. Estos forman una parte muy importante dentro de una planta, ya que dependiendo de su distribución y aplicación en el proceso, dependerá la eficiencia y desarrollo de ésta.

Dentro de los servicios más importantes de acuerdo a su aplicación directa al proceso, tenemos: Energía Eléctrica, Vapor, Agua, Combustible y Aire.

Dado que en este trabajo el enfoque está dirigido al agua de enfriamiento, en este capítulo se presenta primero en la Tabla II, un resumen del balance de los servicios principales que requiere una planta de este tipo, sin profundizar en ellos. En la figura III se muestra un diagrama de bloques con todos los equipos que requieren agua de enfriamiento y a continuación se presentan los cálculos necesarios para el balance de dicho requerimiento.

#### Balance del Sistema de Enfriamiento

Antes de llevar a cabo el cálculo de la cantidad de agua de enfriamiento necesaria para la planta, se hará una breve descripción de los equipos que requieran de ella. En algunos de éstos, no se cuenta con información suficiente para calcular la cantidad de agua, por lo que se solicitó esta información a proveedores.

#### Area de Tratamiento de Salmuera

E-11. La función de este equipo dentro del proceso, es condensar totalmente el vapor que se usó para calentar la salmuera en los ca-

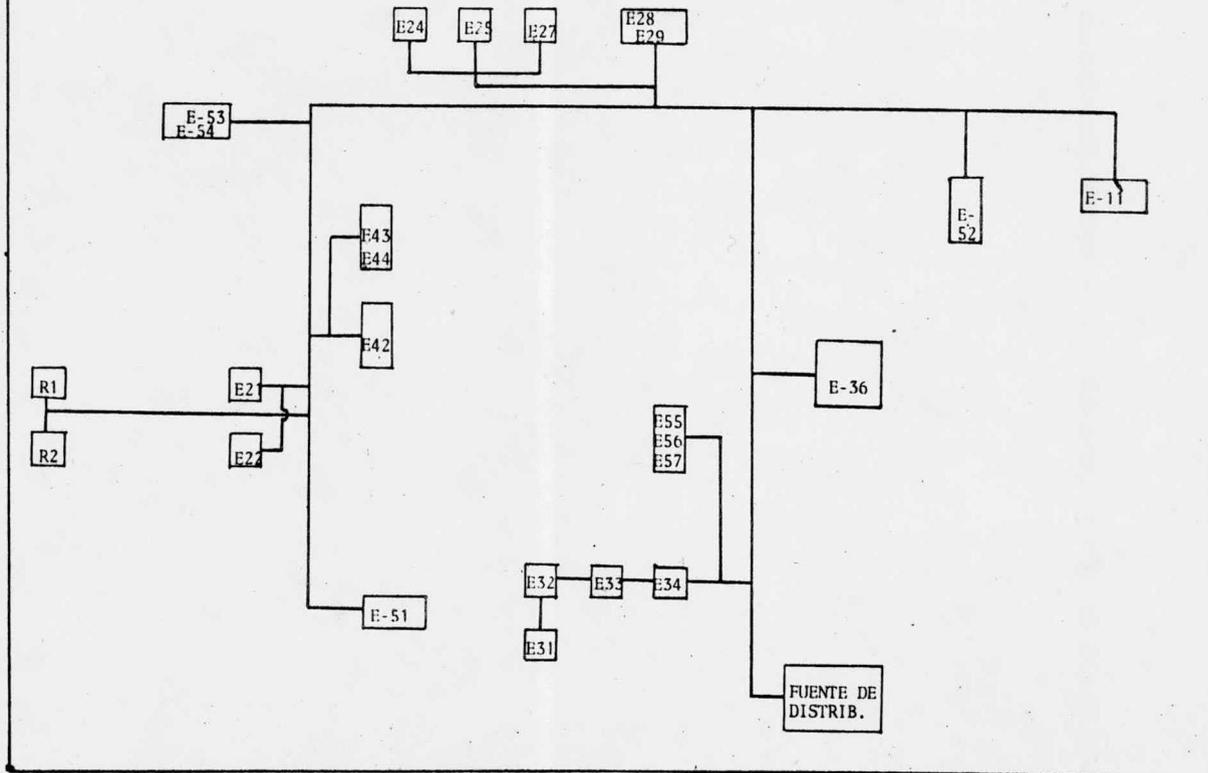
TABLA II

SERVICIOS REQUERIDOS EN LA PLANTA

Agua subenfriada	248 m <sup>3</sup> /hr	t suministro = 7 °C t retorno = 13 °C
Aire comprimido	565 Nm <sup>3</sup> /hr	P = 7 Kg/cm <sup>2</sup> man, sin aceite t rocío = - 18.6 °C (a 7 Kg/cm <sup>2</sup> m)
Aire para instrumentos	931 Nm <sup>3</sup> /hr	P = 7 Kg/cm <sup>2</sup> man, sin aceite t rocío = - 18.6 °C
Vapor saturado	10,000 Kg/hr	P = 4 Kg/cm <sup>2</sup> abs.
Vapor saturado	75,000 Kg/hr	P = 14 Kg/cm <sup>2</sup> abs.
Agua de sello	7,800 Kg/hr	t = ambiente
Agua filtrada	200,000 Kg/hr	t = ambiente
Agua suavizada	1,740 Kg/hr	t = ambiente
Gas natural	22,000 Kg/hr	t = 15.6 °C, P = 1.033 Kg/cm <sup>2</sup>
Combustóleo	20,000 Kg/hr	t = 129 °C
Electricidad	1,800,000 Kw-hr/día	Voltajes: 4,000v, motores grandes 440v, motores chicos 220/127v, alumbrado

FIG. III. -

DIAGRAMA DE BLOQUES DE DISTRIBUCION INTERNA DE  
AGUA DE ENFRIAMIENTO



lentadores C-11 y C-12.

#### Area de Cloro

E-21 y E-22. La corriente de cloro gaseoso que se obtiene de electro-lizadores se pasa a través de estos enfriadores para disminuir su temperatura, y al mismo tiempo condensar parte del vapor de agua que lleva, disminuyendo con ésto, su contenido de humedad.

E-24, E-25 y E-27. Estos enfriadores se encuentran dentro de la unidad de compresión de cloro. Los dos primeros se utilizan para mantener la temperatura del cloro uniforme, y el último para enfriar el aceite de lubricación.

E-28 y E-29. En el E-28, se requiere agua de enfriamiento para condensar el refrigerante usado en el licuefactor E-26, y el E-29 es el enfriador del aceite de lubricación.

#### Area de Sosa Cáustica

E-36. Este equipo es el condensador barométrico, en el cual se efectúa la condensación del vapor generado en el equipo de evaporación.

E-31, E-32, E-33 y E-34. En estos enfriadores se reduce la temperatura de la sosa cáustica, concentrada en el evaporador.

Equipo de Vacío. El agua de enfriamiento requerida por este sistema es utilizada para condensar el vapor utilizado en los eyectores.

Area de Hidrógeno

E-42. Aquí se enfrían los condensados obtenidos en el enfriador de contacto de hidrógeno E-41.

E-43 y E-44. Se utilizan para enfriar el agua de sello de los compresores de hidrógeno.

Area de Servicios

E-51. Este equipo tiene como objeto enfriar una corriente de licor de celdas, la cual va a ser usada para mantenimiento de los electrolizadores.

E-52. Tiene por objeto enfriar parte de los condensados del equipo de evaporación para utilizarse como agua de sello para la planta.

E-53 y E-54. La finalidad del E-53 es condensar el refrigerante y la del E-54, enfriar el aceite de lubricación y ambos dentro de la unidad de refrigeración de agua.

Unidad de Rectificación. Por medio de esta unidad se transforma la corriente eléctrica alterna en directa para alimentar los electrolizadores. Se utiliza agua en este sistema como medio enfriante.

E-55, E-56 y E-57. Estos equipos están localizados en el sistema de compresión de aire, en donde éste es enfriado en el E-55 y en el E-56. El enfriador E-57 se utiliza para enfriar el aceite de lu-

bricación.

De los equipos mencionados arriba, los enlistados a continuación son aquellos de los cuales no se tienen datos precisos en cuanto a requerimiento de agua de enfriamiento, por lo que se pidió información aproximada a proveedores, la cual se anota también como sigue:

<u>EQUIPO</u>	<u>Requerimiento de Agua</u>
Unidad de Compresión de Cloro	
Total para E-24, E-25 y E-27:	140 m <sup>3</sup> /hr
te/ts	30/36° C
Unidad de Licuefacción	
Total para E-28 y E-29:	520 m <sup>3</sup> /hr
te/ts	30/36° C
Equipo de Vacío:	45 m <sup>3</sup> /hr
te/ts	30/36° C
Unidad de Refrigeración de agua	
Total para E-53 y E-54:	560 m <sup>3</sup> /hr
te/ts	30/36° C
Unidad de Compresión de Aire	
Total para E-55, E-56 y E-57:	90 m <sup>3</sup> /hr
te/ts	30/36° C

EQUIPORequerimiento de Agua

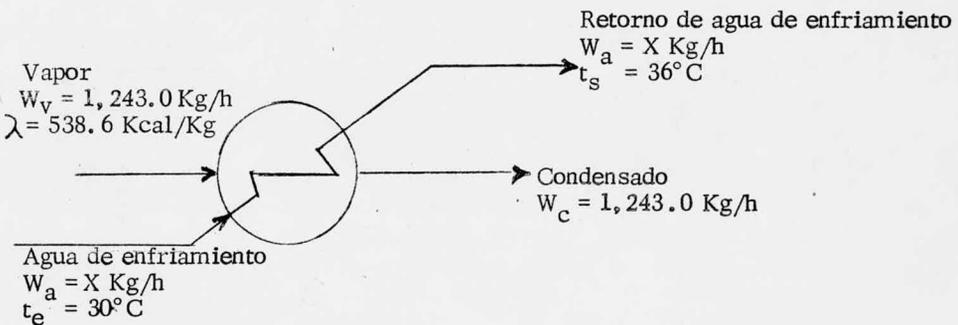
Unidad de Rectificación:	360 m <sup>3</sup> /hr
te/ts	30/36° C

Nota: te = temperatura de entrada

ts = temperatura de salida

Para el resto de los equipos es necesario realizar el cálculo, para obtener el agua requerida por cada uno de ellos. Dado que el procedimiento de cálculo es el mismo en varios casos, se mostrará el desarrollo completo, solamente, para uno de ellos y se resumirán en la Tabla III los resultados para los demás. Para aquellos donde el procedimiento es diferente por ser casos muy específicos, se mostrará también el cálculo completo.

Para ejemplificar el cálculo en los cambiadores de calor sencillos, se presenta el caso del condensador E-11:



El calor que cederá el vapor al ser condensado es el siguiente:

$$Q = Wv \cdot \lambda = (1,243.0 \text{ Kg/hr}) (538.6 \text{ Kcal/Kg})$$

$$= 669,737.0 \text{ Kcal/hr}$$

284528.915

La cantidad de agua necesaria para recibir esta cantidad de calor es:

$$W_a = \frac{Q}{C_{Pa} (t_s - t_e)} = \frac{669,737.0 \text{ Kcal/hr}}{(1.0 \text{ Kcal/kg}^\circ \text{C}) (36 - 30)^\circ \text{C}}$$

$$W_a = 111,700.0 \text{ Kg/hr}$$

111,700.0

que son aproximadamente 112 m<sup>3</sup>/hr. El valor anterior se encuentra tabulado, junto con las cantidades de agua requeridas en otros cambiadores de calor, en la Tabla III.

48 000 m<sup>3</sup>/hr

El caso de los equipos E-21 y E-22 es diferente, puesto que en ellos se va a tener una condensación parcial del vapor contenido en el cloro gaseoso, proveniente de los electrolizadores. El balance de materia y energía es más complicado que en el ejemplo anterior, por lo que se considera un caso aparte y se muestra su cálculo completo.

unidad local y esta (10)

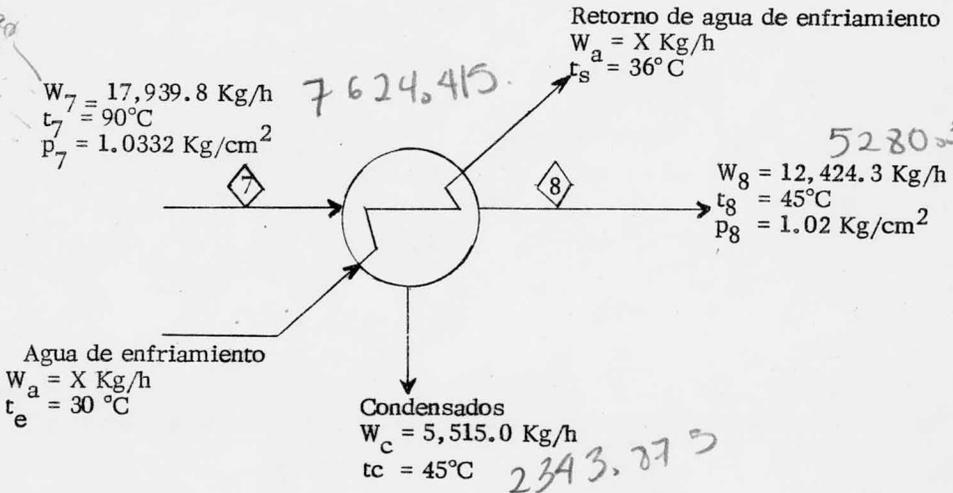


TABLA III

RESUMEN DE AGUA REQUERIDA EN CAMBIADORES  
DE CALOR SENCILLOS

CLAVE DE EQUIPO	CALOR TRANSFERIDO (Kcal/Hr.)	AGUA REQUERIDA (M <sup>3</sup> /Hr.)
E - 11	669,737 2 845 28.915	112.0 48
E - 42	2,396,691 1,018,513	400.0 170
E - 43	273,972 116,438	45.75 20
E - 44	273,972 116,438	45.75 20
E - 51	122,720 53,156	20.5 8.7125
E - 52	3,600,000 1,530,000	600.0 259.

Las corrientes 7 y 8 corresponden a las mostradas en el diagrama de flujo (Fig. I), pero el balance se hará para un sólo enfriador, por lo que las corrientes mencionadas se considerarán como la mitad de las del balance del diagrama de flujo del proceso (Tabla I).

7		8	
Compuesto	Gasto (Kg/hr)	Compuesto	Gasto (Kg/Hr)
Cl <sub>2</sub>	11,905.0	Cl <sub>2</sub>	11,905.0
O <sub>2</sub>	113.6	O <sub>2</sub>	113.6
CO <sub>2</sub>	38.7	CO <sub>2</sub>	38.7
H <sub>2</sub>	0.7	H <sub>2</sub>	0.7
N <sub>2</sub>	9.1	N <sub>2</sub>	9.1
H <sub>2</sub> O(v)	5,872.7	H <sub>2</sub> O(v)	357.2
<b>TOTAL</b>	<b>17,939.8</b>	<b>TOTAL</b>	<b>12,424.3</b>

*Handwritten notes:*  
 Between columns: 48.28, 16.44, 0.2975, 3.8675, 2495.8975, 7624.415.  
 To the right of column 8: 5059.625, 48.28, 16.44, 0.2975, 151.81, 5280.3275.

El balance de calor es:

$$Q_t = Q_g + (Q_{a7} - Q_{a8} - Q_{ac}) = W_a \cdot C_{pa} \Delta t_a$$

donde:

$Q_t$  = Calor total cedido al agua de enfriamiento.

$Q_g$  = Calor cedido por el enfriamiento del cloro e inertes.

$Q_{a7}$  = Contenido de calor del agua vapor en la corriente 7.

$Q_{a8}$  = Contenido de calor del agua vapor en la corriente 8.

$Q_{ac}$  = Contenido de calor de los condensados.

$$\Delta t_a = (t_s - t_e) \text{ } ^\circ\text{C} = (36 - 30) \text{ } ^\circ\text{C} = 6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De acuerdo a lo anterior tenemos:

$$Q_g = \sum_{i=1}^n W_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta t$$

donde:

$W_i$  = Gasto del componente  $i$  en la mezcla gaseosa de cloro más inertes en Kg/hr.

$C_{pi}$  = Calor específico del componente  $i$  en la mezcla gaseosa de cloro más inertes en Kcal/Kg °C.

$\Delta t$  = Diferencia de temperaturas entre las corrientes 7 y 8 = (90 - 45) °C = 45 °C.

Los calores específicos medios de cada componente de la mezcla gaseosa son:

$$\overline{C_{p_{Cl_2}}} \left| \begin{array}{l} 90 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 45 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 0.1195 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\overline{C_{p_{O_2}}} \left| \begin{array}{l} 90 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 45 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 0.22 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\overline{C_{p_{CO_2}}} \left| \begin{array}{l} 90 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 45 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 0.223 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\overline{C_{p_{H_2}}} \left| \begin{array}{l} 90 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 45 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 3.4217 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\overline{C_{PN_2}} \left| \begin{array}{l} 90^\circ \text{C} \\ 45^\circ \text{C} \end{array} \right. = 0.249 \text{ Kcal/Kg } ^\circ \text{C}$$

por lo tanto:

$$Q_g = (W_{Cl_2} \cdot C_{PCl_2} + W_{O_2} \cdot C_{PO_2} + W_{CO_2} \cdot C_{PCO_2} + W_{H_2} \cdot C_{PH_2} + W_{N_2} \cdot C_{PN_2}) \Delta t$$

$$Q_g = \left[ \begin{array}{l} 5059.625 \cdot 48.28 \cdot 16.4975 \\ (11,905) (0.1195) + (113.6) (0.22) + (38.7) (0.223) + \\ (0.7) (3.4217) + (9.1) (0.249) \end{array} \right] 45$$

$$Q_g = \begin{array}{l} 0.3 \\ 65,742.0 \text{ Kcal/hr} \end{array} \begin{array}{l} 3.9 \\ 27940.35 \end{array}$$

Ahora se tiene que:

$$Q_{a7} = W_{a7} \cdot h_a \left| \begin{array}{l} \text{Vap. saturado} \\ 90^\circ \text{C} \end{array} \right.$$

$$W_{a7} = 5,872.7 \text{ Kg/hr} ; h_a \left| \begin{array}{l} \text{vap. sat.} \\ 90^\circ \text{C} \end{array} \right. = 633.8 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{a7} = (5,872.7) (633.8)$$

$$Q_{a7} = 3,722,117.2 \text{ Kcal/hr} \quad 581999.81$$

$$Q_{a8} = W_{a8} h_a \left| \begin{array}{l} \text{Vap. sat.} \\ 45^\circ \text{C} \end{array} \right.$$

$$W_{a8} = 357.2 \text{ Kg/hr} ; h_a \left| \begin{array}{l} \text{vap. sat.} \\ 45^\circ \text{C} \end{array} \right. = 615.8 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{a8} = (357.2) (615.8)$$

$$Q_{a8} = 219,963.7 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_{ac} = W_{ac} \cdot h_a \left| \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ 45 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

$$W_{ac} = 5,515 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad h_a \left| \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ 45 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 44.8 \text{ Kcal/kg}$$

$$Q_{ac} = (5,515) (44.8)$$

$$Q_{ac} = 247,072 \text{ Kcal/hr}$$

El calor total cedido al agua de enfriamiento es:

$$Q_t = 65,742 + (3,722,117.2 - 219,963.7 - 247,072)$$

$$Q_t = 3,320,823 \text{ Kcal/hr}$$

El agua de enfriamiento requerida para este equipo se obtiene a partir de:

$$W_a = \frac{Q_t}{C_{pa} \cdot \Delta t_a} \quad ; \quad \Delta t_a = t_s - t_e = 36 - 30 = 6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$W_a = \frac{3,320,823 \text{ Kcal/hr}}{(1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}) (6 \text{ } ^\circ\text{C})}$$

$$W_a = 553,470.5 \text{ Kg/hr}$$

Puesto que son dos enfriadores el gasto total de agua será:

$$553,470.5 \text{ Kg/hr} \times 2 = 1,106,941 \text{ Kg/hr}$$

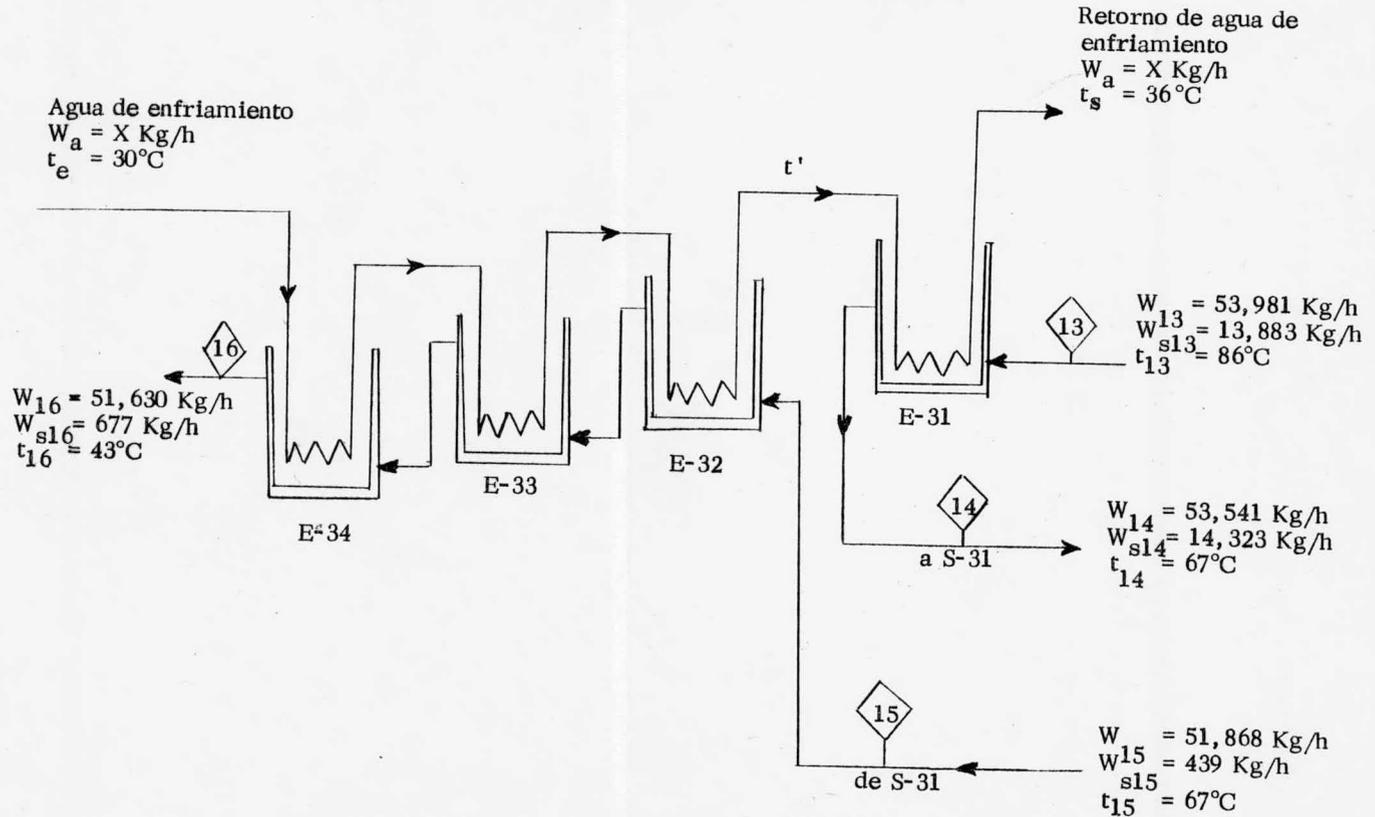
que en  $\text{m}^3/\text{hr}$  son:

$$W_a = 1,107 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Después de los enfriadores de cloro, se procederá con los enfriadores de sosa cáustica. En la fig. IV se muestra el arreglo del sistema de los enfriadores E-31, E-32, E-33 y E-34.

La temperatura  $t'$  no se conoce. Para poder evaluar la cantidad de agua

FIG. IV ARREGLO DE E-31, E-32, E-33, Y E-34



se hará un balance de calor para los equipos E-32, E-33 y E-34, y otro balance para el E-31. Partiendo de la base de que el agua necesaria en ambos balances es la misma, se puede obtener la temperatura  $t'$  y así completar nuestros datos. Habiéndose obtenido lo anterior, se calcula la cantidad de agua fácilmente.

Las corrientes 13, 14, 15 y 16 de la fig. IV corresponden a las mostradas en la fig. I.

Los balances de materia de las corrientes 15 y 16 son los siguientes:

Compuesto	15		16	
	Gasto (Kg/hr)	% peso	Gasto (Kg/hr)	% peso
NaOH	25,975 <i>11 039.575</i>	50	25,975 <i>25,975 x 0.625</i>	50.2
NaCl	892 <i>319.1</i>	1.7	654 <i>294.9</i>	1.26
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	42 <i>17.85</i>	0.08	42 <i>42</i>	0.08
H <sub>2</sub> O	24,959 <i>10607.575</i>	48.22	24,959 <i>24,959</i>	48.34
Total Solución	51,868 <i>22043.9</i>		51,630 <i>51,630</i>	
NaCl sólido	439 <i>186.5</i>		677 <i>287.725</i>	
Total	52,307 <i>22230</i>		52,307 <i>22230.975</i>	

El balance de calor para estas corrientes es:

15

$$Q_{15} = W_{15} \cdot h_{15} + W_{s15} \cdot h_{s15}$$

donde:

$$W_{15} = 51,868 \text{ Kg/hr } 22043.9$$

$h_{15}$  = entalpia de la solución de NaOH al 50% saturada con NaCl a 67 °C

$$h_{15} = 106.2 \text{ Kcal/Kg}$$

$$W_{s15} = \text{gasto de NaCl sólido} = 439 \text{ Kg/hr } 186.575$$

$$h_{s15} = \text{entalpia del NaCl sólido} = C_{PNaCl} \cdot \Delta T$$

$$C_{PNaCl} = 10.79 + 0.0042 T$$

por lo que:

$$T = \frac{67 + 0}{2} = 33.5 \text{ °C} = 306.5 \text{ °K}$$

$$C_{PNaCl} = 10.79 + 0.0042 (306.5) = 12.077 \text{ Kcal /Kgmol °K}$$

$$h_{s15} = \frac{12.077 \text{ Kcal/Kgmol °K} (306.5 - 273) \text{ °K}}{58 \text{ Kg/Kgmol}}$$

$$h_{s15} = 6.937 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{15} = 51,868 \text{ Kg/hr } (106.2 \text{ Kcal/Kg}) + 439 \text{ Kg/hr } (639 \text{ Kcal/hr})$$

$$Q_{15} = 5,511,427 \text{ Kcal/hr}$$

16

$$Q_{16} = W_{16} \cdot h_{16} + W_{s16} \cdot h_{s16}$$

donde:

$$W_{16} = 51,630 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad h_{16} = 87 \text{ Kcal/Kg}$$

$$W_{s16} = 677 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad h_{s16} = C_{PNaCl} \cdot \Delta T$$

$$T = \frac{43 + 0}{2} = 294.5 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$C_{PNaCl} = 10.79 + 0.0042 (294.5) = 12.027 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{K}$$

$$h_{s16} = \frac{12.027 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{K} (294.5 - 273) ^\circ\text{K}}{58 \text{ Kg/Kgmol}}$$

$$h_{s16} = 4.45 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{16} = 51,630 \text{ Kg/hr} (84 \text{ Kcal/Kg}) + 677 \text{ Kg/hr} (4.45 \text{ Kcal/Kg})$$

$$Q_{16} = 4,494,825 \text{ Kcal/hr}$$

El calor que se deberá transferir al agua en estos enfriadores es:

$$Q_A = Q_{15} - Q_{16}$$

$$Q_A = 5,511,427 - 4,494,825 = 1,016,602 \text{ Kcal/hr}$$

La cantidad de agua necesaria para llevar a cabo la transferencia sera:

$$W_a = \frac{Q_A}{C_{pa} (t' - t_e)}$$

Por otro lado el balance de materia en el E-31 es el siguiente:

Compuesto	13		14	
	Gasto (Kg/hr)	% peso	Gasto (Kg/hr)	% peso
NaOH	26,810 $\times 0.625$	50	26,810 $\times 0.625$	50
NaCl	11394 573 1,350	" 2.5	910	" 1.7
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23.8 56	" 0.1	386 56	" 0.08
H <sub>2</sub> O	25,765	" 47.4	25,765	" 48.22
Total solución	10450.12 53,981		53,541	-22754.92
NaCl sólido	22941.9 13,883		14,323	
Total	5900 67,864		60872.2 67,864	

El balance de calor para estas corrientes es:

13

$$Q_{13} = W_{13} \cdot h_{13} + W_{s13} h_{s13}$$

$$W_{13} = 53,981 \text{ Kg/hr}$$

$$W_{s13} = 13,883 \text{ Kg/hr}$$

$$h_{13} = 121 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{s13} = C_{pNaCl} \cdot \Delta T$$

$$T = \frac{86 + 0}{2} = 316 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$C_{pNaCl} = 10.79 + 0.0042 (316) = 12.12 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{K}$$

$$h_{s13} = \frac{12.12 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{K} (316 - 273)}{58 \text{ Kg/Kgmol}}$$

$$h_{s13} = 9 \text{ Kcal /Kg}$$

$$Q_{13} = 53,981 \text{ Kg/hr (121 Kcal/Kg)} + 13,833 \text{ Kg/hr (9 Kcal/Kg)}$$

$$Q_{13} = 6,656,198 \text{ Kcal/hr}$$

28 28884

14

$$Q_{14} = W_{14} \cdot h_{14} + W_{s14} \cdot h_{s14}$$

$$W_{14} = 53,541 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad h_{14} = 106.2 \text{ Kcal/Kg}$$

$$W_{s14} = 14,323 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad h_{s14} = C_{pNaCl} \cdot \Delta T$$

$$T = \frac{67 + 0}{2} = 306.5 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$C_{pNaCl} = 10.79 + 0.0042 (306.5) = 12.077 \text{ Kcal/Kgmol }^\circ\text{C}$$

$$h_{s14} = \frac{12.077 \text{ Kcal/Kgmol }^\circ\text{C} (306.5 - 273)}{58 \text{ Kg/Kgmol}}$$

$$h_{s14} = 6.937 \text{ Kcal /Kg}$$

$$Q_{14} = 53,541 \text{ Kg/hr (106.2 Kcal/Kg)} + 14,323 \text{ Kg/hr (6.937 Kcal/Kg)}$$

$$Q_{14} = 5,785,412.8 \text{ Kcal/hr}$$

El calor que se transferirá al agua es:

$$Q_B = Q_{13} - Q_{14}$$

$$Q_B = 6,656,198 - 5,785,412.8$$

$$Q_B = 870,785.2 \text{ Kcal/hr}$$

La cantidad de agua necesaria será:

$$W_a = \frac{Q_B}{C_{pa} (t_s - t'_s)}$$

Para conocer la cantidad de agua de enfriamiento requerida es necesario conocer la temperatura intermedia  $t'$ , la cual se muestra en el diagrama. Para ésto desarrollaremos el siguiente procedimiento.

$$Q_A = W_a C_{pa} (t' - t_e) \quad \text{----- 1}$$

$$Q_B = W_a C_{pa} (t - t') \quad \text{----- 2}$$

despejando  $W_a$  de las ecuaciones 1 y 2, tenemos

$$W_a = \frac{Q_A}{C_{pa} (t' - t_e)} \quad \text{----- 3}$$

$$W_a' = \frac{Q_B}{C_{pa} (t_s - t')} \quad \text{----- 4}$$

Dado que  $W_a = W_a'$ , nos queda

$$\frac{Q_A}{C_{pa} (t' - t_e)} = \frac{Q_B}{C_{pa} (t_s - t')} \quad \text{----- 5}$$

$$\frac{Q_A}{Q_B} = \frac{C_{pa} (t' - t_e)}{C_{pa} (t_s - t')} \quad \text{----- 6}$$

$$\frac{Q_A}{Q_B} = Q \quad \text{----- 7}$$

$$Q (t_s - t') = t' - t_e \quad \text{----- 8}$$

$$Q t_s - Q t' = t' - t_e \quad \text{----- 9}$$

$$Q t_s + t_e = t' + Q t' \quad \text{----- 10}$$

$$Q t_s + t_e = t' (1 + Q) \quad \text{----- 11}$$

$$t' = \frac{Q t_s + t_e}{1 + Q} \quad \text{----- 12}$$

Sustituyendo valores

de 7  $Q = \frac{1,016,602 \text{ Kcal/hr}}{870,785.2 \text{ Kcal/hr}}$

$$\frac{Q_A}{Q_B}$$

$$Q = 1.167$$

$$t' = \frac{1.167 (36 \text{ }^\circ\text{C}) + 30 \text{ }^\circ\text{C}}{1 + 1.167}$$

$$t' = 33.23 \text{ }^\circ\text{C}$$

para obtener  $W_a$  sustituimos  $t'$  en 3

$$W_a = \frac{1,016,602 \text{ Kcal/hr}}{1.0 \text{ Kcal/Kg }^\circ\text{C} (3.23 \text{ }^\circ\text{C})}$$

$$W_a = 314,737.5 \text{ Kg/hr}$$

En  $\text{m}^3/\text{hr}$  se tienen:

$$W_a = 315 \text{ m}^3/\text{hr}$$

A continuación nos ocuparemos del Condensador Barométrico E-36 del equipo de evaporación de licor de celdas.

Agua de enfriamiento

$$W_a = X \text{ Kg/h}$$

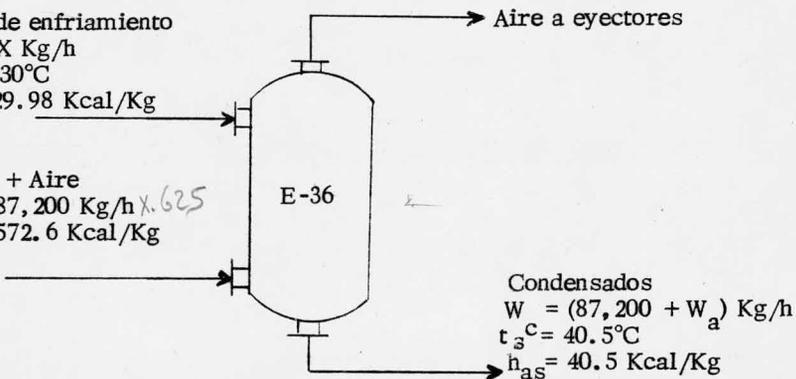
$$t_a = 30^\circ\text{C}$$

$$h_{ae}^e = 29.98 \text{ Kcal/Kg}$$

Vapor + Aire

$$W_v = 87,200 \text{ Kg/h} \times 625$$

$$h_v = 572.6 \text{ Kcal/Kg}$$



La cantidad de agua requerida en un condensador barométrico se puede obtener realizando el siguiente balance de calor.

$$Q = [(W_v \cdot h_v) - (W_{ms} \cdot h_{ms})] - [(W_v - W_{ms}) \cdot h_{as}] + [W_{in} C_{pin} (t_1 - t_2)]$$

donde

Q = calor a ser transferido al agua

W<sub>v</sub> = flujo de vapor

W<sub>ms</sub> = flujo de la mezcla vapor-aire a la salida del condensador

W<sub>in</sub> = flujo de incondensables

h<sub>v</sub> = entalpia del vapor a la presión del condensador

h<sub>ms</sub> = entalpia de la mezcla vapor-aire saliendo del condensador

h<sub>as</sub> = entalpia del agua y condensado saliendo del condensador

C<sub>pin</sub> = calor específico de incondensables

t<sub>1</sub> = temperatura de entrada de la mezcla vapor-aire

t<sub>2</sub> = temperatura de salida de la mezcla vapor-aire

Para fines de este balance se considerará despreciable la cantidad de incondensables, por lo que el balance, tomando en cuenta el agua de enfriamiento queda de la siguiente forma:

$$W_a h_{ae} + W_v h_v = (W_v + W_a) h_{as}$$

donde:

W<sub>a</sub> = Gasto del agua de enfriamiento

hae = entalpia del agua de enfriamiento

Despejando Wa:

$$W_a = \frac{W_v (h_v - h_{as})}{h_{as} - h_{ae}}$$

Para obtener la temperatura de salida del agua, es necesario considerar una aproximación con la temperatura del vapor a la presión del condensador. En condensadores barométricos a contracorriente y en los cuales el gasto de incondensables es menor al 1% del flujo de vapor, generalmente dicha aproximación se toma como 2.8 °C (5 °F). \*

La presión a la que se encuentra el condensador es de 66 mm Hg abs. (2.6" Hg abs.), por lo tanto, a esta presión la temperatura del vapor es de 43.3 °C y la temperatura de salida del agua será:

$$t_s = 43.3 \text{ °C} - 2.8 \text{ °C} = 40.5 \text{ °C}$$

Con esta temperatura se pueden completar todos los datos.

$$W_v = 87,200 \text{ Kg/hr}$$

$$h_{ae} = 29.98 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_v = 572.6 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{as} = 40.5 \text{ Kcal/Kg}$$

La cantidad de agua requerida es entonces:

$$W_a = \frac{87,200 \text{ Kg/hr} (572.6 \text{ Kcal/Kg} - 40.5 \text{ Kcal/Kg})}{40.5 - 29.98}$$

\* 5, 6 y 8

TABLA IV

RESUMEN DE AGUA REQUERIDA EN CADA EQUIPO CONSIDERADO

CLAVE DE EQUIPO	AGUA REQUERIDA M <sup>3</sup> /Hr	TEMPERATURA DEL AGUA te/ts (°C)
E-11	112.0 <i>47.6</i>	30/36
E-21	<i>255.5</i> 553.52	30/36
E-22	<i>233.5</i> 553.5	30/36
E-24, E-25, E-27	140.0 <i>59.5</i>	30/36
E-28, E-29	520.0 <i>221</i>	30/36
E-36	4,415.0 <i>1876</i>	30/40.5
E-31, E-32, E-33, E-34	315.0 <i>133</i>	30/36
EQUIPO DE VACIO	45.0 <i>19.125</i>	30/36
E-42	400.0 <i>170</i>	30/36
E-43	45.75 <i>19.4</i>	30/36
E-44	45.75 <i>19.4</i>	30/36
E-51	20.5 <i>8.7</i>	30/36
E-52	600.0 <i>255</i>	30/36
E-53, E-54	560.0 <i>238</i>	30/36
E-55, E-56, E-57	90.0 <i>38.5</i>	30/36
UNIDAD DE RECTIFICACION	360.0 <i>153</i>	30/36
TOTAL	8,776.0 <i>3720.95</i>	

$$W_a = 4,410,563 \text{ Kg/hr}$$

$$W_a = 4.415 \text{ m}^3/\text{hr}$$

En la tabla IV se tiene el resumen del agua de enfriamiento requerida para cada uno de los equipos considerados, de donde se obtiene el total a ser manejado por el sistema que proveerá a la planta de este -- servicio.

Como se puede notar, más de la mitad del agua requerida se utiliza en el condensador barométrico, ya que la cantidad de vapor a condensar es considerable. Debido a ésto, como se verá en el capítulo IV, será necesario tener una línea exclusiva para el manejo del agua necesaria en este equipo, además del cabezal de distribución para el -- resto de la planta.

Se considerará un 15% de exceso en el gasto a manejar para el di--- mensionamiento del sistema, con el objeto de compensar las pérdidas y contingencias que se puedan tener. Por ésto se tendrá que:

$$\begin{aligned} \text{Gasto de agua} &= 8,776 \cdot 1.15 \text{ m}^3/\text{hr} \\ &= 10,092.4 \text{ m}^3/\text{hr} \\ &= 44,398 \text{ GPM} \end{aligned}$$

Este gasto será el utilizado en los cálculos de los subsiguientes capí- tulos.

**III**

**DESCRIPCION Y ANALISIS  
DE ALTERNATIVAS**

Como se ha mencionado en la introducción, se presentan varias alternativas para el sistema de agua de enfriamiento para la planta. A continuación se hará una descripción de cada una de ellas, presentando sus características y sus principales ventajas y desventajas.

Las opciones que se analizarán son las siguientes:

- I) Sistema en un solo paso, utilizando agua de la laguna.
- II) Sistema en un solo paso, utilizando agua de la presa.
- III) Agua de la laguna en un solo paso para una parte del equipo, y agua de la presa en circuito cerrado, usando torre de enfriamiento para el resto del equipo.
- IV) Sistema en circuito cerrado con torre de enfriamiento y reposición de agua de la presa.
- V) Sistema en circuito cerrado, utilizando Módulos de esparcido o Kool-Flow con reposición de agua de la presa.

#### ALTERNATIVA I

El uso de los sistemas en un solo paso es recomendable cuando se cuenta con una fuente abundante de suministro de agua, como en este caso, --- que como ya se mencionó anteriormente, se cuenta con dos fuentes diferentes de abastecimiento, una presa y una laguna.

El agua salada se ha usado con éxito para enfriamiento, teniendo cuidado de darle al equipo, en el cual se utiliza, la protección necesaria para evitar corrosión excesiva.

En esta opción se utilizará agua salada proveniente de la laguna, que se localiza a 2 Km de la planta, para todo el equipo.

Para su utilización es necesario darle un tratamiento previo, para eliminar los sólidos en suspensión. En este caso se tendrá un sistema simple de filtración.

Para evitar la formación de depósitos de sales que disminuirían la eficiencia de los equipos de transferencia de calor y que pueden llegar a obstruir las tuberías impidiendo el paso del fluido, es necesario evitar un aumento considerable en la temperatura del agua. En este trabajo no se tiene este problema, dado que es poco el incremento de temperatura.

Por otra lado es necesario considerar, para esta opción, materiales adecuados y suficiente protección para evitar al máximo problemas de corrosión.

Un aspecto importante que se debe considerar en los sistemas de un solo paso es la temperatura de retorno a la fuente de suministro, esta temperatura deberá ajustarse a lo señalado por la Secretaría de Salubridad y Asistencia en el reglamento para la prevención y control de la contamina-

ción de aguas, en éste, en el artículo 13 se anota que:

"Los responsables de las descargas de aguas residuales que no sean arrojadas en el alcantarillado de las poblaciones, deberán dentro de un plazo de tres años contados a partir de la fecha del registro de la descarga, ajustarla a lo siguiente:

sólidos sedimentables	1.0 ml/l
grasas y aceites	70.0 mg/l
materia flotante	Ninguna que pueda ser retenida por malla de 3 mm. de claro libre cuadrado
TEMPERATURA	35° C
pH	4.5 - 10.0

Tomando en cuenta lo anterior, se tendrá que disminuir la temperatura del agua de retorno hasta 35° C. Para llevar a cabo ésto se estimarán dos sistemas, de entre los cuales se obtendrá el más adecuado técnica y económicamente. Dichos sistemas son:

- a) Enfriar el agua caliente mezclándola directamente con agua de la laguna.
- b) Utilizar una charca de esparado para disminuir la temperatura a 35° C y retornarla a la laguna.

Para el punto "a" es necesario realizar un balance de materia y energía

para obtener la cantidad de agua fría necesaria que se deberá mezclar con el efluente.

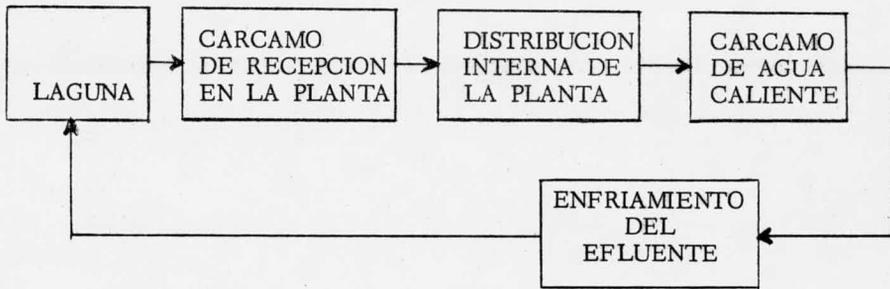
Las principales ventajas y desventajas de esta opción son:

a) Ventajas.

1. El costo de tratamiento de agua se reduce al usarla en un solo paso.
2. Cercanía a la planta (2 Km).

b) Desventajas.

1. Se tienen problemas de corrosión, por lo que es necesario una inversión extra en materiales para equipo y en protección a los mismos para prevenirla y controlarla.
2. Es necesario una inversión adicional para el equipo con el cual se disminuirá la temperatura del agua antes de retornarla a la fuente de suministro.
3. Dado que la cantidad de agua requerida es muy alta, no es posible contar con un almacenamiento de agua, por lo que si llega a fallar en alguna forma el suministro de ésta, la planta quedará totalmente sin sistema de enfriamiento y tendrá que parar.



ALTERNATIVA II

En esta alternativa la fuente de suministro es una presa localizada a 5 Km de la planta. El agua una vez que haya sido utilizada, será retornada a la laguna.

Para esta opción, así como en la anterior, será necesario darle un tratamiento previo al agua de enfriamiento, para evitar precipitación, incrustaciones, corrosión y formación de babazas y algas.

En todos los sistemas de agua de enfriamiento el carbonato de calcio causa la mayor parte de las incrustaciones, el método más barato para prevenir la formación de dichas incrustaciones es la adición al agua de pequeñas cantidades de agentes tensoactivos. Estos en realidad aumentan la solubilidad de las sales en el agua, evitando la precipitación aún cuando las sales es-

tén sobresaturadas. Para prevenir la corrosión debida al oxígeno disuelto se pueden agregar inhibidores de corrosión, tales como cromatos o fosfatos tensoactivos.

Como en el sistema anterior, también en éste es necesario considerar que se deberá disminuir la temperatura del agua antes de retornarla a la laguna (se regresa a la laguna debido a la cercanía con la planta), por lo que también aquí evaluaremos los dos sistemas ya mencionados para este propósito.

Las principales ventajas y desventajas son:

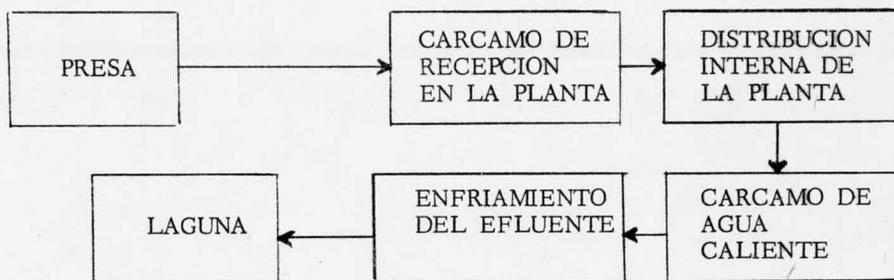
a) Ventajas.

1. No se requiere inversión extra en materiales para equipo.
2. Costo de tratamiento de agua bajo.

b) Desventajas.

1. Alto costo de bombeo, ya que la fuente de suministro está bastante alejada de la planta.
2. Inversión adicional necesaria en equipo para reducir la temperatura del agua antes de retornarla.
3. Al igual que en la opción I, si se tiene algún problema con el suministro de agua, la planta tiene que parar.

DIAGRAMA DESCRIPTIVO



ALTERNATIVA III

Esta alternativa nos presenta la combinación de los dos sistemas de agua de enfriamiento más utilizados; agua en un solo paso y torre de enfriamiento. El sistema de un solo paso utilizará agua salada y dará servicio a aquellos equipos en los cuales, debido a su material de construcción no haya problemas de corrosión. En los equipos cuyo material no admite agua salada se utilizará agua del sistema de torre de enfriamiento.

El efluente resultante en el sistema de un solo paso debe ser enfriado, como en las dos alternativas anteriores, hasta el límite permitido por la Secretaría de Salubridad y Asistencia.

En el caso de la torre de enfriamiento se debe considerar una cantidad de agua de repuesto para compensar las pérdidas que haya en el sistema.

Por ésto se debe contar con una línea que lleve agua dulce de la presa a la planta, así como con un cárcamo de almacén.

Debido a que en los sistemas en recirculación tienden a favorecer el crecimiento de micro-organismos, se deberá dar un tratamiento bacteriológico al agua dulce, además del ablandamiento y deaereación.

Las principales ventajas y desventajas de esta alternativa son:

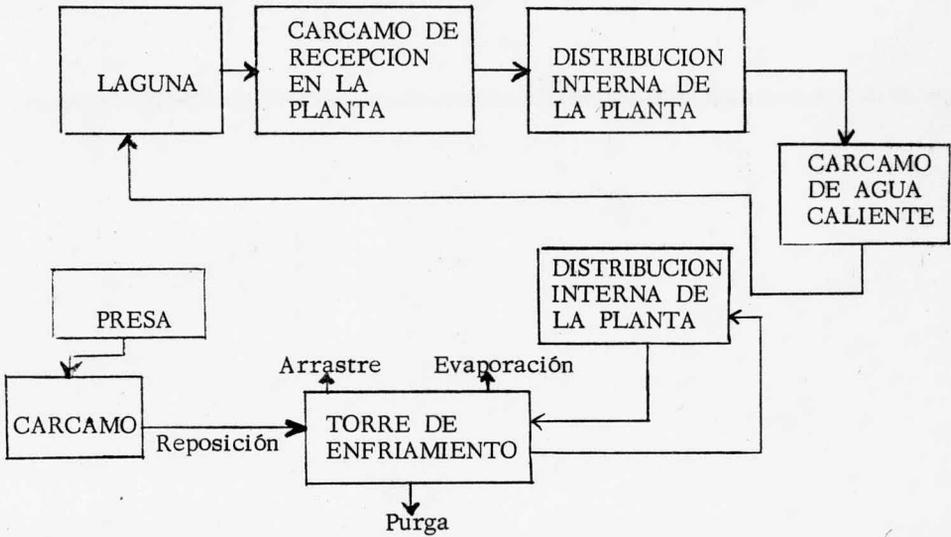
a) Ventajas.

1. Disminución del costo de bombeo de agua de las fuentes de alimentación a la planta.
2. No es necesario inversión extra en material de equipo, ya que de antemano se hace la selección de que tipo de agua usará de acuerdo a su material de construcción.

b) Desventajas.

1. Mayor costo de tratamiento del agua.
2. Inversión adicional para disminuir la temperatura hasta el límite permitido.

DIAGRAMA DESCRIPTIVO



ALTERNATIVA IV

Los sistemas más usuales de agua de enfriamiento son en un solo paso y sistemas de recirculación. En los sistemas de un solo paso es necesario contar con una fuente inagotable de suministro de agua, pero también es necesario tratar de conservar las fuentes naturales de agua, por lo que se debe pensar en utilizar más eficientemente el agua que se tiene disponible. Una forma de aprovechamiento es el uso de la torre de enfriamiento, ya que transfiere calor con pérdidas mínimas de agua.

La conservación y re-uso del agua de enfriamiento ha venido a ser una necesidad. El uso del agua cada vez se incrementa más, por lo que es muy importante la selección del método de enfriamiento más eficiente para evitar desperdicios innecesarios.

En los sistemas de recirculación, el tratamiento al agua debe ser mayor que en los sistemas de un solo paso, como ya lo mencionamos, dado que el aumento en la concentración de sales es inevitable al evaporarse agua en la torre. Se ha encontrado que es ventajoso el uso de limesoda o zeolitas para estos sistemas.

La primer carga a la torre es agua tratada y toda el agua de repuesto también debe ser tratada. Se deben agregar inhibidores de corrosión y checar la concentración del inhibidor diariamente.

Los sistemas de tratamiento de agua más usuales para agua en recirculación son los siguientes:

Para el control de la corrosión y ensuciamiento el mejor, pero también el más costoso, es el inhibidor de corrosión cromo-molibdeno-zinc más de 2 a 5 ppm de un polielectrolito catiónico. El tratamiento más económico es el tratamiento cromato-fosfato-zinc. En áreas donde el cromo no puede ser usado, el tratamiento preferido es el inhibidor fosfato-ferrrocianida-zinc.

Para tratamiento biológico el mejor material y más económico es el clo-

ro, alimentado continuamente. En áreas donde el cloro no puede ser usado, una continua o frecuente aplicación de acroleína o metileno bis-tiocianato es el tratamiento adecuado.

Con respecto al equipo de bombeo de una torre de enfriamiento se puede decir que es usual que se diseñe con un factor de seguridad de 10 a 15% sobre la capacidad. La cabeza de la bomba debe ser suficiente para circular el agua a través del equipo y retornarla a las entradas de la torre que usualmente están de 30 a 40 ft. de alto.

En esta opción no se tiene el problema de retorno de agua a la fuente de suministro y por lo tanto tampoco restricciones de temperatura de salida por reglamentación de la S.S.A., pero sí se debe tener cuidado de no elevar mucho la temperatura de salida, con el objeto de no causar una corrosión rápida en tubería y equipo.

Para este sistema se debe tomar en cuenta una línea que suministre agua dulce para compensar las pérdidas que se tienen en la torre. Dichas pérdidas son:

- 1) Evaporación
- 2) Arrastre
- 3) Purga

- 1) Son las pérdidas que se tienen por evaporación natural del agua y están en función del medio ambiente.

- 2) Las pérdidas por arrastre es agua que se pierde en forma de pequeñas gotas acarreadas por el aire circulando. El arrastre es independiente de las pérdidas por evaporación y se puede reducir a un mínimo con un buen diseño.
- 3) Purga. - Es agua intencionalmente descargada del sistema para control de concentración de sales u otras impurezas en el agua de circulación.

Principales ventajas y desventajas.

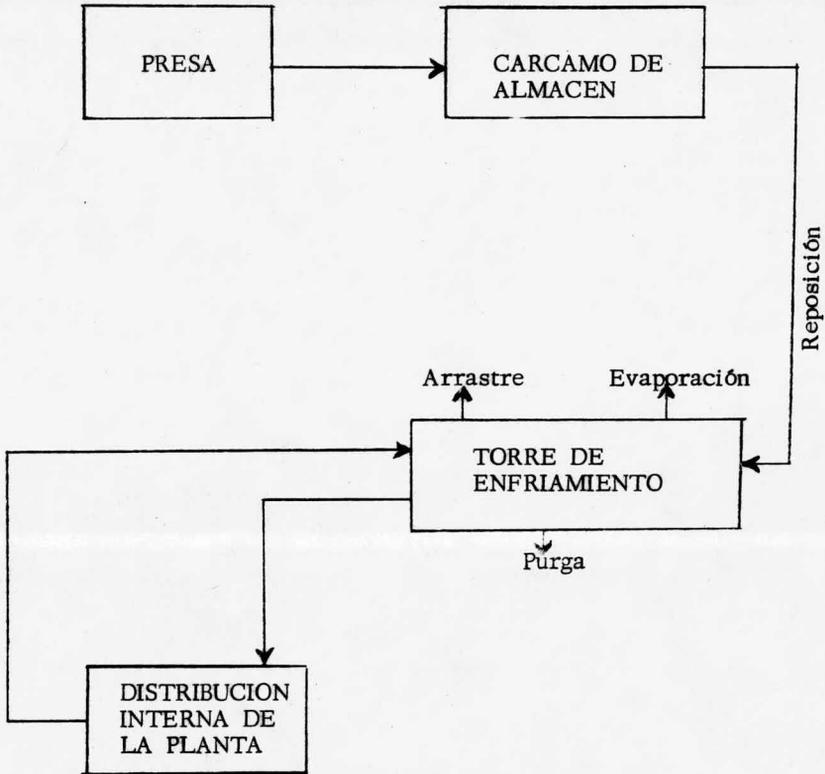
a) Ventajas.

1. Conservación del agua y mínima cantidad de agua de reposición.
2. No se tienen problemas de retorno de agua caliente.

b) Desventajas.

1. Alto costo de tratamiento en relación a las alternativas anteriores.
2. Mayor inversión en equipo, puesto que ahora hay que considerar la torre de enfriamiento.

DIAGRAMA DESCRIPTIVO



## ALTERNATIVA V

El sistema denominado Kool-Flow consiste de una serie de módulos en los cuales se esprea el agua a la atmósfera con el objeto de ser enfriada al tener contacto con el aire.

Cada módulo contiene una bomba de tipo axial, la cual va a bombear el agua hacia una cámara de presión, para ser descargada a la atmósfera a través de una esprea.

Con una instalación masiva de módulos se puede manejar la cantidad de agua deseada, teniéndose la ventaja de un consumo bajo de energía por atomización. La instalación se hace en una charca o canal con un arreglo tal que dé como resultado la mayor eficiencia del sistema.

En el contacto de tipo aire-agua hay dos modos básicos de transferencia de calor:

- a) Transferencia de calor latente
- b) Transferencia de calor sensible

El primero es el más importante, ya que comprende el 80% del total del calor transferido, y se debe a la vaporización de una pequeña porción del agua. El segundo comprende únicamente el 20% restante.

La cantidad teórica de enfriamiento que puede llevarse a cabo en cualquier tipo de contacto aire-agua depende finalmente de la temperatura y contenido

de humedad del aire. Una indicación del contenido de humedad en el aire relativo a la temperatura, es la temperatura de bulbo húmedo. Esencialmente la temperatura de bulbo húmedo es la temperatura de equilibrio alcanzada por un pequeño volumen de líquido evaporándose dentro de una mezcla relativamente grande vapor-gas. Sobre la base de transferencia de calor puede ser considerado como la temperatura de equilibrio dinámico en la interface agua-aire cuando la velocidad de transferencia calor a la superficie por convección iguala la velocidad de transferencia de masa saliendo a la superficie.

Teóricamente, la temperatura de bulbo húmedo es la temperatura más baja a la cual el agua puede ser enfriada. Prácticamente la temperatura del agua fría se aproxima, pero no se iguala a la temperatura atmosférica en un proceso de enfriamiento. Esto es debido a la dificultad física de poner en contacto toda el agua con aire fresco. La diferencia de temperatura entre el límite teórico y el enfriamiento real es llamado "Aproximación a la temperatura de bulbo húmedo". Si se convierte la temperatura del agua y la temperatura de bulbo húmedo a unidades de entalpia, suponiendo propiedades saturadas, se puede interpretar la aproximación de diseño al bulbo húmedo como una entalpia diferencial o un "driving force" entalpico.

El comportamiento de cualquier dispositivo de enfriamiento por esparcido recae sobre el tamaño medio de las gotas y su velocidad de producción, con ambos parámetros, siendo de igual importancia. Partículas excesivamente finas, muy eficiente desde el punto de vista de disipación térmica, requiere grandes cantidades de potencia consumida.

Una consideración ecológica importante cuando se usan espreas finamente divididas es el arrastre o pérdidas por viento. Las pérdidas por viento de una operación a gran escala de enfriamiento por esparcido presentará diferentes problemas bajo diferentes condiciones climáticas. En latitudes al norte, en la operación en invierno presentará excesiva neblina y acumulación de hielo sobre el equipo y en los alrededores de la charca de enfriamiento. En climas cálidos se tiene el problema de formación de sólidos por la evaporación que se tiene.

Para esta opción se utilizará agua de la presa y se contará con una línea que lleve agua de repuesto.

Este sistema actúa al mismo tiempo como un aereador, por lo que se reduce la formación de cristales biológicos, manteniéndose así el agua de enfriamiento limpia. Al mismo tiempo el uso de uno o varios sistemas de Kool-Flow homogeniza eficientemente la temperatura de la charca de enfriamiento de agua.

Entre las principales ventajas y desventajas que tiene esta alternativa están:

a) Ventajas.

1. Bajo costo de instalación, ya que los módulos no necesitan de equipo pesado para manejarlos.
2. Se tienen pocos problemas de corrosión, dado que los materiales

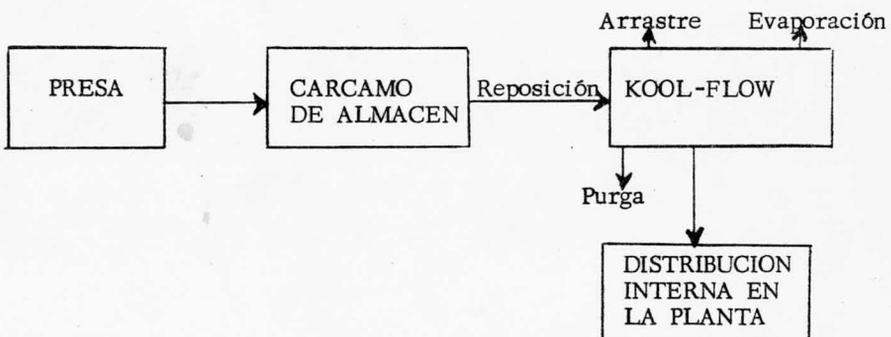
en los que se suministra este equipo son únicamente: acero inoxidable 304, acero inoxidable 316L y Titanio.

3. Pocas partes móviles.
4. Se elimina prácticamente el problema de mantenimiento por limpieza causado por la formación de lama y cristales vegetales, debido a lo alto de la velocidad de flujo y a la aereación provista por el sistema.

b) Desventajas.

1. Se tienen problemas de excesiva neblina en climas fríos y de evaporación en cálidos.
2. Dado que se maneja una cantidad muy grande de agua, se requiere una extensión grande de terreno para instalar el sistema.

DIAGRAMA DESCRIPTIVO



En la figura V se muestra un diagrama que indica las diferentes alternativas de agua de enfriamiento.

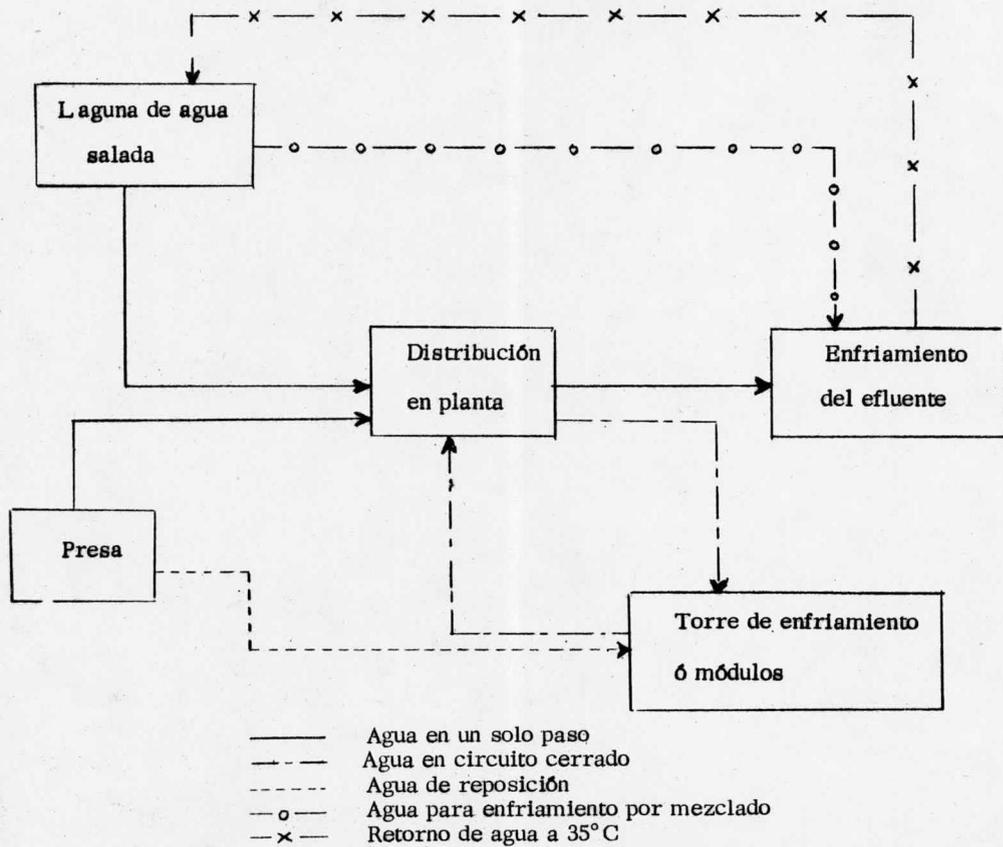


FIG. V ESQUEMA DE LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS

I V

EVALUACION TECNICO — ECONOMICA

Con lo visto hasta el capítulo III se tiene la ubicación y la información necesarias para llevar a cabo una evaluación técnico-económica de cada una de las opciones propuestas.

Para realizar esta evaluación es necesario determinar cada uno de los equipos y materiales que componen cada sistema y dimensionarlos para estar en posibilidad de obtener la inversión en cada uno de ellos.

Este capítulo se dividirá en dos partes, en la primera de ellas se presenta el dimensionamiento de los sistemas a usarse en cada alternativa y en la segunda parte se evaluarán los costos de los mencionados sistemas. Asimismo para una presentación más clara, cada alternativa se desglosará en tres partes principales, que dependiendo del sistema a usar serán:

Sistemas de un sólo paso

1. Suministro.
2. Distribución.
3. Retorno y enfriamiento del efluente.

Sistemas en circuito cerrado

1. Suministro.
2. Distribución.
3. Equipo de enfriamiento.

En los sistemas de agua de enfriamiento, los costos varían grandemente, dependiendo de la localización geográfica, los problemas de tratamien

to de agua, costos de bombeo, materiales, etc., como se podrá observar en el desarrollo de este capítulo.

## I. EVALUACION TECNICA

### ALTERNATIVA I

Sistema en un sólo paso utilizando agua salada proveniente de la laguna.

#### 1) Suministro.

Como primer punto se determinará el número de líneas y diámetro económico para el abastecimiento de agua a la planta, considerando lo siguiente:

a) Rango de velocidad recomendable:

$$1 - 3 \text{ m/seg. (3-10 ft./seg.)}$$

b) Como material de tubería se tomarán Asbesto-Cemento y Acero al carbón.

c) Gasto total:  $10,092.4 \text{ m}^3/\text{hr.} = 44,398 \text{ gpm}$

4289.27

18869.15

d) Longitud base de tubo = 30.48 m = 100 ft.

425

En las tablas V y VI está resumido del cálculo de número de tubos y - caídas de presión para los dos materiales usados.

→ 92

El procedimiento de cálculo es el siguiente:

Los diámetros que se tomaron para cada material son:

Acero al carbón: 18", 20" y 24"

Asbesto-Cemento: 24", 30" y 36"

y las velocidades tomadas dentro del rango mencionado anteriormente son: 3,5 y 8 ft./seg., con ésto se procedió como sigue:

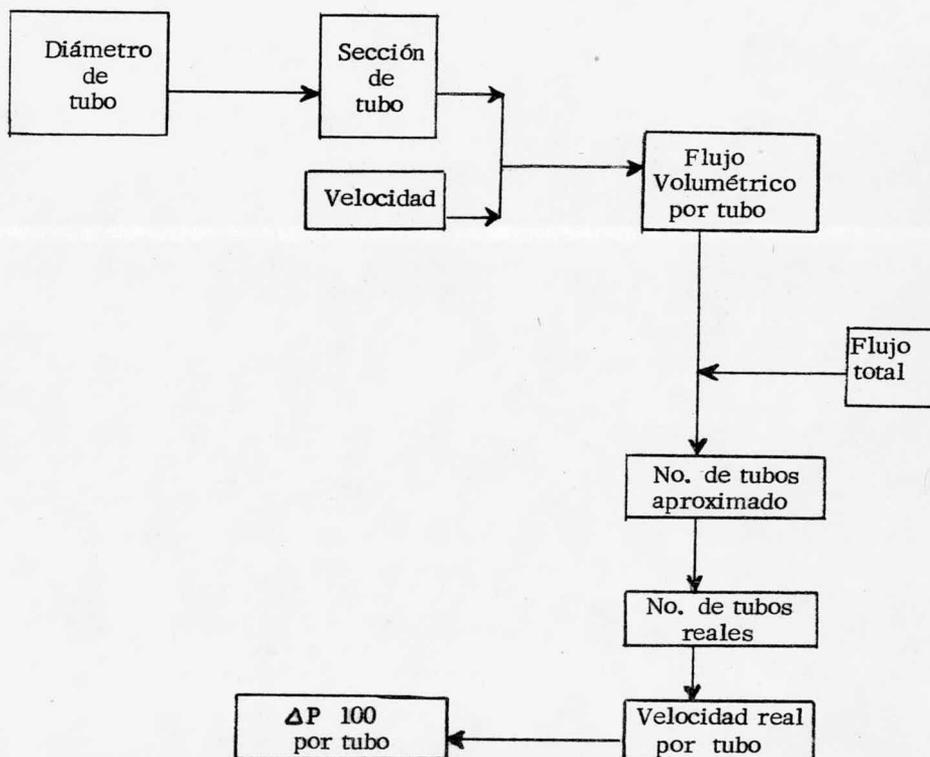


TABLA V

3 ft/seg.	24"	20"	18"
Flujo (gpm)	4000.0	3000.0	2000.0
Número de tubos	11	15	22
Velocidad real por tubo (ft/seg.)	3.22	3.4	2.89
$\Delta P$ 100 (lb./in <sup>2</sup> )	0.055	0.075	0.06

5 ft/seg.	24"	20"	18"
Flujo (gpm)	6000.0	4000.0	3500.0
Número de tubos	7	10	13
Velocidad real por tubo (ft/seg.)	5.06	5.12	4.9
$\Delta P$ 100 (lb./in <sup>2</sup> )	0.125	0.160	0.165

8 ft/seg.	24"	20"	18"
Flujo (gpm)	10000.0	7000.0	6000.0
Número de tubos	5	7	8
Velocidad real por tubo (ft/seg.)	7.08	7.32	7.96
$\Delta P$ 100 (lb./in <sup>2</sup> )	0.24	0.33	0.44

Flujo Total = 44,398 gpm, material de tubo; Acero al carbón.  
 Base = 100 ft de longitud



TABLA VI

3 ft/seg.	36"	30"	24"
Flujo (gpm)	11, 100.0	7, 400.0	4, 440.0
Número de tubos	4	6	10
Velocidad real por tubo (ft/seg.)	3.54	3.36	3.15
$\Delta P$ 100 (lb./in <sup>2</sup> )	0.07	0.09	0.01

5 ft/seg.	36"	30"	24"
Flujo (gpm)	14, 799.0	11, 100.0	7, 400.0
Número de tubos	3	4	6
Velocidad real por tubo (ft/seg.)	4.71	5.05	5.25
$\Delta P$ 100 (lb./in <sup>2</sup> )	0.124	0.2	0.276

8 ft/seg.	36"	30"	24"
Flujo (gpm)	22, 199.0	14, 799.0	11, 100.0
Número de tubos	2	3	4
Velocidad real por tubo (ft/seg.)	7.0	6.7	7.9
$\Delta P$ 100 (lb./in <sup>2</sup> )	0.28	0.35	0.63

Flujo total = 44, 398 gpm, material de tubo = Asbesto-Cemento

Base= 100 ft de longitud

En la Fig. VI está representada gráficamente la relación entre la velocidad y el número de tubos para cada diámetro y material.

En las tablas VII, VIII y IX se muestran los costos de excavación, relleno e instalación para el tendido de la tubería. Con lo anterior y con los datos de las tablas V y VI obtenemos los costos anuales para cada uno de los arreglos que se tienen, dichos costos están resumidos en las tablas X, XI, XII, XIII, XIV y XV. Los costos anuales totales son la suma de la Inversión total dividida por el número de años de vida útil más los costos de operación. La Inversión total es la suma de los costos de excavación, relleno, instalación y tubería y el costo de operación es el costo de la Energía Eléctrica.

En la Fig. VII se muestra la gráfica de número de tubos contra costos anuales totales para cada diámetro y material. Como se puede observar en esta figura y en la tabla XV, el arreglo más económico es el de 3 tubos de 36" de Asbesto-Cemento, por lo que es el que se usará para el abastecimiento de agua a la planta.

FIG VI. -

VELOCIDAD VS. NUMERO DE TUBOS

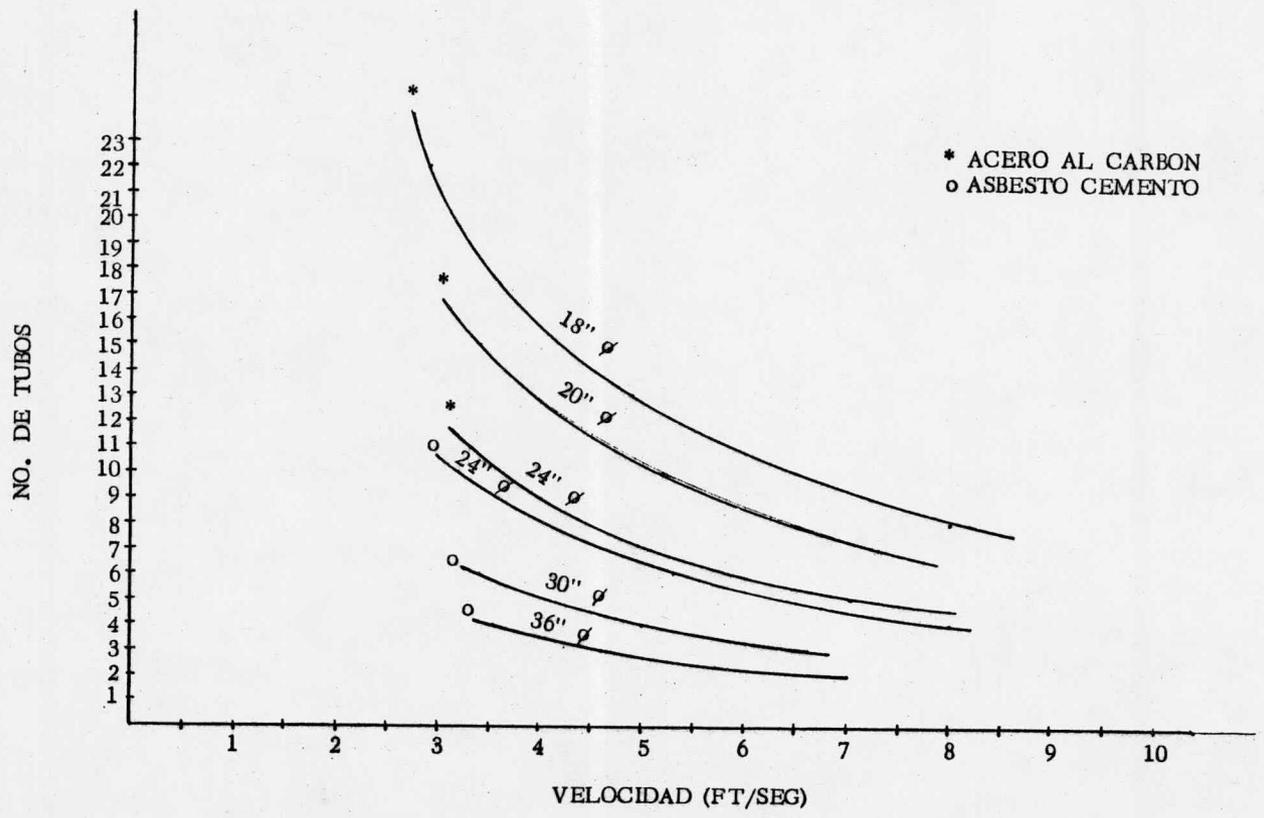


TABLA VII

COSTO DE EXCAVACION

Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Profundidad (m)	Ancho (m)	Volumen (m <sup>3</sup> )	\$/m <sup>3</sup>	Costo de excava- ción por tubo (¢)
36	30.48	2.20	1.70	114.0	22.67	2584.4
30	30.48	1.85	1.50	84.73	18.21	1543.0
24	30.48	1.65	1.30	65.53	18.21	1194.0
20	30.48	1.50	1.20	54.86	18.21	999.0
18	30.48	1.45	1.15	50.9	18.21	927.0

Materiales de tubo = Asbesto-Cemento y Acero al Carbón

Base = 100 ft de longitud de tubo = 30.48 m.

TABLA VIII

COSTO DE RELLENO\*

Diámetro (pulg)	Volumen de tubo (m <sup>3</sup> )	Volumen a rellenar (m <sup>3</sup> )	\$/m <sup>3</sup> de relleno	Costo de relleno por tubo (\$)
36	20.0	94.0	50.88	4782.72
30	13.9	70.83	50.88	3603.83
24	8.9	56.63	50.88	2881.33
20	6.18	48.68	50.88	2476.84
18	5.0	45.9	50.88	2335.39

\* Cama compactada con material producto de la excavación

Materiales de tubo; Asbesto-Cemento y Acero al Carbón

Base = 100 ft de longitud de tubo = 30.48 m.

TABLA IX

COSTO DE INSTALACION

ACERO AL CARBON

Diámetro	Costo instalación por metro lineal (\$)	Costo de instalación por 30.48 mts. (\$)
18"	103.50	3155.0
20"	122.47	3733.0
24"	145.50	4435.0

ASBESTO-CEMENTO

24"	140.40	4280.0
30"	176.0	5364.5
36"	191.50	5837.0

TABLA X

18" DE DIAMETRO			
Arreglo	22 tubos	13 tubos	8 tubos
$\Delta P_{100}$ (lb/in <sup>2</sup> )	0.06	0.165	0.44
$\Delta P_{100}$ (ft)	0.139	0.381	1.016
HP	0.07	0.33	1.43
$\frac{Kw-hr \text{ por tubo}}{A}$	438.5	2,060.8	8,932.3
$\frac{Kw-hr \text{ total}}{A}$	9,647.0	26,791.0	71,460.0
Costo de E. E. (\$/A)	3,970.7	11,027.0	29,412.5
Costo de Excavación (\$)	20,394.0	12,051.0	7,416.0
Costo de Relleno (\$)	51,379.0	30,360.0	18,683.0
Costo de Instalación (\$)	69,410.0	41,015.0	25,240.0
Costo de Tubería (\$)	1,430,304.0	845,180.0	520,111.0
Inversión Total (\$)	1,571,487.0	928,606.0	571,450.0
\$/A	157,148.7	92,860.6	57,145.0
\$/A TOTALES	161,119.4	103,887.6	86,557.5

Material: Acero al Carbón

TABLA XI

Arreglo	20" DE DIAMETRO		
	15 tubos	10 tubos	7 tubos
$\Delta P_{100}$ (lb/in <sup>2</sup> )	0.075	0.160	0.165
$\Delta P_{100}$ (ft)	0.173	0.369	0.381
HP	0.13	0.414	0.611
$\frac{Kw-hr}{A}$ por tubo	808.0	2,593.0	3,827.0
$\frac{Kw-hr}{A}$ total	12,120.0	25,930.0	26,789.0
Costo de E. E. (\$/A)	4,988.6	10,672.8	11,026.4
Costo de Excavación (\$)	14,985.0	9,990.0	6,993.0
Costo de Relleno (\$)	37,153.0	24,768.5	17,338.0
Costo de Instalación (\$)	55,995.0	37,331.0	26,131.0
Costo de Tubería (\$)	1,087,222.0	724,815.0	507,370.0
Inversión Total (\$)	1,195,355.0	796,904.5	557,832.0
\$/A	119,535.5	79,690.5	55,783.2
\$/A TOTALES	124,524.1	90,363.3	66,809.6

Material: Acero al Carbón

TABLA XII

Arreglo	24" DE DIAMETRO		
	11 tubos	7 tubos	5 tubos
$\Delta P_{100}$ (lb/in <sup>2</sup> )	0.055	0.125	0.24
$\Delta P_{100}$ (ft)	0.127	0.288	0.555
HP	0.130	0.463	1.25
$\frac{\text{Kw-hr por tubo}}{A}$	814.0	2,900.0	7,792.0
$\frac{\text{Kw-hr total}}{A}$	8,954.0	20,300.0	38,960.0
Costo de E. E. (\$/A)	3,685.4	8,355.5	16,036.0
Costo de Excavación (\$)	13,134.0	8,358.0	5,970.0
Costo de Relleno (\$)	31,695.0	20,169.0	14,407.0
Costo de Instalación (\$)	48,785.0	31,045.0	22,175.0
Costo de Tubería (\$)	1,086,642.0	691,500.0	493,930.0
Inversión Total (\$)	1,180,256.0	750,072.0	536,482.0
\$/A	118,025.6	75,107.2	53,648.2
\$/A TOTALES	121,711.0	83,462.7	69,684.2

Material: Acero al carbón

TABLA XIII

24" DE DIAMETRO			
Arreglo	10 tubos	6 tubos	4 tubos
$\Delta P_{100}$ (lb/in <sup>2</sup> )	0.01	0.276	0.63
$\Delta P_{100}$ (ft)	0.023	0.64	1.46
HP	0.026	1.2	4.1
$\frac{Kw-hr}{A}$ por tubo	162.86	7,498.0	25,682.0
$\frac{Kw-hr}{A}$ total	1,628.6	44,987.0	102,728.0
Costo de E. E. (\$/A)	670.0	18,517.0	42,283.0
Costo de Excavación (\$)	11,940.0	7,164.0	4,776.0
Costo de Relleno (\$)	28,813.3	17,288.0	11,525.3
Costo de Instalación (\$)	42,800.0	25,680.0	17,120.0
Costo de Tubería (\$)	282,950.0	169,770.0	113,180.0
Inversión Total (\$)	366,503.0	219,902.0	146,601.3
\$/A	36,650.3	21,990.2	14,660.2
\$/A TOTALES	37,320.3	40,507.2	56,943.2

Material: Asbesto-Cemento

TABLA XIV

Arreglo	30" DE DIAMETRO		
	6 tubos	4 tubos	3 tubos
$\Delta P_{100}$ (lb/in <sup>2</sup> )	0.09	0.2	0.35
$\Delta P_{100}$ (ft)	0.208	0.462	0.808
HP	0.39	1.3	3.0
$\frac{\text{Kw-hr por tubo}}{A}$	2,436.6	8,143.0	18,971.6
$\frac{\text{Kw-hr total}}{A}$	14,619.6	32,572.0	56,375.0
Costo de E. E. (\$/A)	6,017.0	13,407.0	23,204.0
Costo de Excavación (\$)	9,258.0	6,172.0	4,629.0
Costo de Relleno (\$)	21,623.0	14,415.4	10,811.5
Costo de Instalación (\$)	32,187.0	21,458.0	16,094.0
Costo de Tubería (\$)	259,332.0	172,888.0	129,666.0
Inversión Total (\$)	322,400.0	214,933.4	161,200.5
\$/A	32,240.0	21,493.4	16,120.0
\$/A TOTALES	38,257.0	34,900.4	39,324.0

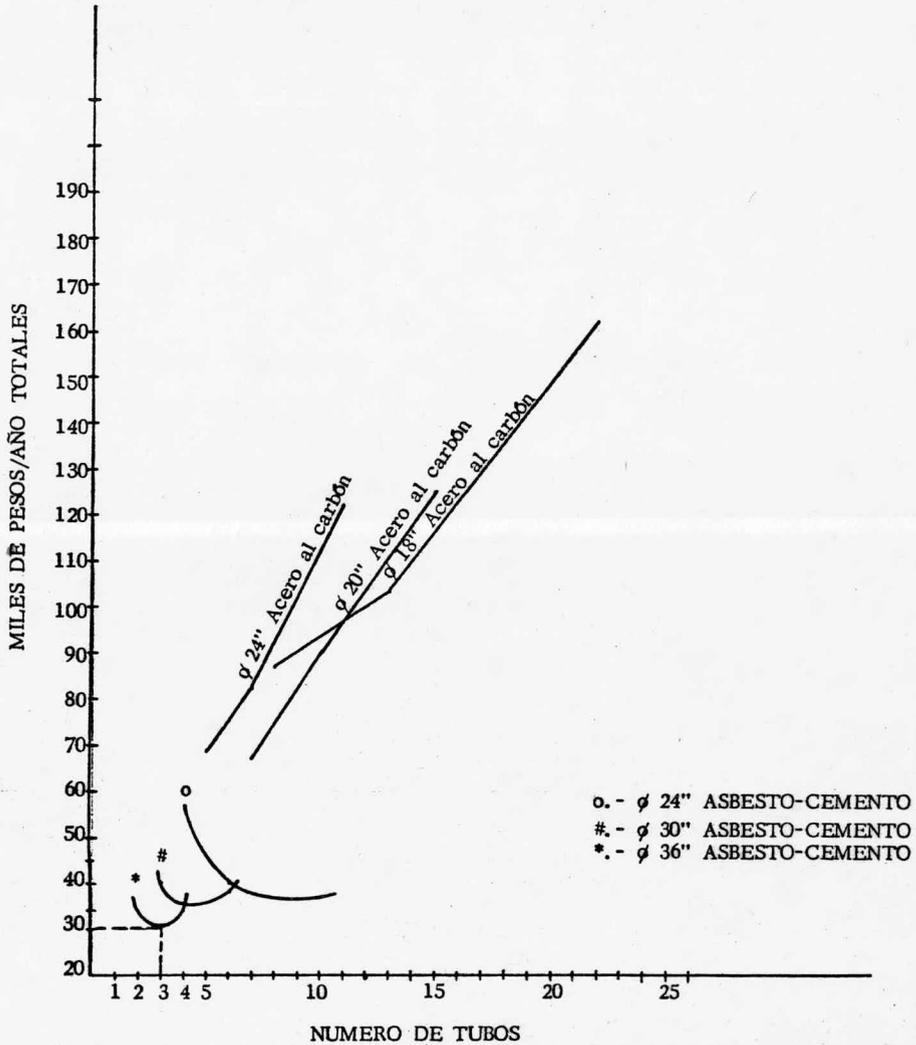
Material: Asbesto-Cemento

TABLA XV

Arreglo	36" DE DIAMETRO		
	4 tubos	3 tubos	2 tubos
$\Delta P_{100}$ (lb/in <sup>2</sup> )	0.07	0.124	0.28
$\Delta P_{100}$ (ft)	0.16	0.286	0.65
HP	0.45	1.07	3.65
$\frac{\text{Kw-hr por tubo}}{A}$	2,819.0	6,702.0	22,683.0
$\frac{\text{Kw-hr total}}{A}$	11,276.0	20,106.0	45,726.0
Costo de E. E. (\$/A)	4,641.0	8,276.0	18,821.0
Costo de Excavación (\$)	10,337.6	7,753.2	5,168.8
Costo de Relleno (\$)	19,131.0	14,348.0	9,565.5
Costo de Instalación (\$)	23,348.0	17,511.0	11,674.0
Costo de Tubería (\$)	245,524.0	184,143.0	122,762.0
Inversión Total (\$)	298,340.6	223,755.2	149,170.3
\$/A	29,834.0	22,375.5	14,917.0
\$/A TOTALES	34,475.0	30,651.5	33,738

Material: Asbesto-Cemento

FIG. VII NUMERO DE TUBOS VS. COSTOS ANUALES TOTALES



Como se puede observar de la Fig. VII el arreglo más conveniente para el suministro es el de 3 tubos de 36" de diámetro de Asbesto-Cemento. Con este arreglo y con los datos de la tabla XV se obtiene la cabeza de las bombas necesarias, tomando en consideración que se tendrá una -- bomba para cada una de las líneas.

$$\begin{aligned}
 H &= \Delta P 100 \times LET \\
 LET &= \text{Longitud equivalente total} \\
 &= L \text{ recta} + LE \text{ accesorios} \\
 &= 2,400 \text{ m} = 7,872 \text{ ft} \\
 \Delta P 100 &= 0.286 \text{ ft}/100 \text{ ft} \quad (\text{Tabla XV}) \\
 H &= 0.286 \text{ ft}/100 \text{ ft} \times 7,872 \text{ ft} \\
 H &= 24 \text{ ft} = 7.32 \text{ m.}
 \end{aligned}$$

1020, 3345.6

10.2    3. III

Se tendrán 3 bombas en operación de 7.32 m de cabeza y 14,800 gpm de capacidad y una bomba de repuesto de las mismas características.

La potencia será:

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{H \times Q}{3,960 \times \eta} \\
 H &= 24 \text{ ft} \\
 Q &= 14,800 \text{ gpm} \\
 \eta &= 65\%
 \end{aligned}$$

10.2

6240

$$\text{BHP} = \frac{24 \times 14,800}{3,960 \times 0.65}$$

$$\text{BHP} = 138 \text{ HP } 58.65$$

Se utilizarán motores de 150 HP.

Para el manejo de agua salada se usará como material de bombas, acero inoxidable tipo 316.

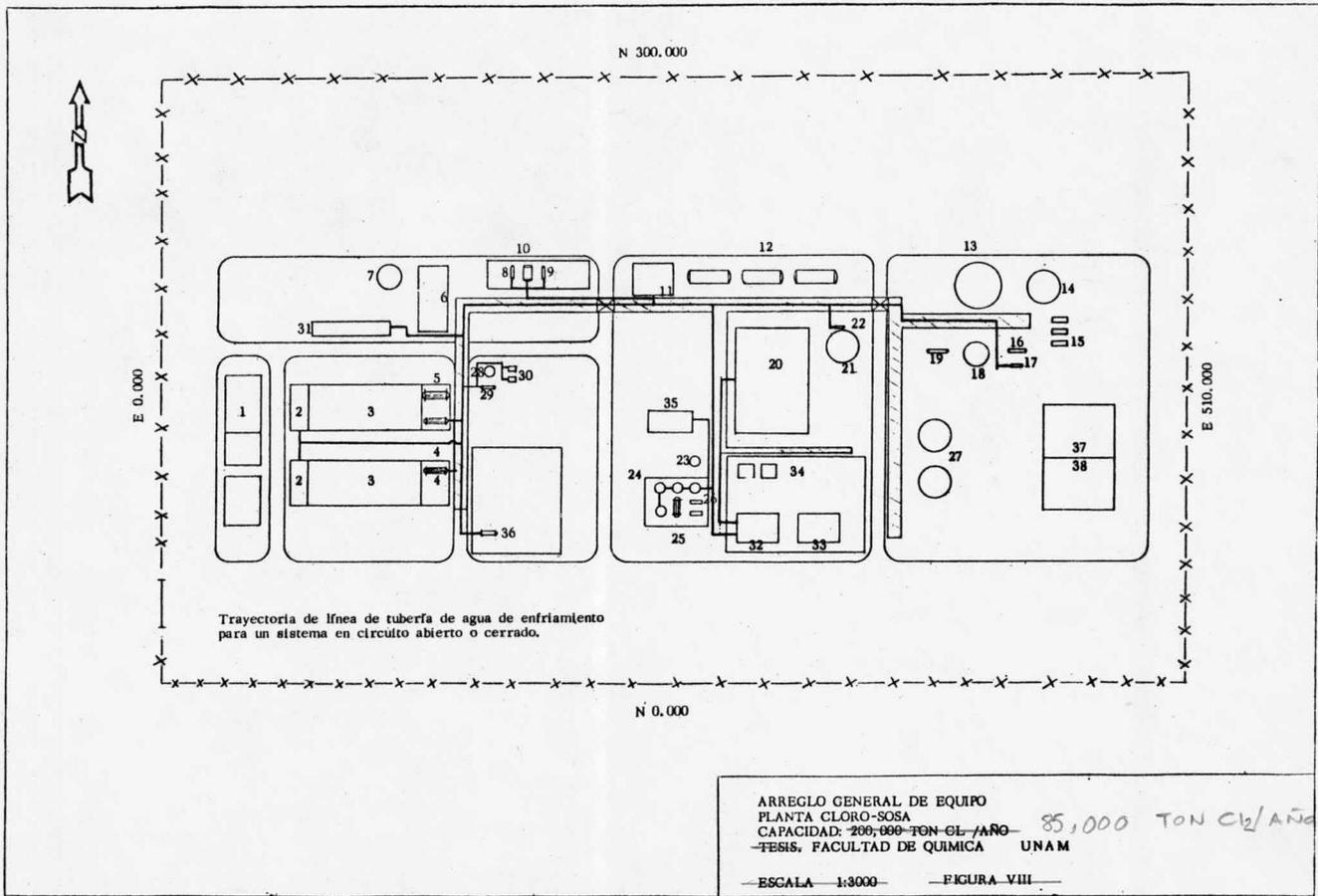
## 2) Distribución.

Para la distribución dentro de la planta se usará como material de tubería FRP (fibra de vidrio reforzada con plástico) debido a su resistencia a la corrosión en el manejo de agua salada.

En la Fig. VIII se muestra la red de distribución de acuerdo a las camas de tubería de la planta. Con base en ésta y siguiendo los criterios de velocidad recomendada, en la Fig. IX se indica el arreglo en diámetros para la distribución. Los datos de longitudes de los tramos de tubería, gastos manejados, diámetros y caídas de presión se encuentran en la tabla XVI. La caída de presión para tubería de FRP se obtiene de la Fig. X.\*

De acuerdo a los datos obtenidos se tienen los siguientes arreglos para las bombas de distribución, calculados con datos de la tabla XVI.

\* 4



— FIG. IX. — DIAGRAMA DE DISTRIBUCION DE AGUA DE ENFRIAMIENTO PARA UN SISTEMA DE UN SOLO PASO Y CIRCUITO CERRADO.

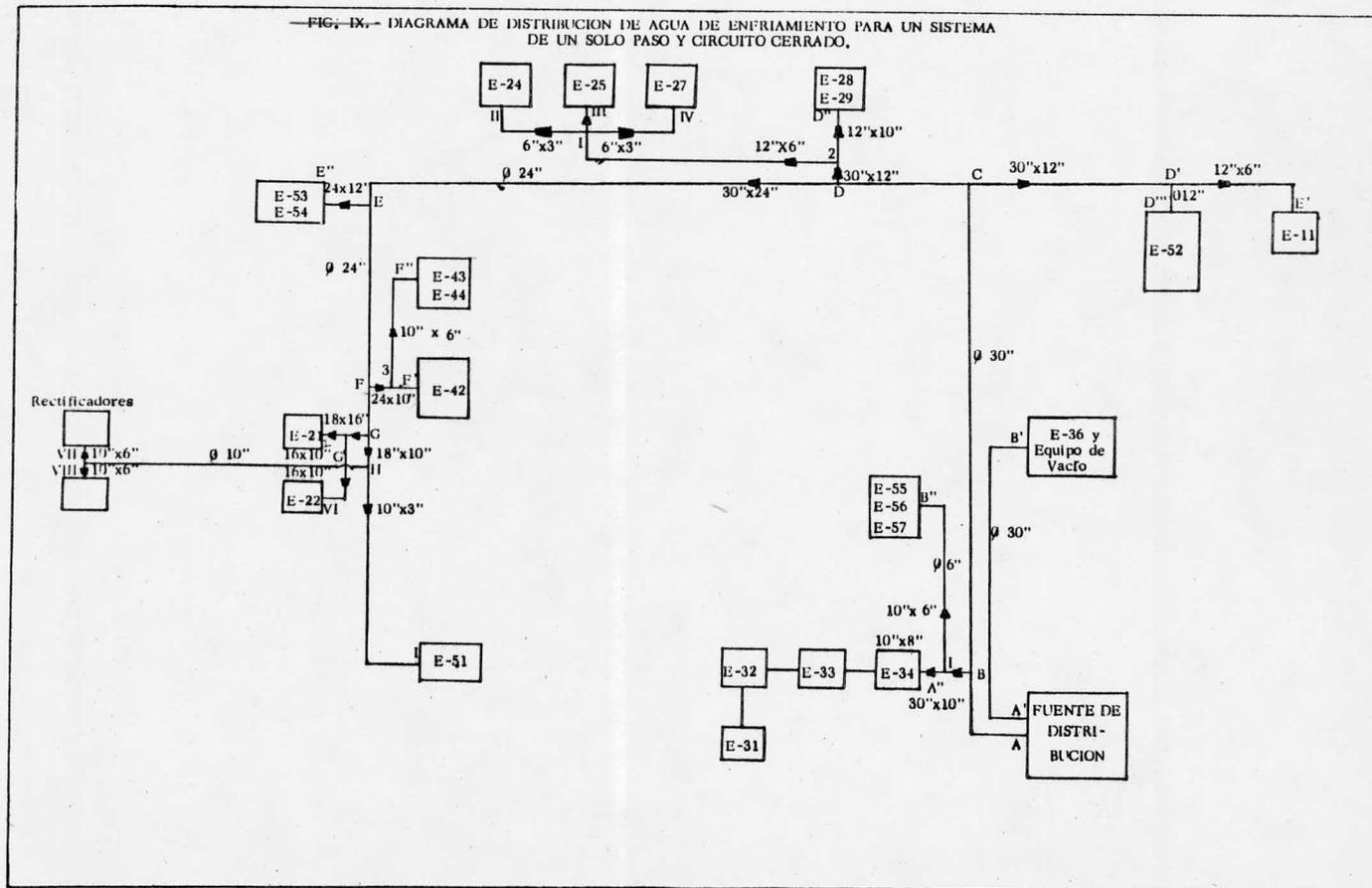


FIG. X. - CAIDA DE PRESION EN TUBERIA DE FRP.

Pérdidas de Cabeza - Ft. de Agua Por 100 Ft. de Tubería. ( $\Delta P$  Por 100).

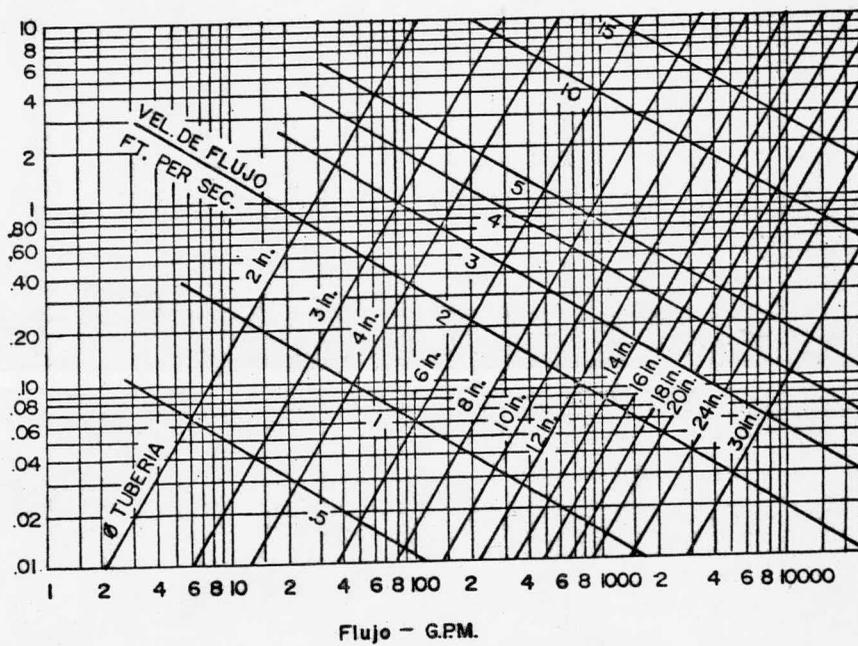


TABLA XVI

Material: FRP

V = 10fps (VELOCIDAD RECOMENDADA)

Tramo	Longitud (m') del tramo	Longitud Eq. total (m )	Flujo GPM	Diámetro calculado	Diámetro comercial	$\Delta P/100$ ft H <sub>2</sub> O/100 ft	$\Delta P$ -total ft
A-B	43.5	146	21,835.58	28.42"	30"	0.38	1.82
B-C	90.0	156	19,784.43	27.11'	30	0.30	1.54
C-D	30.0	52	12,184.81	24.52	30	0.23	0.39
D-E	106.5	151	12,854.51	21.85'	24	0.40	1.98
E-F	22.5	54	10,013.40	19.29	24	0.35	0.62
F-G	18.0	39	7,526.88	16.72'	18	0.8	1.02
G-H	12.0	20	1,925.48	8.46	10	1.2	0.80
H-I	12.0	67	103.23	2.29	3	1.6	3.50
C-D'	63.0	82	3,604.10	11.57	12	1.7	4.59
D'-E'	126.0	162	565.53	4.59	6	1.2	6.36
A'-B'	88.5	154	22,562.68	28.96	30.	0.41	2.07
B-1	3.0	18	2,051.15	8.73	10	1.2	0.71
1-A''	21.0	30	1,602.36	7.70	8	2.5	0.45
1-B''	45.0	55	453.32	4.11	6	2.2	3.98
D-2	3.0	10	3,339.30	11.14	12	1.3	0.44
2-D''	4.5	7	2,630.14	9.89	10	2.0	0.44
2-I	61.5	81.0	709.15	5.13	6	2.1	5.59
I-II	12.0	17.0	237.88	2.27	3	0.9	0.50
I-III	6.0	7.0	237.88	2.27	3	0.9	0.21
I-IV	12.0	17.0	237.88	2.27	3	0.9	0.50
E-E''	63.0	73.0	2,832.12	10.26	12	1.0	2.38
F-3	1.5	16.0	2,486.52	9.61	10	1.9	0.97
3-F'	4.5	5.0	2,024.22	8.64	10	1.3	0.22
3-F''	22.5	42.0	462.29	4.15	6	2.7	3.73
G-G'	10.5	18.0	5,601.40	14.43	16	0.9	0.52
G'-I	3.0	10.0	2,800.7	10.20	10	2.1	0.69
G'-VI	30.0	41.0	2,800.7	10.20	10	2.1	2.84
H-H'	80.0	114.0	1,882.25	8.23	10	1.3	4.86
H'-VII	7.5	12.0	911.12	5.76	6	3.4	1.33
H'-VIII	7.5	12.0	911.12	5.76	6	3.4	1.33
D'-D'''	7.5	10.3	3,034.09	10.62	12	1.2	0.40

- a) Dos bombas para alimentación al E-36 de las siguientes características:

$$Q = 11,300 \text{ gpm} \quad H = 73 \text{ ft.}$$

Potencia = 350 HP

Material = acero inoxidable 316

*Handwritten notes: 4802.5, 148.75, 31.025*

- b) Una bomba para distribuir agua al resto de la planta.

$$Q = 21,900 \text{ gpm}$$

Potencia = 350 HP

Material = acero inoxidable 316

*Handwritten notes: 9307.5, 148.75*

para a y b se tendrá una bomba de repuesto

- c) Una bomba en operación y una de repuesto que se usarán para aumentar la presión en la alimentación a los enfriadores de sosa. Estas bombas serán como sigue:

$$Q = 1,605 \text{ gpm}$$

Potencia = 100 HP

Material = acero inoxidable 316

*Handwritten notes: 682.125, 42.5*

En el cálculo de las cabezas para b y c se consideró un exceso de 35%\* para el retorno de agua.

Otro concepto que debe tomarse en cuenta es el cárcamo de distribución. La función de este cárcamo es la de recibir el agua suministra

\* 11

da a la planta para que de aquí sea distribuída a los diversos equipos que la requieran. Así mismo es en este punto donde se le dará el tratamiento necesario para evitar problemas en el equipo.

Como base para el diseño del cárcamo se considera un tiempo de residencia de 1.5 minutos. Debido a que el gasto manejado es bastante considerable no se toma un tiempo de residencia mayor, ya que las dimensiones serían demasiados grandes.

De acuerdo a lo anterior la capacidad debe ser de  $250 \text{ m}^3$  <sup>106.25</sup> aproximadamente. En la figura XI se muestra el diseño del cárcamo de recepción. Las bombas que distribuirán el agua serán de tipo vertical y se localizan en la parte de mayor profundidad del cárcamo.

### 3) Retorno y Enfriamiento del Efluente.

Para cumplir con el reglamento de la SSA se tiene que enfriar el agua hasta  $35^\circ \text{ C}$  para poder retornarla a la fuente. Para llevar a cabo ésto se presentan dos opciones:

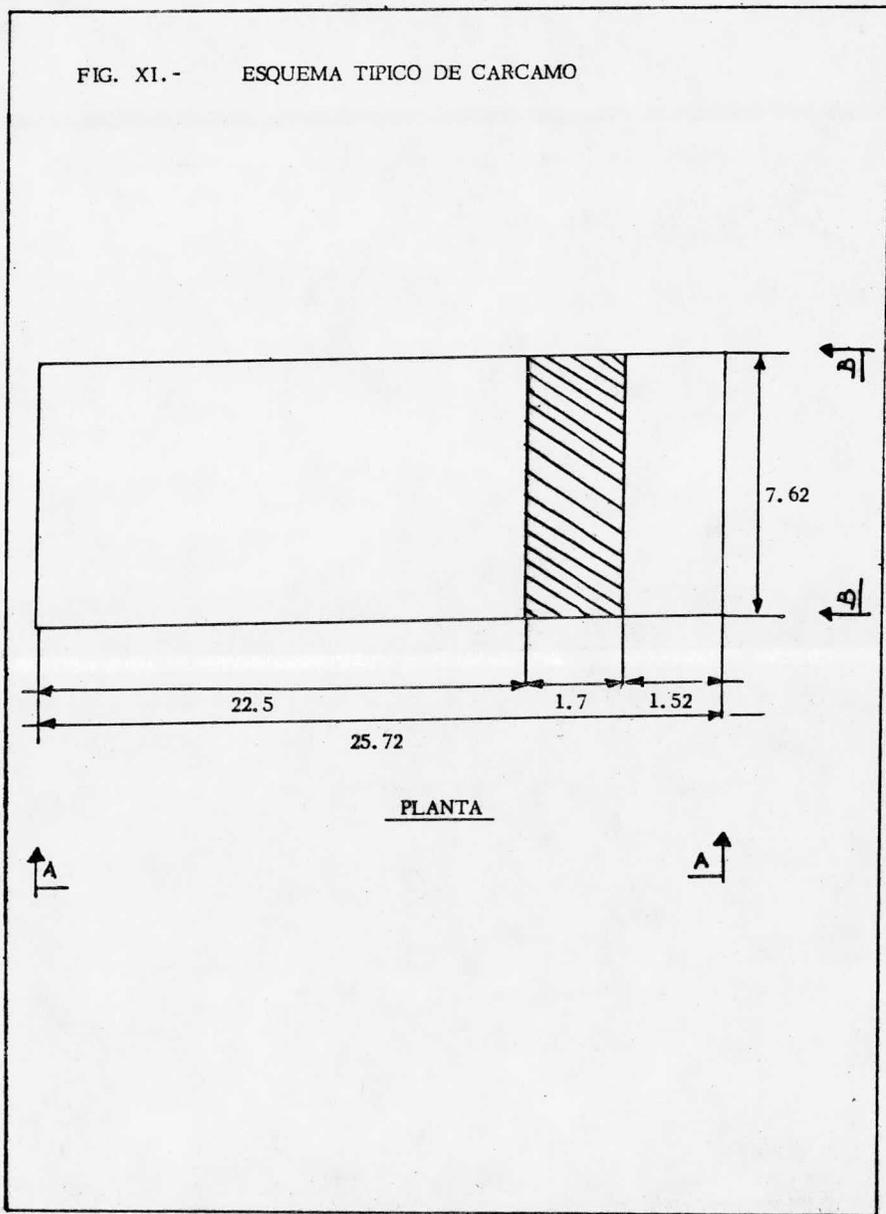
- a) Charca de esparado.
- b) Enfriamiento por mezcla.

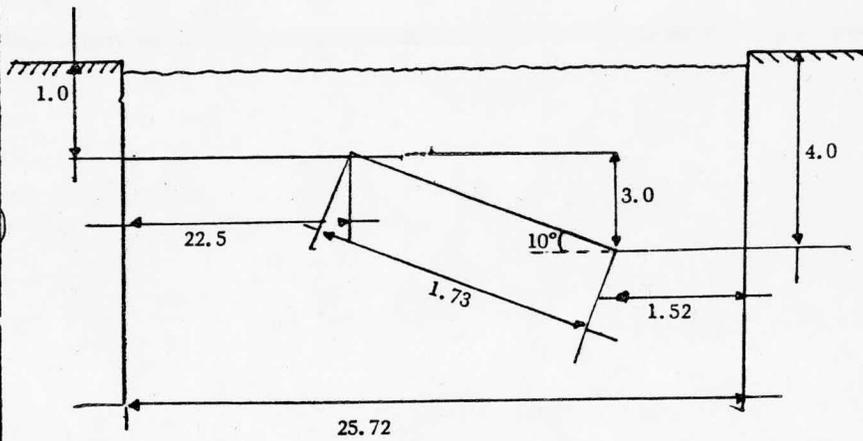
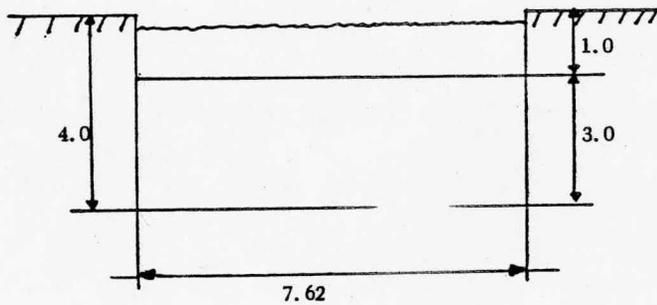
las cuales se evaluarán a continuación:

- a) Charca de esparado.

La charca de esparado consta de una serie de boquillas que esprean

FIG. XI. - ESQUEMA TÍPICO DE CARCAMO



ELEVACION A-A.ELEVACION B-B.

NOTA 1: Fondo y paredes de concreto impermeabilizado.

NOTA 2: Todas las dimensiones en metros.

el agua para ponerla en contacto con el aire de los alrededores. Por medio de esto se disminuye la temperatura del agua al llevarse a cabo un enfriamiento por evaporación.

Si el diseño de la alberca es adecuado se deben tener gotas finas de agua pero no debe producir neblina que ocasione unas pérdidas por arrastre excesivas.

Para dimensionar la charca se puede partir de los datos dados en la tabla 12-3 del "Chemical Engineers Handbook" y su localización en el terreno depende de la dirección del viento, y que el eje longitudinal de la charca debe estar perpendicular a la dirección reinante del viento.

Al dimensionar la alberca se debe considerar que es necesario contar con una distancia adecuada de las espreas exteriores a las orillas de la charca con el fin de evitar arrastres fuera del depósito. Se recomienda dejar de 25-35 ft pero si no es posible contar con este espacio, la alberca debe tener una barda con persianas con una altura igual a la máxima altura de espreado, para minimizar pérdidas por arrastre.

La capacidad de enfriamiento de la charca se puede calcular con una razonable seguridad a partir de la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire después de pasar a través del volumen de espreado. Para estos cálculos el volumen se toma a partir de una altura igual a la elevación de las espreas sobre la superficie de la charca más un ft. por cada lb. de presión de las espreas y una área extendida 10 ft. más allá de las boquillas exteriores. El

área del aire involucrada es el área proyectada por un plano vertical a través del volumen de espreado y lateral a la dirección del aire. La distancia horizontal en que se mueve el aire a través del volumen de espreado se considera como longitud recorrida por el aire.

La evaluación de la charca se dividirá en dos partes:

- a. 1) Dimensionamiento de la charca.
- a. 2) Dimensionamiento de bombas y tubería del cárcamo de agua caliente a la charca y de ésta a la laguna.

a.1) A partir de la tabla 12.3\* del manual de Perry se puede fijar:

Capacidad por esprea = 50 gpm 21.25

Presión de la esprea = 5 lb/in<sup>2</sup> 2.125

Altura de la esprea = 7 ft.

Distancia lateral entre  
tubos de espreado = 25 ft.

No. de espreas por cada  
12 ft. de longitud de tubo = 6

Las espreas requeridas son:

$$\text{No. de espreas} = \frac{44,398}{50} = 888 \text{ espreas}$$

*18869.15*

*21.25*

*377.4*

Si se supone una longitud de cada hilera de espreado de 300 ft. y se tienen 6 espreas por cada 12 ft. de longitud, el número de espreas por hilera será:

\* 12

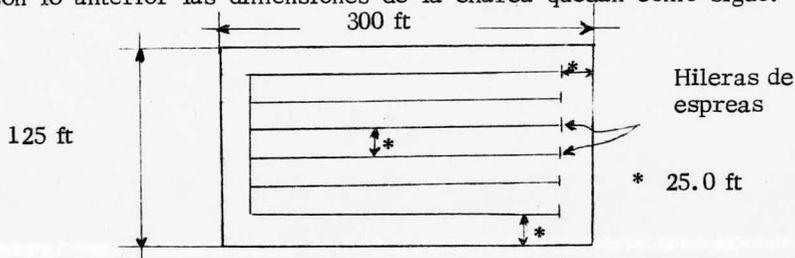
$$\text{No. de espreas / hilera} = 300 \text{ ft} \times \frac{6 \text{ espreas}}{12 \text{ ft.}}$$

$$\text{No. de espreas/hilera} = 150 \text{ espreas}$$

y el número de hileras es:

$$\text{No. de hileras} = \frac{888 \text{ espreas}}{150 \text{ espreas/hilera}} = 5.92 = 6 \text{ hileras}$$

Con lo anterior las dimensiones de la charca quedan como sigue:



Una vez dimensionada se debe checar si efectúa el enfriamiento base do en las siguientes condiciones.

Presión de las espreas	=	5 lb/in <sup>2</sup>
Area efectiva	=	300 x 125
Altura efectiva	=	7 ft + 1 ft por cada lb/in <sup>2</sup> de presión
	=	7 + 5 = 12 ft.
Velocidad del viento	=	440 ft./min. (8 km/hr.)
Temperatura de bulbo húmedo	=	80.6° F (27° C)
Temperatura de entrada del agua	=	102.2° F (39° C)

$$\begin{aligned} \text{Area efectiva de aire} &= (300 \text{ ft}) (12 \text{ ft}) = 3,600 \text{ ft}^2 \\ \text{Flujo de aire} &= (440 \text{ ft/min}) (3,600 \text{ ft}^2) \\ &= 1,584,000 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

$$L = 44,398 \text{ gal./min.} \times \text{ft}^3 / 7.48 \text{ gal.} \times 62.3 \text{ lb/ft}^3$$

*18,869.15.*  
*3179.*

$$L = 369,836 \text{ lb. agua/min}$$

*157180.3.*

$$G = 1,584,000 \text{ ft}^3/\text{min.} \times \frac{29 \text{ lb/mol}}{359 \text{ ft}^3/\text{mol}} \times \frac{32 + 460}{82.4 + 460}$$

*673200*

$$G = 116,065.8 \text{ lb aire/min}$$

*49327.965.*

$$L/G = 3.18$$

La entalpia del agua a la temperatura de bulbo húmedo es:

$$h. = 46.5 \text{ BTU/lb aire seco}^{**}$$

*122.26*

se supone la temperatura de salida del agua

$$* \quad t_s = 95^\circ \text{F} \quad (35.0^\circ \text{C})$$

$$L/G = \frac{(h_2) \text{ aire salida} - (h_1) \text{ aire entrada}}{t. \text{ entrada del agua} - t. \text{ salida del agua}}$$

tomando como base 1 lb. de aire

$$L/G \quad \frac{h_2 - h_1}{t_e - t_s} = 3.18$$

$$t_e = 102.2^\circ \text{F}$$

$$t_s = 95.0^\circ \text{F}$$

$$3.18 = \frac{h_2 - 46.5}{7.2}$$

\*\* 12

$$h_2 = 69.4 \text{ BTU/lb. aire seco}$$

a esta entalpia la temperatura de bulbo húmedo correspondiente es:

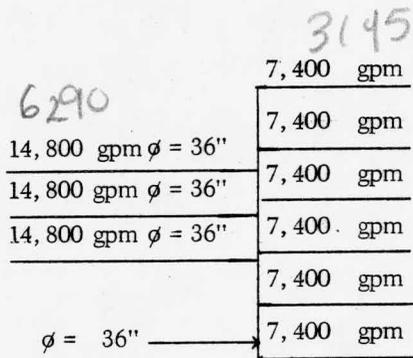
$$T_{bh} = 98.5^\circ\text{F} = 36.94^\circ\text{C}$$

De la tabla 12-4\* la aproximación posible a la temperatura de bulbo húmedo es  $- 3^\circ\text{F} = 1.66^\circ\text{C}$ , checando:

$$98.5^\circ\text{F} - 3 = 95.5^\circ\text{F} = 35.28^\circ\text{C}$$

Por lo tanto la charca tiene capacidad para el enfriamiento requerido.

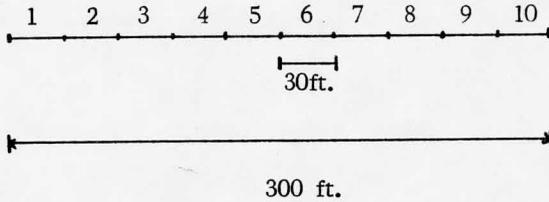
a.2) Para la alimentación a la charca se usará el mismo arreglo que para el suministro de agua a la planta dado que es el más económico, esto es, 3 tubos de asbesto cemento de 36"  $\phi$ . El arreglo de distribución es el siguiente:



Para el cálculo hidráulico se dividirá la hilera en 10 tramos de 30 ft. c/u con 15 espreas cada tramo. El diámetro de cada tramo se determina con base al

\* 12

rango de velocidades recomendadas y la caída de presión a través de la charca será la suma de las  $\Delta P$  en cada tramo.



Si el gasto por hilera es de 7,400 gpm, el espreado por tramo es:

$$\text{Espreado por tramo} = \frac{7,400 \text{ gpm}}{10 \text{ tramos}} = 740 \text{ gpm/tramo}$$

En la siguiente tabla está resumido el cálculo hidráulico para la charca.

Tramo	Gasto (gpm)	$\phi$	v ft/seg.	$\Delta P$ 100 (lb/ in <sup>2</sup> )	$\Delta P$ Tot. (lb./in <sup>2</sup> )
1	7,400	3145 24"	5.9	0.1668	1.08
2	6,660	2830 20"	7.6	0.337	1.77
3	5,920	2516 20"	6.93	0.28	1.47
4	5,180	2205 20"	6.0	0.215	1.14
5	4,440	1887 18"	6.35	0.27	1.31
6	3,700	1572 16"	6.7	0.35	1.5
7	2,960	1258 14"	7.1	0.45	1.76
8	2,220	943 12"	6.31	0.28	0.952
9	1,480	629 10"	6.1	0.46	1.334
10	740	8"	4.78	0.388	0.873

317.9

La presión de las espreas es de 5.0 lb/in<sup>2</sup>.

La cabeza requerida para la bomba que alimenta a la charca debe ser:

$$H = \Delta P_1 + \Delta P_2 ; \quad \Delta P_1 = \text{caída de presión del cárcamo de agua caliente a la charca.}$$

$$\Delta P_2 = \text{caída de presión en la charca} = \sum \Delta P \text{ tramo} + 5$$

De la tabla XV la  $\Delta P_{100}$  para tubería de 36" es de 0.124 lb/in<sup>2</sup> por lo que:

$$\Delta P_1 = \frac{0.124 \text{ lb/in}^2}{100} \times \text{LET}$$

$$\Delta P_1 = 1.85 \text{ lb/in}^2$$

La cabeza de la bomba es:

$$H = 1.85 + 22.85 = 24.7 \text{ ft.}$$

$$H = 25.0 \text{ lb/in}^2 = 57.8 \text{ ft}$$

$$H = 17.6 \text{ m}$$

Por lo tanto para alimentar a la charca se requieren 3 bombas en operación y una de repuesto de las siguientes características:

$$Q = 14,800 \text{ gpm}$$

$$H = 17.6 \text{ metros}$$

la potencia debe ser:

$$\text{BHP} = \frac{H \times \text{Gpm}}{3,960 \times \eta}$$

$$\text{BHP} = \frac{57.8 \times 14,800}{3,960 \times 0.65}$$

$$\text{BHP} = 332$$

Se usarán motores de 350 HP.

Para el retorno a la laguna la cabeza requerida de la bomba es la siguiente:

De la tabla XV la caída de presión para tubo de 36" es 0.124 lb/in<sup>2</sup> por lo que

$$H = \frac{0.124 \text{ lb/in}^2}{100 \text{ ft}} \times \text{LET}$$

$$H = 26 \text{ ft.} = 8 \text{ m}$$

El sistema de bombeo constará de:

3 bombas en operación y una de repuesto de las siguientes características:

$$Q = 14,800 \text{ gpm}$$

$$H = 8 \text{ m}$$

$$\text{Potencia} = 200 \text{ HP}$$

b) Enfriamiento por mezcla.

Este sistema consiste en mezclar directamente la corriente de agua caliente con agua fría proveniente de la laguna. Para asegurar una comple

ta transferencia de calor, el punto de mezcla se fijará a 30 metros del punto de descarga.

El sistema para manejar el agua del cárcamo de agua caliente al punto de mezcla será similar al de suministro, esto es 3 tubos de 36" de diámetro de asbesto cemento y por lo tanto el abastecimiento de agua fría y la descarga se hará también por medio de 3 tubos.

El estudio del sistema consta de:

- b. 1) Balance de materia y energía.
  - b. 2) Cálculo de los sistemas de bombeo.
- b. 1) Para obtener la cantidad de agua fría necesaria por tubo, se efectúa un balance por entalpías. Las ecuaciones que se presentan son:

$$W_1 + W_2 = W_3 \quad \text{-----} \quad 1$$

$$W_1 h_1 + W_2 h_2 = W_3 h_3 \quad \text{-----} \quad 2$$

donde

$W_1$  = gasto de agua caliente por tubo

$h_1$  = entalpia a 39°C = 69.99 BTU/lb.

$W_2$  = gasto de agua fría

$h_2$  = entalpia a 30°C = 54 BTU/lb.

$W_3$  = gasto total después de mezcla

$h_3$  = entalpia a 35°C = 62.98 BTU/lb.

desarrollando las ecuaciones 1 y 2

$$W_1 h_1 + W_2 h_2 = W_3 h_3$$

$$\text{Si } W_3 = W_1 + W_2$$

$$W_1 h_1 + W_2 h_2 = (W_1 + W_2) h_3$$

$$W_1 h_1 - W_1 h_3 = W_2 h_3 - W_2 h_2$$

$$W_2 = W_1 \frac{(h_1 - h_3)}{(h_3 - h_2)}$$

$$W_1 = 14,800 \text{ gal/min.} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{7.48 \text{ gal.}} \times \frac{60 \text{ min.}}{1 \text{ hr.}} \times 62.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

6290

$$W_1 = 7,396,042.8 \text{ lb/hr. por tubo, sustituyendo}$$

384337.85

$$W_2 = 7,396,042.8 \frac{(69.99 - 62.98)}{(62.98 - 54.0)}$$

$$W_2 = 5,773,525.6 \text{ lb/hr. } 2453748$$

$$W_2 = 11,553.3 \text{ gpm } 4910.025$$

Por lo tanto, el agua necesaria para el enfriamiento es:

$$Q = 11,553.3 \text{ gal/min. por tubo. } 4910.025$$

El suministro de agua fría al punto de mezclado se hará con 3 tubos.

De la tabla VI para un gasto de 11,553.3 gpm con un diámetro de - - 30" se tiene una velocidad de 5.24 ft/seg.

Del punto de mezcla a la laguna, el gasto total por tubo es de:

$$Q_3 = 14,800 + 11,553.3$$

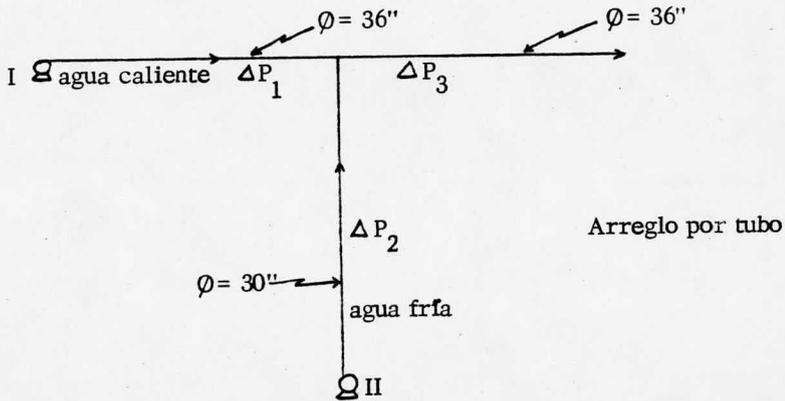
$$6290 + 4910.025 = 11200.025$$

$$Q_3 = 26,353.3 \text{ gpm}$$

11 200.1525

y la velocidad con un diámetro de 36" es de 8.31 ft/seg.

b.2) Sistemas de bombeo



Para el sistema de bombeo I, la cabeza requerida para cada bomba es:

$$H_I = \Delta P_1 + \Delta P_3$$

Para el sistema II es:

$$H_{II} = \Delta P_2 + \Delta P_3$$

La cabeza para el sistema I será

$$H_I = 28 \text{ ft.} + 6.25 \text{ ft.}$$

$$H_I = 34.25 \text{ ft.}$$

$$= 10.5 \text{ metros}$$

4.5

Por lo tanto para el sistema I se requieren:

4 bombas de:

H = 10.5 metros

Q = 14,800 gpm

Potencia = 250 HP

9.4625.

6290

106.25.

Para el sistema II es:

$$H_{II} = 4.8 + 6.25$$

$$H_{II} = 3.5 \text{ metros} = 11.05 \text{ ft.}$$

El sistema constará de:

4 bombas de

H = 3.5 metros

Q = 11,553.3 gpm

Potencia = 75 H P

1.5

4910

31.875

y 4 motores de

ALTERNATIVA II

Sistema en un sólo paso utilizando agua dulce proveniente de una presa.

## 1) Suministro.

El arreglo de tubos para el suministro será el mismo que el usado en la opción I, ésto es, 3 tubos de 36" de diámetro de asbesto-cemento. Para el cálculo de las bombas se toman los datos de la tabla XV. Para cada bomba se tendrá:

$$H = (\Delta P_{100} \times LET) - \Delta Z$$

$$\Delta P_{100} = 0.124 \frac{\text{lb/in}^2}{100\text{ft}} = 0.286 \text{ ft}/100 \text{ ft.}$$

$$LET = 18,860 \text{ ft.} \quad \Delta Z = 5 \text{ metros}$$

$$H = 37.8 \text{ ft.} = 12 \text{ metros}$$

Se tendrán 3 bombas en operación y una de repuesto de 12 metros de cabeza y 14,800 gpm de capacidad.

La potencia requerida es:

$$BHP = 218$$

Se requieren 4 motores de 250 HP

El material para las bombas de distribución en esta opción es - fierro dulce.

## 2) Distribución.

Al igual que en la opción I, esta parte consta de: Red de distribución, bombas y cárcamo de distribución.

El material de tubería en esta alternativa será acero al carbón y la red de distribución es la mostrada en las figuras VIII y IX. - En la tabla XVII se muestran la longitud de cada tramo así como la caída de presión.

De acuerdo a los datos obtenidos se tiene el siguiente arreglo de bombas.

- a) 2 bombas en operación y una de repuesto para alimentar al E-36 de las siguientes características.

$$Q = 11,300 \text{ gpm } 4802.5$$

$$H = 77 \text{ ft. } 32.725$$

potencia del motor = 350 H P

material; fierro dulce

- b) 2 bombas en operación y una de repuesto para la distribución al resto de la planta.

$$Q = 10,950.00 \text{ gpm } 4653.75$$

$$H = 65 \text{ ft. } 27.625$$

potencia del motor = 300 HP 127.05

material; fierro dulce

TABLA XVII

Material: Acero al Carbón

Tramo	Longitud (m) tramo	Longitud Eq. total (m)	Flujo ft <sup>3</sup> /seg.	Diámetro calculado	Diámetro comercial	$\Delta P/100$ lb/in <sup>2</sup>	$\Delta P$ -total lb/in <sup>2</sup>
A-B	43.5	146	48.65	28.42"	30"	0.39	1.87
B-C	90.0	156	44.08	27.11	30	0.32	1.64
C-D	30.0	52	36.06	24.52	30	0.21	0.36
D-E	106.5	151	28.62	21.85	24	0.48	2.38
E-F	22.5	54	22.31	19.29	24	0.30	0.53
F-G	18.0	39	16.77	16.72	18	0.75	0.95
G-H	12.0	20	4.29	8.46	10	0.75	0.53
H-I	12.0	67	0.23	2.29	3	1.12	2.46
C-D'	63.0	82	8.03	11.57	12	1.04	2.81
D'-E'	126.0	162	1.26	4.59	6	2.28	12.08
A'-B'	88.5	154	50.27	28.96	30	0.42	2.13
B-1	3.0	18	4.57	8.73	10	0.85	0.50
1-A''	21.0	30.0	3.55	7.70	8	1.64	0.29
1-B''	45.0	55	1.01	4.11	6	1.50	2.72
D-2	3.0	10	7.44	11.14	12	1.15	0.39
2-D''	4.5	7	5.86	9.89	10	1.38	0.30
2-I	61.5	81	1.58	5.13	6	1.36	3.62
I-II	12.0	17	0.53	2.27	3	5.40	3.02
I-III	6.0	7	0.53	2.27	3	5.40	1.24
I-IV	12.0	17	0.53	2.27	3	5.40	3.02
E-E''	63.0	73	6.31	10.26	12	0.66	1.57
F-3	1.5	16	5.54	9.61	10	1.23	0.63
3-F'	4.5	5	4.51	8.64	10	0.83	0.14
3-F''	22.5	42	1.03	4.15	6	1.56	2.15
G-G'	10.5	18	12.48	14.43	16	0.77	0.45
G'-I	3.0	10	6.24	10.20	10	1.55	0.52
G'-VI	30.0	41	6.24	10.20	10	1.55	2.54
H-H'	80.0	114	4.06	8.20	10	0.68	2.54
H'-VII	7.5	12	2.03	5.76	6	2.18	0.84
H'-VIII	7.5	12	2.03	5.76	6	2.18	0.84
D'-D'''	7.5	10.3	6.76	10.62	12	0.75	0.26

- c) Una bomba en operación y una de repuesto para aumentar la presión en la alimentación a los enfriadores de sosa

$$Q = 1,605 \text{ gpm } 682.125$$

$$H = 110 \text{ ft. } 46.75$$

$$\text{potencia del motor} = 100 \text{ HP } 42.5$$

material; fierro dulce

En el cálculo de b y c se consideró un exceso de 35% para el retorno de agua al cárcamo.

El cárcamo de distribución se calculará en forma similar al de la opción I.

- 3) Retorno y enfriamiento del efluente.

Este inciso es exactamente igual para las alternativas I y II, por lo tanto en este caso también se tomará en cuenta la opción del enfriamiento por mezclado.

ALTERNATIVA III

Sistema mixto, utilizando agua salada en un solo paso para parte del enfriamiento y agua dulce en circuito cerrado con torre de enfriamiento para el resto del sistema.

De los equipos que requieren agua de enfriamiento, se puede hacer una división para alimentar agua salada a unos y agua dulce a otros. Esta selección se debe hacer tomando como base los materiales de construcción de los equipos y el fluido de proceso que se está manejando, con el objeto de evitar contaminaciones en el mismo.

Tomando en cuenta lo anterior, los equipos que pueden usar agua salada como medio enfriante sin problemas de cambio de material de construcción son:

<u>Equipo</u>	<u>Cantidad de agua requerida (m<sup>3</sup>/hr)</u>
E-21 y E-22	553.5 x 2 = 1107.0
E-24, E-25 y E-27	140.0
E-28 y E-29	520.0
E-31, 32, 33 y 34	315.0
E-51	20.5
E-52	600.0
E-53 y E-54	560.0

$$\begin{aligned}\text{Total} &= 3262.5 \text{ m}^3/\text{hr} \\ &= 14,355.0 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Aplicando el 15% de exceso por contingencias, la cantidad total de agua salada a manejar será de 16,500.0 gpm.

Los equipos a los que se alimentará agua de torre son: E-11, E-36, E-42, E-43, E-44, E-55, 56 y 57, así como el equipo de vacío y los rectificadores, con lo cual el total de agua dulce a manejar será de 27,898 gpm.

El desarrollo de esta alternativa será similar a las anteriores, realizando cada parte tanto para agua dulce, como para agua salada.

1) Suministro.

- a) Agua salada. - De la tabla VI se puede ver que para la cantidad de agua a manejar es posible usar un tubo de 36" de diámetro de asbesto-cemento, con una velocidad de 5.3 ft/seg y una caída de presión de  $0.187 \text{ lb/in}^2/100 \text{ ft}$ .

Con lo anterior la cabeza de la bomba es de:

$$H = 26 \text{ ft} = 7.92 \text{ mt}$$

y se usará una bomba en operación y una de repuesto.

La potencia será de:

$$\text{BHP} = 167$$

se requieren motores de 200 HP

b) Agua de torre

En este caso el suministro será de la cantidad de agua necesaria para reponer las pérdidas que se tienen en la torre.

La cantidad de agua necesaria como reposición se puede expresar como:

$$R = E + A + P \text{ ----- (1)}$$

donde:

R = Agua de reposición

E = Pérdidas por evaporación

A = Pérdidas por arrastre

P = Purga de la torre

Las pérdidas por evaporación se consideran como el 1% del total de agua recirculada a la torre por cada 10° F de caída de temperatura a través de ésta, o sea:

$$E = 0.01 \left[ C \cdot \frac{\Delta T}{10} \right] \text{ ----- (2)}$$

donde:

C = Agua recirculada a la torre

Las pérdidas por arrastre se consideran como el 0.1% del total de agua recirculada a la torre, o sea:

$$A = 0.0001 C \text{ ----- (3)}$$

El agua recirculada a la torre será:

$$C = T + V \text{ ----- (4)}$$

donde:

T = agua que alimenta la torre a la red de distribución de agua de enfriamiento.

V = Vapor condensado en el E-36.

por lo tanto si sustituimos la ec. (4) en las ecuaciones (2) y (3), se tiene:

$$E = 0.01 \left[ \frac{\Delta T}{10} \right] (T + V) \text{ ----- (5)}$$

$$A = 0.001 (T + V) \text{ ----- (6)}$$

En este caso V es ganancia de agua, por lo que:

$$R = E + A + P - V \text{ ----- (7)}$$

Sustituyendo las ecs. (5) y (6) en la (7)

$$R = 0.001 (T + V) (\Delta T + 1) + P - V \text{ ----- (8)}$$

Para el balance de sólidos la sílice es el factor limitante en el agua de recirculación, por lo que:

$$R (\text{SiO}_2) = A (\text{SiO}_2) + P (\text{SiO}_2) \text{ ----- (9)}$$

La concentración recomendada de  $\text{SiO}_2$  en el agua de recirculación es de 150 ppm, y la concentración del agua de reposi-

ción, como se puede ver en las bases de diseño, es de 56 ppm, por lo que:

$$56R = 150 (A + P) \text{ ----- (10)}$$

Resolviendo las ecuaciones (6), (8) y (10), simultáneamente se tiene:

$$0.001 (T + V) (\Delta T + 1) + P - V = \frac{150}{56} (A + P) \text{ ----- (11)}$$

sustituyendo la ec. (6):

$$0.001 (T + V) (\Delta T + 1) + P - V = 0.00267 (T + V) + 2.67 P$$

$$1.67 P = 0.001 (T + V) (\Delta T + 1) - V - 0.00267 (T + V)$$

$$1.67 P = (T + V) (0.001 \Delta T + 0.001 - 0.00267) - V$$

$$P = (T + V) (0.0006 \Delta T - 0.001) - 0.6 V$$

$$P = 0.001 (T + V) (0.6 \Delta T - 1) - 0.6 V \text{ ----- (12)}$$

Dando valores a las literales, se tiene:

$$T = 6340.53 \text{ m}^3/\text{hr} = 27898 \text{ gpm}$$

$$V = 87.2 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\Delta T = 10^\circ\text{C} = 18^\circ\text{F}$$

sustituyendo en (12)

$$P = 0.001 (6340.53 + 87.2) ((0.6)(18) - 1) - 0.6 (87.2)$$

$$P = 10.67 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Calculando E y A se tiene:

$$E = 0.01 \frac{\Delta T}{10} (T + V)$$

$$E = 0.01 \frac{18}{10} (6340.53 + 87.2)$$

$$E = 115.70 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$A = 0.001 (T + V)$$

$$A = 0.001 (6340.53 + 87.2)$$

$$A = 6.43 \text{ m}^3/\text{hr}$$

la reposición será:

$$R = E + A + P - V$$

$$R = 115.70 + 6.43 + 10.67 - 87.2$$

$$R = 45.6 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$R = 200 \text{ gpm}$$

La cantidad de agua requerida para la reposición es de 200 gpm. El diámetro más apropiado para este gasto es de 4", con lo que se tiene una velocidad de 5 ft/seg y una caída de presión de:  $1.25 \text{ lb/in}^2/100 \text{ ft}$ . La cabeza de la bomba será:

$$H = (\Delta P_{100} \times \text{LET}) - \Delta Z$$

$$\Delta P_{100} = 1.25 \text{ lb/in}^2 = 2.88 \text{ ft}/100 \text{ ft}$$

$$\text{LET} = 19,400 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 5 \text{ metros}$$

$$H = 542 \text{ ft}$$

La potencia será de:

$$\text{BHP} = 42.1$$

El motor requerido será de 50 HP

Se usará una bomba en operación y una de repuesto.

2) Distribución.

- a) Agua salada. - El material de tubería para la distribución es FRP. En la fig. XII se muestra la red de distribución y en la tabla XVIII se tiene el resumen de longitudes de tramo, diámetros de tubo flujo manejado en cada tramo y caída de presión, de acuerdo a la red mostrada.

Con base en los datos de la tabla XVIII se tiene que la cabeza para la bomba de distribución es de:

$$H = 30 \text{ ft}$$

y se tendrá una bomba en operación y una de repuesto de las siguientes características:

$$Q = 16,500 \text{ gpm}$$

$$H = 30 \text{ ft}$$

Potencia del motor = 200 HP

material; acero inoxidable tipo 316L

- b) Agua de Torre. - El material de tubería será de acero al carbón. En la fig. XIII se muestra la red de distribución para agua dulce y en base a este arreglo en la tabla XIX se tiene el resumen de longitudes y diámetro de tubos, así como gastos y caídas de presión para cada uno de ellos.

FIG. XII DIAGRAMA DE DISTRIBUCIÓN DE AGUA DE LAGUNA PARA UN SISTEMA MIXTO.

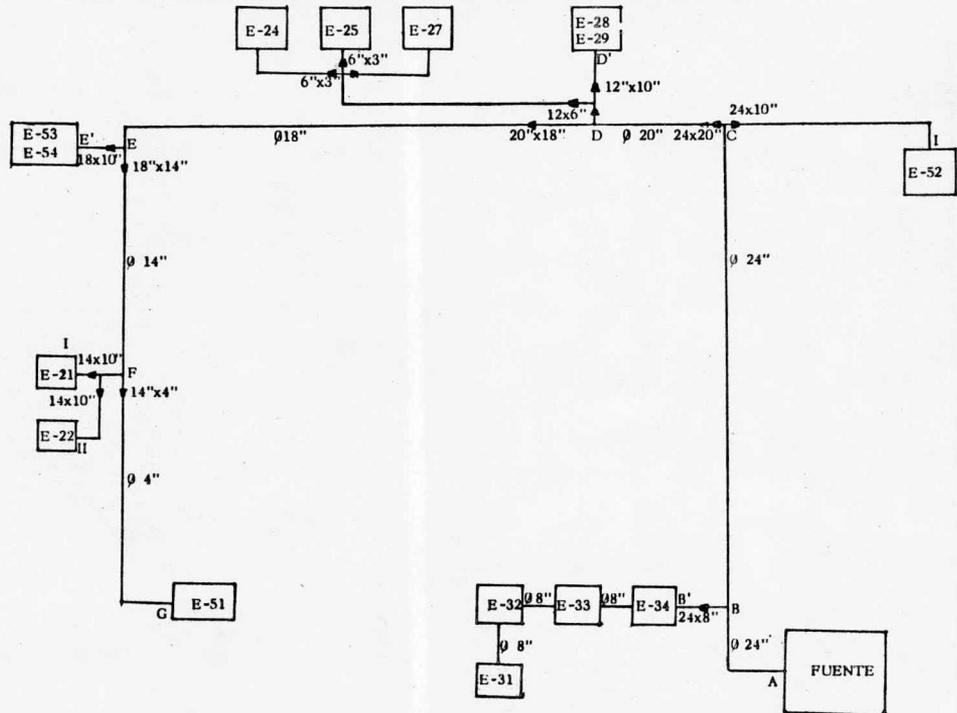


TABLA XVIII

Material: FRP

## AGUA DE LAGUNA

Tramo	Longitud (m) tramo	Longitud Eq. total (m)	Flujo GPM	Diámetro calculado	Diámetro comercial	$\Delta P/100$ ft H <sub>2</sub> O/100 ft	$\Delta p$ -total ft
A-B	24.0	80.55	16,675.00	24.96"	24.0"	0.80	2.11
B-C	108.0	187.20	15,065.00	23.64	24.0	0.77	4.73
C-D	51.0	88.40	11,998.0	21.12	20.0	0.97	2.81
D-E	99.0	140.37	8,624.66	17.88	18.0	1.0	4.61
E-F	30.0	72.00	5,762.44	14.64	14.0	1.65	3.9
F-G	72.0	156.0	104.4	2.04	4.0	0.8	4.09
C-I	72.0	105.00	3,066.67	10.68	10.0	2.9	9.99
B-B'	10.5	27.60	1,610.0	7.80	8.0	2.8	2.50
B'-1	3.0	18.00	1,610.0	7.80	8.0	2.8	2.65
1-2	3.0	18.00	1,610.0	7.80	8.0	2.8	1.65
2-3	6.0	25.40	1,610.0	7.80	8.0	2.8	1.65
D-r	3.0	4.25	3,373.34	11.16	12.0	1.5	0.21
r-D'	9.0	13.00	2,654.78	9.96	10.0	2.0	0.85
r-1	51.0	67.72	715.56	5.04	6.0	2.1	4.67
E-E'	33.0	43.00	2,862.22	10.32	10.0	2.15	3.03
F-I	3.0	10.00	5,658.00	14.52	14.0	1.7	0.56
1-I	3.0	14.20	2,829.00	10.20	10.0	2.2	1.02
1-II	18.0	30.00	2,829.00	10.20	10.0	2.2	2.17

FIG. XIII. - DIAGRAMA DE DISTRIBUCION DE AGUA DE ENFRIAMIENTO DE TORRE PARA UN SISTEMA MIXTO

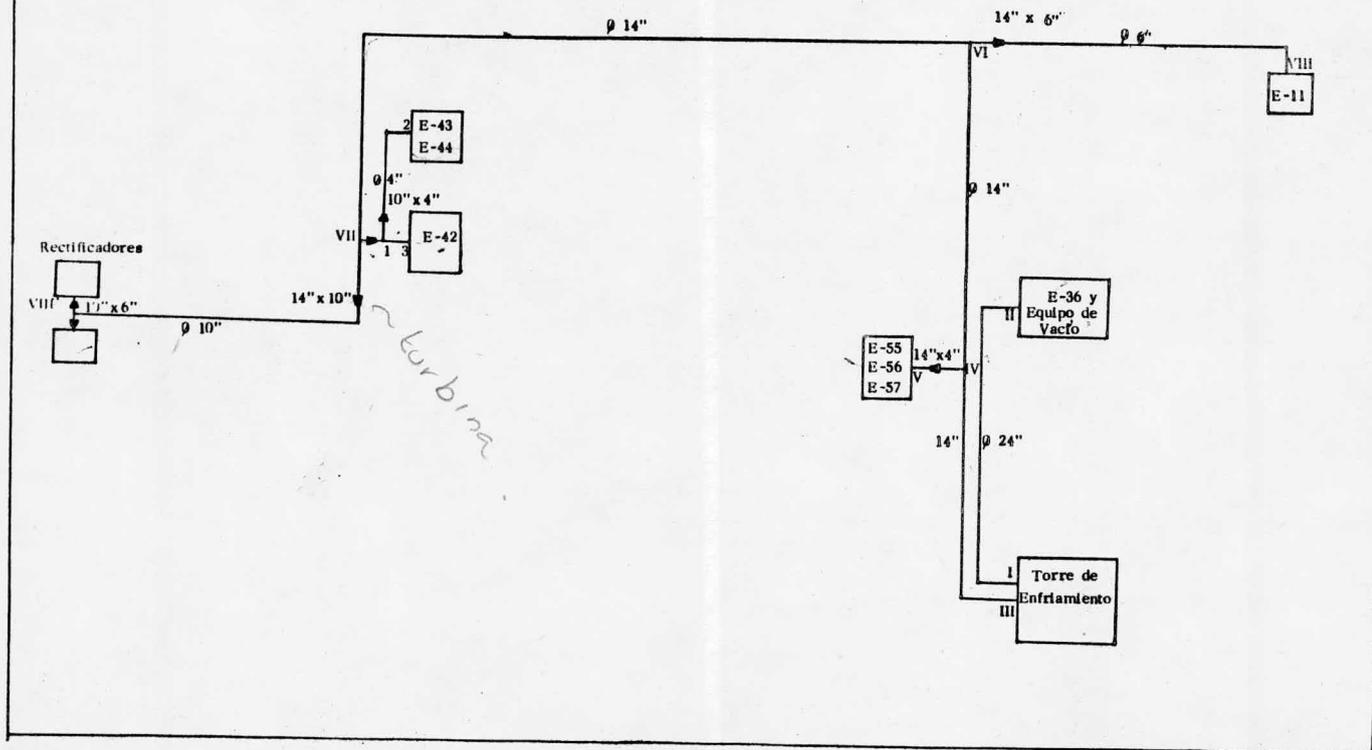


TABLA XIX

Material: Acero al Carbón

## AGUA DE TORRE

Tramo	Longitud (m)	Longitud Eq. total	Flujo ft <sup>3</sup> /seg	Diámetro calculado	Diámetro comercial	$\Delta P/100$ lb/in <sup>2</sup>	$\Delta p$ -total lb/in <sup>2</sup>
I-II	99.0	154.27	50.31	25.20"	24.0"	0.42	2.13
III-IV	82.5	95.60	11.88	14.04	14.0	1.38	4.33
IV-VI	52.50	62.00	10.86	13.32	14.0	1.15	2.34
VI-VII	183.00	238.19	9.59	12.48	14.0	0.91	7.11
VII-VIII	114.0	162.86	4.06	8.04	10.0	0.66	3.526
VI-VIII	180.0	235.0	1.26	4.44	6.0	0.91	7.01
VII-1	3.0	10.0	5.54	9.48	10.0	1.23	0.40
1-3	3.0	12.42	4.51	8.64	8.0	2.62	1.07
VIII'-1	7.5	12.00	2.03	5.52	6.0	2.18	0.86
VIII'-2	7.5	12.00	2.03	5.52	6.0	2.18	0.86
IV-V	10.5	12.83	1.01	3.96	4.0	4.60	1.94
1-2	21.0	26.52	1.02	3.96	4.0	4.60	4.00

Con base en lo anterior, se tiene el siguiente arreglo de bombas

2 bombas para alimentar al E-36 como sigue:

$$Q = 11,300 \text{ gpm}$$

$$H = 77 \text{ ft}$$

$$\text{potencia del motor} = 350 \text{ HP}$$

material; fierro dulce

1 bomba para distribución al resto de los equipos, como sigue:

$$Q = 5298 \text{ gpm}$$

$$H = 53 \text{ ft}$$

$$\text{potencia del motor} = 150 \text{ HP}$$

material; fierro dulce

El cárcamo de distribución para el agua salada y el cárcamo de recepción para el agua de reposición se calcularán en forma similar a lo hecho en la opción I. El cárcamo de recepción se calcula para un tiempo de almacén de un día.

Para el tramo de tubería del cárcamo de recepción a la torre se considera el mismo diámetro que el de suministro a la planta, es decir 4" y con ésto se tiene que la bomba requerida será:

$$H = 23 \text{ ft}$$

$$Q = 200 \text{ gpm}$$

potencia del motor = 5 HP

- 3) Retorno y enfriamiento del efluente y equipo de enfriamiento.

El enfriamiento del efluente se hará por medio del mezclador. La temperatura de salida de los equipos es de 36°C.

Efectuando el mismo cálculo que en la opción I se encuentra que la cantidad de agua necesaria para el enfriamiento es de 3880 gpm. Este gasto se maneja con un tubo de 18" de diámetro de asbesto-cemento con una velocidad de 5.5 ft/seg y una caída de presión de 0.195 lb/in<sup>2</sup>/100 ft.

Del punto de mezcla a la laguna el gasto total es:

$$16500 + 3880 = 20,380 \text{ gpm}$$

el cual se puede manejar en un tubo de 36" de diámetro de asbesto-cemento con una velocidad de 6.3 ft/seg y una caída de presión de 0.221 lb/in<sup>2</sup>/100 ft.

Con los datos anteriores, y procediendo en forma similar a la opción I, se tiene que los sistemas de bombeo quedan como sigue:

- I De la planta al punto de mezcla

$$Q = 16,500 \text{ gpm}$$

$$H = 35.5 \text{ ft} = 10.9 \text{ mt}$$

$$\text{Potencia del motor} = 250 \text{ HP}$$

material; acero inoxidable tipo 316L

II De la laguna al punto de mezcla

$$Q = 3,880 \text{ gpm}$$

$$H = 8.5 \text{ ft} = 2.6 \text{ mt}$$

$$\text{Potencia del motor} = 20 \text{ HP}$$

material; acero inoxidable tipo 316L

Para la torre de enfriamiento se solicitará a proveedores una cotización aproximada, basada en los siguientes datos.

$$Q = 27,900 \text{ gpm}$$

$$T = 10^{\circ}\text{C} = 18^{\circ}\text{F}$$

material de construcción: concreto

material del relleno: polipropileno

ALTERNATIVA IV

Agua dulce en circuito cerrado con torre de enfriamiento.

En esta alternativa se deben tomar en cuenta las siguientes bases:

- a) La distribución en la planta es la misma que para un solo paso con agua de presa.
- b) Se debe considerar una línea de agua dulce de la presa a la -- planta, para reposición de las pérdidas en la torre.
- c) La torre debe tener capacidad para el enfriamiento de todo el flujo de agua (44,398 gpm) en un rango de 39 a 30°C.

1) Suministro.

Para el suministro del agua de reposición se efectúa el mismo desarrollo que en la alternativa III para obtener la cantidad de agua.

El agua requerida de reposición es = 368 gpm.

Este flujo se puede manejar con una línea de 6" de diámetro y la bomba necesaria será:

H = 308 ft 130.9

Q = 368 gpm 156.4

potencia del motor = 50 HP 21.25

material; fierro dulce

Se usará una en operación y una de repuesto.

El cárcamo de recepción deberá tener una capacidad de almacén de 1 día. El cálculo es similar al hecho en la opción I.

La bomba del cárcamo a la torre será como sigue:

$$H = 21 \text{ ft } 8.925$$

$$Q = 368 \text{ gpm}$$

$$\text{Potencia del motor} = 5 \text{ HP}$$

material; fierro dulce

Se usará una bomba en operación y una de repuesto.

2) Distribución.

La distribución es exactamente igual a la de la alternativa II.

3) Equipo de enfriamiento.

La cotización de la torre de enfriamiento la deben ofrecer bajo las siguientes bases:

$$Q = 44,398 \text{ gpm } 18869.15.$$

$$\Delta T = 9^{\circ}\text{C} = 16.2^{\circ}\text{F}$$

material de construcción. - concreto

material del relleno. - polipropileno

ALTERNATIVA V

Agua dulce en circuito cerrado utilizando módulos de enfriamiento por aspersión (Kool-Flow).

Al igual que en la alternativa anterior se debe considerar lo siguiente:

- a) Distribución en la planta igual a la opción IV.
- b) El sistema de módulos debe manejar la capacidad para todo el sistema (44,398 gpm) en un rango de 39 a 30°C.
- c) Una línea de agua dulce para reposición.
- 1) Suministro.

Para este equipo el total de agua de repuesto es de 474 gpm, este flujo se puede manejar con una línea de 6" de diámetro y la bomba necesaria es:

$$H = 508 \text{ ft}$$

$$Q = 474 \text{ gpm } 201.45$$

$$\text{potencia del motor} = 100 \text{ HP}$$

material; fierro dulce

Se usará una bomba en operación y una de repuesto.

El cárcamo de recepción se calcula tal como se hizo en la opción I, con una capacidad de 1 día de almacén.

Las bombas del cárcamo a los módulos serán como sigue:

$H = 15 \text{ ft}$

$Q = 474 \text{ gpm}$

potencia del motor = 10 HP

material; fierro dulce

Una bomba en operación y una de repuesto.

2) Distribución.

La distribución es exactamente igual a la alternativa IV.

3) Equipo de enfriamiento.

Módulos de enfriamiento. -

Los módulos se fabrican en 2 tamaños, de acuerdo a la potencia, 20 y 75 HP.

El método de cálculo del número de módulos requeridos se muestra a continuación.

Cuando se requieren más de 4 módulos de 20 HP se recomienda calcular el sistema con módulos de 75 HP, ya que se requiere de una alberca de menores dimensiones y se obtiene un sistema más barato.

Primero se hará el cálculo con módulos de 20 HP, en caso de que se requiera, se procederá a reconsiderar con módulos de 75 HP.

Los datos necesarios son:

$$t_1 = \text{Temperatura de entrada del agua} = 39^\circ\text{C} = 102.2^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{Temperatura de salida del agua} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$t = \text{Temperatura de bulbo húmedo} = 27^\circ\text{C} = 80.6^\circ\text{F}$$

$$Q = \text{Gasto de agua a manejar} = 44,398 \text{ gpm}$$

$$V = \text{Velocidad del viento} = 440 \text{ ft/min}$$

La carga térmica será:

$$CT = Q (t_1 - t_2) (60 \text{ min/hr}) (8.33 \text{ lb H}_2\text{O/gal H}_2\text{O})$$

$$CT = (44,398)(102.2 - 86) (60) (8.33) \text{ BTU/hr}$$

$$CT = 359,479,950.5 \text{ BTU/hr}$$

La disipación de calor es:

$$DC = W. \text{ NTU } (H - H_b) \text{ BTU/HP/h}$$

donde:

$$W = \text{Capacidad de bombeo (lb/HP/h)}$$

$$\text{NTU} = \text{Número de unidades de transferencia}$$

$$H = \text{Entalpia de aire saturado a la temperatura } t^*$$

$$= 54.58 \text{ BTU/lb aire seco}$$

$$t^* = 86 + 0.2 (102.2 - 86) = 89.24^\circ\text{F}$$

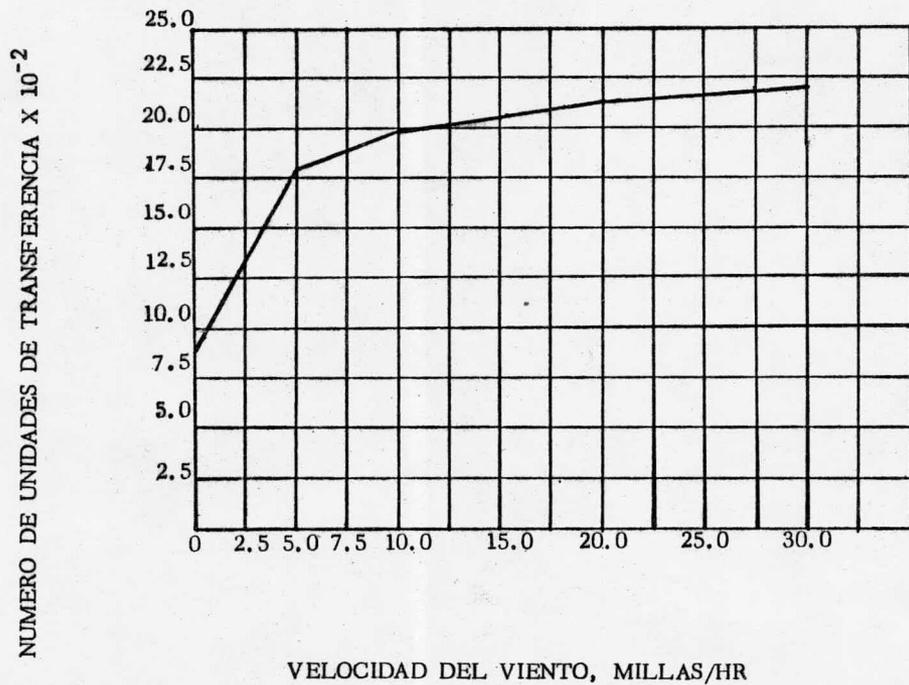
$$H_b = \text{Entalpia de aire saturado a la temperatura de bulbo hú-}$$

$$\text{medo} = 44 \text{ BTU/lb aire seco}$$

Para obtener NTU se utiliza la gráfica de la fig. XIV, de donde:

FIG. XIV. -

EFFECTO DE LA VELOCIDAD DEL VIENTO  
EN EL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA  
(KOOL-FLOW)



$$NTU = 0.1755$$

los valores de W son:

$$\text{para módulos de 20 HP } W = 64,900 \text{ lb/HP/h}$$

$$\text{para módulos de 75 HP } W = 79,900 \text{ lb/HP/h}$$

entonces, para módulos de 20 HP se tiene:

$$DC = (64,900) (0.1755) (54.58 - 44) \text{ BTU/HP/h}$$

$$DC = 120,505.67 \text{ BTU/HP/h}$$

La potencia requerida para el servicio es:

$$\text{HP requeridos} = \frac{CT}{DC} = \frac{359,479,950.5 \text{ BTU/h}}{120,505.67 \text{ BTU/HP/h}} = 2,983.1 \text{ HP}$$

por lo que el número de módulos requeridos es:

$$\frac{2,983.1 \text{ HP}}{20 \text{ HP/módulo}} = 149.155 = 150 \text{ módulos}$$

Como se requieren más de 4 módulos de 20 HP, se reconsiderará el cálculo para módulos de 75 HP.

Calculando DC se tiene:

$$DC = (79,900) (0.1755) (54.58 - 44) \text{ BTU/HP/h}$$

$$DC = 148,357.5 \text{ BTU/HP/h}$$

ahora:

$$\text{HP requeridos} = \frac{359,479,950.5 \text{ BTU/h}}{148,357.5 \text{ BTU/HP/h}}$$

HP requeridos = 2,4323.0 HP

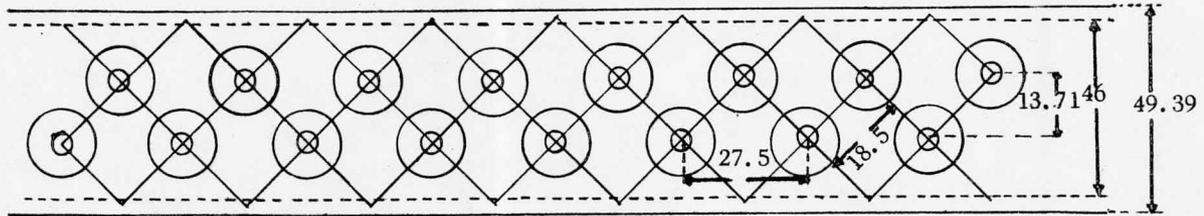
$$\frac{2423.0 \text{ HP}}{75 \text{ HP/módulo}} = 32.3 = 33 \text{ módulos}$$

Por lo tanto se requieren 33 módulos de 75 HP para el servicio.

El arreglo de los módulos se muestra en la fig. XV, y en la figura XVI se tiene un dibujo ilustrativo de un módulo de espreado.

FIG. XV.-

ARREGLO DE MODULOS DE ESPREADO



AREA REQUERIDA PARA 33 MODULOS (24,448 m<sup>2</sup>)

(VISTA DE PLANTA)

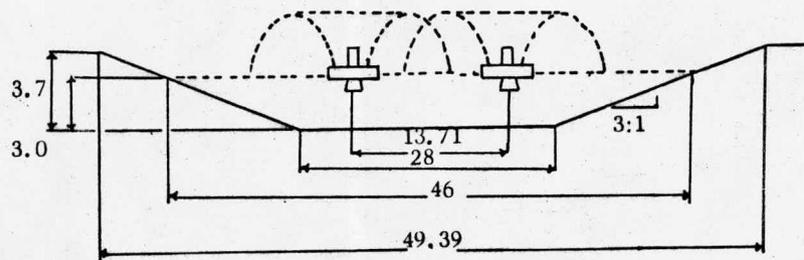
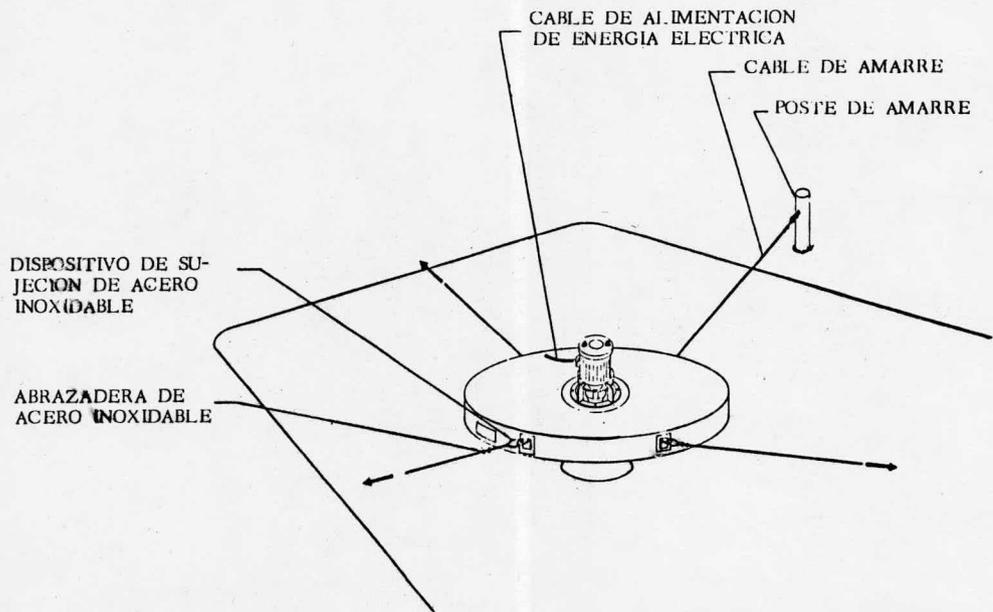


FIG. XV.- VISTA FRONTAL DE LOS MODULOS DE ESPREADO

NOTA: Todas las dimensiones en mts.

FIG. XVI.-

DIBUJO ILUSTRATIVO DE UN MODULO DE ESPREADO



ALTERNATIVA I

## 1) Suministro.

Los conceptos que se tomarán en cuenta son: tubería, bombas y motores, obra de toma en cuanto a inversión, así como los correspondientes costos de operación.

De acuerdo a los datos de la tabla XV se tiene:

$$\begin{aligned}\text{Costo tubería} &= (184,143 \text{ \$/30.48 m}) \cdot 2,000 \text{ m} \\ &= \$ 12,082,874.00\end{aligned}$$

Para fines de estimación se considerará el costo en accesorios, como el 20% del costo de tubería recta, con lo cual tenemos un costo total de

$$\begin{aligned}\text{Costo tubería} &= \$ 12,082,874 \times 1.2 \\ &= \$ 14,499,449.00\end{aligned}$$

Los costos totales de excavación, relleno e instalación serán respectivamente

$$\begin{aligned}\text{Costo excavación} &= (7,753.2 \text{ \$/30.48 m}) 2,000 \text{ m} \\ &= \$ 508,740.00\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo relleno} &= (14,348.0 \text{ \$/30.48 m}) 2,000 \text{ m} \\ &= \$ 941,470.00\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo instalación} &= (17,511.0 \text{ \$/30.48 m}) 2,000 \text{ m} \\ &= \$ 1,149,016.00\end{aligned}$$

La inversión total por concepto de tuberfa de suministro es:

Tuberfa	14,499,449.00
Excavación	508,740.00
Relleno	941,470.00
Instalación	1,149,016.00
	<hr/>
	17,098,675.00

$$\text{Inversión Tuberfa} = \$ 17,098,675.00$$

Se tienen 4 bombas para el suministro de agua a la planta que requieren motores de 150 HP. El costo de bombas es:

$$\begin{aligned}\text{Costo bombas} &= \$ 361,000.00 \times 4 \\ &= \$ 1,444,000.00\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo motores} &= \$ 77,000.00 \times 4 \\ &= \$ 308,000.00\end{aligned}$$

El costo de instalación normalmente se toma\* como un 30% del costo total de bombas y motores. Por lo que

$$\text{Costo instalación} = \$ 525,000.00$$

La inversión total por concepto de bombas motores e instalación

.145

para el suministro es:

$$\text{lb y m} = 1,444,000.00 + 308,000.00 + 525,000.00$$

$$\text{lb y m} = \$ 2,277,600.00$$

El otro concepto en el suministro es la obra de toma. Este incluye: cárcamo de bombeo, tuberfa necesaria y mallas requeridas para la filtración de sólidos. La inversión estimada es:

$$\text{Iot} = \$ 120,000.00$$

La inversión total para el suministro de agua a la planta es:

Tuberfa	17,098,675.00
Bombas y Motores	2,227,600.00
Obra de Toma	120,000.00
	<hr/>
	19,446,275.00

$$\text{Inversión Suministro} = \$ 19,446,275.00$$

Costos de Operación. -

Costos anuales de bombeo para el suministro. La potencia requerida, transformada a Kw-hr es

$$138 \text{ BHP} \cdot 0.7457 \text{ Kw-hr/hp-hr} = 102.9 \text{ Kw-hr}$$

Tomando como base un precio de 0.4116 \$/Kw-hr en un año se tiene

$$102.9 \text{ Kw-hr} \cdot 0.4116 \cdot 8400 \text{ hr/año} = 355,793.4 \text{ \$/A}$$

Lo anterior es el costo por tuberfa, dado que son 3 el total será:

Costo total de bombeo - 1,067,380.2 \$/A

Costos anuales de mantenimiento\*.-

En tuberfa se consideran como un 2% de la inversión total y en bombas y motores el 5% del costo de las unidades, ésto es:

mantenimiento en tuberfa:	289,989.0 \$/A
mantenimiento en bombas y motores:	85,130.0 \$/A
Costo total por mantenimiento:	375,119.0 \$/A

2) Distribución.

Los conceptos a evaluar como inversión son:

tuberfa, bombas y motores y cárcamo de distribución.

Con los datos de la tabla XVI el costo total por material de tuberfa de FRP y accesorios es de \$ 10,043,856.00. El costo de instalación es aproximadamente el 46% \* del costo total de la tuberfa ya instalada, ésto es

Costo de tuberfa y accesorios = \$ 10,043,856.00

El costo anterior es sólo para la tuberfa de llegada a los equipos, si se considerará que el costo de la tuberfa de retorno es igual al calculado, se tendrá

Costo total de tuberfa y accesorios = \$ 20,087,712.00

Costo de instalación =  $\frac{0.46}{0.54}$  (\$ 20,087,712.00)

la inversión total en tuberfa será:

Inversión tuberfa =  $(1 + 0.46/0.54)$  (\$ 20,087,712.00)

Inversión tuberfa = \$ 37,199,446.70

Para la inversión en bombas y motores se tiene:

3 bombas para alimentar al E-36	1,800,000.00
3 motores de 350 HP	390,000.00
2 bombas para distribución al resto de la planta	1,200,000.00
2 motores de 350 HP	260,000.00
2 bombas para alimentación a en- friadores de sosa	566,000.00
2 motores de 100 HP	120,000.00
Instalación	1,300,800.00

La inversión total en bombas y motores es:

Inversión Total = \$ 5,636,800.00

El costo de la obra para el cárcamo de distribución es el siguiente:

De acuerdo a la figura XI;

$$\begin{aligned}\text{Costo de excavación} &= (21 \text{ \$/m}^3) (250 \text{ m}^3) \\ &= \$ 5,250.00\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo transporte del producto} \\ \text{de la excavación} &= (0.7) (5,250) \\ &= \$ 3,675.00\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Costo concreto colocado} &= (2,600 \text{ \$/m}^3) (30 \text{ m}^3) \\ &= \$ 78,000.00\end{aligned}$$

los 30 m<sup>3</sup> considerados en el costo de concreto colocado, resultan de recubrir con 10 cm de espesor de concreto todas las paredes del cárcamo. El costo unitario de 2,600 \$/m<sup>3</sup> incluye acero, cimbra, concreto impermeabilizado y mano de obra.

Con lo anterior la inversión considerada para el cárcamo será:

$$I = \$ 90,000.00$$

La inversión total para la distribución de agua en la planta es:

tuberfa	\$ 37,199.446.70
bombas y motores	5,636,800.00
cárcamo	90,000.00
Inversión Total	\$ 42,926,246.70

Costos de Operación.-

Bombeo	1,870,739.00 \$/A
--------	-------------------

Mantenimiento:

a) Tuberfa	401,754.00 \$/A
b) Bombas y motores	216,800.00
Total	618,554.00 \$/A

3) Retorno y enfriamiento del efluente.

La evaluación de costos se hará para:

- I) Charca de Espreado
- II) Enfriamiento por mezcla
- D) Charca de espreado.

Primero se calculará la inversión por la charca, incluyendo:

- 1) Obra Civil
- 2) Espreas
- 3) Tuberfa de charca
- 4) Costo de instalación

a ésto se le agregará

- 5) Costo por tuberfa y accesorios del cárcamo a la charca y de la charca a la laguna.
- 6) Costo por bombas y motores y
- 7) Cárcamo de agua caliente

El cálculo de la obra civil para el depósito, incluyendo el cárcamo de bombeo a la laguna, es similar al realizado para el

cárcamo de distribución a la planta.

- |   |                  |
|---|------------------|
| 1) Obra civil   | \$ 1,500,000.00  |
| 2) Costo de espreas. - Material usado: acero inoxidable tipo 316, costo por esprea: \$ 420.00 |                  |
| Costo en espreas  | \$ 372,960.00    |
| 3) Costo de tuberfa de charca (asbesto - cemento y acero inoxidable para los brazos)          | \$ 487,597.00    |
| 4) Costo de Instalación   | \$ 645,418.00    |
| Inversión total en charca de esreado  |                  |
| I =   | \$ 3,005,975.00  |
| 5) Tuberfa y accesorios. -  |                  |
| Tubo de 36" de asbesto - cemento para cárcamo a charca y de charca a laguna.                  |                  |
| Costo de tuberfa y accesorios   | \$ 18,414,187.00 |
| Costo de excavación   | 646,100.00       |
| relleno   | 1,195,680.00     |
| instalación   | 1,459,250.00     |
| Inversión total en tuberfa  |                  |
| It =  | \$ 21,715,217.00 |

## 6) Bombas y motores. -

4 bombas de cárcamo a charca	\$ 2,400,000.00
4 motores de 350 HP	760,000.00
4 bombas de charca a laguna	1,716,000.00
4 motores de 200 HP	364,000.00
Costo de instalación	1,572,000.00

Inversión total en bombas y motores

I<sub>b y m</sub> = 6,812,000.00

## 7) Cárcamo de agua caliente \$ 90,000.00

La inversión total para el enfriamiento del efluente con charca de esparado es:

Cárcamo de agua caliente	90,000.00
Alberca de esparado	3,005,975.00
Tuberfa	21,715,217.00
Bombas y motores	6,812,000.00

I<sub>t</sub> = \$ 31,623,192.00

## Costos de operación. -

Costo de bombeo del cárcamo

a la charca 2,570,520.00 \$/A

Costo de bombeo de la	
charca a la laguna	1,156,289.5 \$/A
Mantenimiento	774,904.35 \$/A

II) Enfriamiento por mezclado.

- Tuberfa

Tuberfa y accesorios de 36" en  
asbesto-cemento \$ 17,392,320.00

Costo de excavación para 36"	610,488.00
relleno para 36"	1,129,776.00
instalación para 36"	1,378,819.00

Tuberfa y accesorios de 30" en  
asbesto-cemento 1,276,200.00

Costo de excavación para 30"	37,967.00
relleno para 30"	88,767.00
instalación para 30"	132,000.00

Inversión total en tuberfa

$$I_t = \$ 22,046,337.00$$

- Bombas y motores

4 bombas para el sistema I	1,768,000.00
4 motores de 250 HP	620,000.00
4 bombas para el sistema II	860,000.00
4 motores de 75 HP	302,000.00

Instalación	1,065,000.00
-------------	--------------

Inversión total en bombas y motores

I b y m = \$ 4,615,000.00

- Cárcamo de agua caliente 90,000.00

La inversión total para el enfriamiento del efluente por mezclado es:

Cárcamo de agua caliente	90,000.00
--------------------------	-----------

Tuberfa	22,046,337.00
---------	---------------

Bombas y motores	4,615,000.00
------------------	--------------

It = \$ 26,751,337.00

Costos de operación. -

Costo de bombeo para el sistema I	1,541,645.00 \$/A
-----------------------------------	-------------------

Costo de bombeo para el sistema II	401,140.00 \$/A
------------------------------------	-----------------

Mantenimiento	550,870.00 \$/A
---------------	-----------------

Comparando la inversión y los costos de operación para las 2 alternativas del enfriamiento del efluente se puede observar que lo más conveniente es usar el mezclado. Por lo tanto ésta será la que se use en el resumen de costos.

Inversión total para la opción I

Suministro	19,446,275.00
------------	---------------

Distribución	42,926,246.00
--------------	---------------

Enfriamiento del efluente 26,751,337.00

It = \$ 89,123,858.00

Costos de operación totales

Mantenimiento y bombeo

Suministro	1,442,500.0 \$/A
Distribución	2,489,293.0 \$/A
Enfriamiento del Efluente	2,493,655.0 \$/A

Además de los considerados, se deben calcular los costos totales de operación por concepto de mano de obra y costo de agua.

En la opción I se considera que no se tendrá que pagar por el agua. Por concepto de mano de obra, tomando como base que el número de obreros requeridos serán adicionales a los considerados para operar la planta, se tendrá por 2 obreros por turno con un salario mínimo en la zona de \$ 88.80.

Mano de obra 186,480.00 \$/A

Por lo tanto los costos de operación totales son:

Cop. = 6,611,928.00 \$/A

ALTERNATIVA II

## 1) Suministro.

Con los datos de la tabla XV se obtiene, para una longitud de 5 Km, la inversión total en tubería.

Tubería y accesorios	\$ 36,250,000.00
excavación	1,272,000.00
relleno	2,354,000.00
instalación	2,873,000.00
I tubería =	\$ 42,749,000.00

La inversión en bombas y motores es:

4 bombas de suministro	1,326,000.00
4 motores de 250 HP	416,000.00
Instalación	522,000.00
I b y m =	2,264,600.00

La inversión total para el suministro de agua a la planta es:

$$I_t = \$ 45,013,600.00$$

Costos de operación. -

Costos anuales de bombeo por línea. -

$$218 \text{ BHP} \cdot 0.7457 \text{ Kw-hr/hp-hr} = 162.56 \text{ Kw-hr}$$

$$162.56 \text{ Kw-hr} \cdot 0.4116 \text{ \$/Kw-hr} \cdot 8400 \text{ hr/año} = 562,041.5 \text{ \$/A}$$

Costo total por las 3 bombas en operación;

Costo total de bombeo = 1,686,124.5 \$/A

Costos anuales de mantenimiento. -

Tuberfa	725,000 \$/A
Bombas y motores	87,130 \$/A
Costo total por mantenimiento	812,130.0 \$/A

## 2) Distribución.

Con los datos de la tabla XVII, la inversión en tuberfa y accesorios para la distribución y el retorno es:

Tuberfa y accesorios	7,081,956.00
Instalación*	6,032,777.00
Ituberfa =	\$ 13,114,733.00

Para la inversión en bombas y motores se tiene:

3 bombas y 3 motores para alimentar al E-36	1,740,000.00
3 bombas y 3 motores para distribución al resto de la planta	1,578,750.00
2 bombas y 2 motores para alimentar a los enfriadores de sosa	545,000.00
Instalación	1,159,125.00
Ib y m =	\$ 5,022,875.00

Costo del cárcamo de distribución	\$ 90,000.00
-----------------------------------	--------------

La Inversión total para la distribución es:

Tubería	\$ 13,114,733.00
Bombas y Motores	5,022,875.00
Cárcamo de distribución	90,000.00

It = \$ 18,227,608.00

Costos de operación. -

Bombeo	1,762,207 \$/A
Mantenimiento	334,826.5 \$/A

### 3) Retorno y enfriamiento del efluente.

Dado que la alternativa más conveniente es la del enfriamiento por mezclado, se tiene que la inversión total para el enfriamiento del efluente es:

It = \$ 26,751,337.00

y los costos de operación son:

bombeo	1,942,785.00 \$/A
mantenimiento	550,870.00 \$/A

Inversión total para la opción II

Suministro	\$ 45,013,600.00
Distribución	\$ 18,227,608.00
Enfriamiento del efluente	\$ 26,751,337.00

$$I_t = \$ 89,992,545.00$$

Costos de operación totales:

En esta opción se debe considerar el costo del agua, para lo cual se toma como base un costo de  $0.80\$/m^3$  con lo cual se tendría como costo del agua:

$$Q = 44,398 \text{ gpm} = 10,090.45 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Si se toma el costo de  $0.80\$/m^3$  se tendrá al año un costo de

$$10,090.45 \text{ m}^3/\text{hr} \cdot 8400 \text{ hr/año} \cdot 0.80 \text{ \$/m}^3 = 67,807,824 \text{ \$/A}$$

Por lo que se tendrían como costos de operación totales para esta opción, lo siguiente:

Costo de agua	67,807,824.00 \$/A
mano de obra	184,480.00 \$/A
bombeo y mantenimiento para:	
Suministro	2,498,254.5 \$/A
Distribución	2,097,033.5 \$/A
Enfriamiento del Efluente	2,493,655.0 \$/A

$$\text{Costos de operación totales} = 75,081,247 \text{ \$/A}$$

ALTERNATIVA III

## 1) Suministro.

a) Agua salada. - por concepto de tubería, la inversión será de:

tubería y accesorios	\$ 4,833,150.00
excavación	169,580.00
relleno	313,823.00
instalación	383,005.00
Itubería	\$ 5,699,558.00

En bombas y motores el costo es de

2 bombas de suministro	\$ 858,000.00
2 motores de 200 HP	182,000.00
instalación	312,000.00
Ib y m	\$ 1,352,000.00

La inversión por concepto de obra de toma en la laguna es de

Obra de toma:	\$ 90,000.00
Costos de bombeo	430,561 \$/A
Mantenimiento	148,663 \$/A

b) Agua de Torre. - La inversión en tubería para el agua de reposición es de:

Tubería y accesorios	\$ 412,800.00
excavación	40,700.00

relleno	\$ 154,000.00
instalación	61,000.00

Itubería = \$ 668,500.00

En bombas y motores es de

2 bombas de suministro	\$ 280,500.00
2 motores de 50 HP	79,200.00
instalación	107,910.00

Ib y m = \$ 467,610.00

Costos de bombeo = 108,542.8 \$/A

Mantenimiento = 26,241.0 \$/A

La Inversión total para el suministro es de:

It = \$ 8,277,668.00

Costos de bombeo y mantenimiento totales para el suministro

Cop = 714,007.0 \$/A

## 2) Distribución.

- a) Agua salada. - Con los datos de la tabla XVIII se calcula la inversión total en tubería de FRP para distribución y retorno.

Tubería y accesorios	\$ 8,607,664.00
Instalación	7,316,514.00
Itubería	15,924,178.00

En bombas y motores la inversión es:

2 bombas para distribución	\$ 858,000.00
2 motores de 200 HP	182,000.00
Instalación	312,000.00

Ib y m = \$ 1,352,000.00

Inversión en cárcamo de distribución \$ 70,000.00

- b) Agua de torre. - Con los datos de la tabla XIX se calcula la inversión en tubería para la distribución y el retorno.

tubería y accesorios	\$ 1,800,308.00
instalación	1,530,261.80
Itubería	\$ 3,330,570.00

En bombas y motores la inversión es:

3 bombas para alimentar al E-36	\$ 1,350,000.00
3 motores de 350 HP	390,000.00
2 bombas para distribuir al resto de los equipos	542,000.00
2 motores de 150 HP	154,000.00
2 bombas para agua de reposición	45,000.00
2 motores de 5 HP	18,000.00
Instalación	749,700.00
Ib y m	\$ 3,248,700.00

Inversión en cárcamo de recepción \$ 165,000.00

La inversión total para la distribución es:

Tubería	\$ 19,254,748.00
Bombas y motores	4,600,700.00
Cárcamo de recepción y distribución	235,000.00
It =	\$ 24,090,448.00

Costos de operación. -

Bombeo	2,525,267.00 \$/A
Mantenimiento	383,759.00 \$/A
Total	2,909,026.00 \$/A

3) Retorno y enfriamiento del efluente y torre de enfriamiento.

La inversión en tubería es:

Para 36" tubería y accesorios	5,797,440.00
excavación	203,496.00
relleno	376,592.00
instalación	559,606.00
Para 18" tubería y accesorios	37,593.00
excavación	1,520.00
relleno	3,830.00
instalación	5,150.00

La inversión total en tubería es:

$$I_{\text{tubería}} = \$ 6,985,227.00$$

La inversión en bombas y motores es:

2 bombas para el sistema I	\$ 884,000.00
2 motores de 250 HP	310,000.00
2 bombas para el sistema II	162,000.00
2 motores de 20 HP	46,000.00
Instalación	420,600.00
Ib y m	\$ 1,822,600.00

Costo del cárcamo de agua caliente \$ 70,000.00

La inversión total para el enfriamiento del efluente es:

$$I_t = \$ 8,877,827.00$$

Costos de operación. -

Bombeo	617,264.00 \$/A
Mantenimiento	186,800.00 \$/A
Total	804,064.00 \$/A

Torre de enfriamiento. -

El costo aproximado de una torre de enfriamiento de las características señaladas es de:

$$C_{\text{torre}} = \$ 5,800,000.00$$

y el costo estimado de cimentación, basado en un costo unitario de

7,000.00 \$/m<sup>3</sup> es de:

$$C_{\text{cimentación}} = \$ 9,450,000.00$$

La potencia requerida por los ventiladores es de 96 BHP para cada uno. El costo de los 4 motores necesarios es de:

$$C_{\text{motores}} = \$ 240,000.00$$

y los costos por consumo de energía eléctrica son de:

$$E.E. = 990,033.00 \$/A$$

Los costos de mantenimiento para torre de enfriamiento son algo complejo de evaluar, dado que se tiene que elaborar un programa de mantenimiento para la torre, en el cual se debe incluir la recomendación del proveedor acerca de mantenimiento preventivo, así como reemplazo de partes, mano de obra, reparaciones mayores.

Dado que para este trabajo no es posible elaborar el programa de mantenimiento, por carecer de datos, se optará por considerar los costos de mantenimiento como un 15% del costo de la torre. La consideración anterior es usada en la práctica, cuando no se cuenta con suficiente información. Por lo tanto

$$C_{\text{mantenimiento}} = 870,000 \$/A$$

y contando el mantenimiento de motores, el total será:

$$C_{\text{mantenimiento}} = 882,000.00 \$/A$$

La inversión total para la opción III es:

$$\text{Suministro} \quad \$ 8,277,668.00$$

Distribución	\$ 24,089,000.00
Enfriamiento del efluente	8,877,827.00
Torre de enfriamiento	15,490,000.00
It	\$ 56,734,495.00

Costos de operación totales. -

Costo de agua; 200 gpm a 0.80 \$/m<sup>3</sup> da:

Costo de agua = 306,982 \$/A

Mano de obra = 297,720 (3 obreros/turno)

Energía eléctrica y mantenimiento. -

Suministro 714,007.00 \$/A

Distribución 2,909,026.00 \$/A

Enfriamiento del efluente 804,064.00 \$/A

Torre de enfriamiento 1,872,033.00 \$/A

Costos de op. totales = 6,903,832.00 \$/A

ALTERNATIVA IV

## 1) Suministro del agua de reposición.

## Inversión en tubería. -

Tubería y accesorios	\$ 691,500.00
excavación	40,700.00
instalación	61,000.00
relleno	154,000.00

Itubería = \$ 947,200.00

## Inversión en bombas y motores

2 bombas de suministro	\$ 280,500.00
2 motores de 50 HP	79,200.00
2 bombas de cárcamo a torre	43,000.00
2 motores de 5 HP	18,000.00
Instalación	126,210.00

Ib y m = \$ 546,910.00

## Cárcamo de recepción

V = 2,000 m<sup>3</sup>, 1 día de almacén

C. excavación = \$ 42,000.00

Costo del transporte del producto de la exc. \$ 29,400.00

Costo del concreto colocado \$ 228,800.00

Inversión total en cárcamo: \$ 300,000.00

Inversión total en suministro:

$$I_t = \$ 1,794,110.00$$

Costos de operación. -

Energía Eléctrica (bombeo) 121,177 \$/A

Mantenimiento 34,865 \$/A

Total 156,042 \$/A

2) Distribución.

De la opción II se tiene que la inversión total en tubería es:

$$I_{tubería} = \$ 13,114,733.00$$

y en bombas y motores es:

$$I_{b y m} = \$ 5,022,875.00$$

La inversión total para la distribución es:

$$I_t = \$ 18,137,608.00$$

Costos de operación. -

De la opción II los costos totales son:

$$C_{op.} = 2,097,033 \$/A$$

Torre de enfriamiento. -

El costo aproximado para la torre es de:

Ctorre \$ 7,800,000.00

Ccimentación 12,600,000.00

Cmotores 360,000.00

Total                   \$ 20,760,000.00

Costos de energía eléctrica por los 6 ventiladores

E.E. = 1,485,050.00 \$/A

y el mantenimiento de la torre y motores es de:

Cmant. = 1,188,000.00 \$/A

Total = 2,673,050.00 \$/A

La inversión total para la opción IV es:

Suministro	\$ 1,794,110.00
Distribución	18,137,608.00
Torre de enfriamiento	20,760,000.00
It =	\$ 40,691,718.00

Costos de operación totales. -

Costo de agua:	562,060.80 \$/A
Mano de obra:	93,240.00 \$/A
Energía eléctrica y mantenimiento para:	
Suministro:	156,042.00 \$/A
Distribución:	2,097,033.00 \$/A
Torre de enfriamiento:	2,673,050.00 \$/A
Costos de op. totales	5,581,426.00 \$/A

ALTERNATIVA V

## 1) Suministro.

El diámetro de tubo es de 6" ∴ el costo de tubería es igual que en alternativa IV

Itubería = \$ 947,200.00

## Inversión en bombas y motores

2 bombas para el suministro	\$ 425,000.00
2 motores de 100 HP	120,000.00
2 bombas de cárcamo a Kool-Flow	47,000.00
2 motores de 10 HP	23,000.00
Instalación	184,500.00
Ib y m	\$ 799,500.00

## Cárcamo de recepción. -

V = 2,600 m<sup>3</sup> (1 día de almacén)

Costo de excavación	\$ 54,600.00
Costo del transporte del producto de la excavación	38,220.00
Costo del concreto colocado	245,000.00
Inversión total en cárcamo	\$ 338,000.00

## Inversión total en suministro

It = \$ 2,084,700.00

## Costos de operación. -

Energía Eléctrica (bombeo)	257,435.00 \$/A
Mantenimiento	44,580.00 \$/A
Total	302,015.00 \$/A

## 2) Distribución.

La distribución es igual a la alternativa IV, por lo tanto la inversión total en distribución es:

$$I_t = \$ 18,137,608.00$$

y los costos de operación son:

$$C_{op.} = 2,097,033.00 \$/A$$

## Módulos de esparado. -

El costo por cada módulo, incluido el motor, es de \$ 581,600.00, por lo tanto si se tienen 33 el costo será:

$$C_{módulos} = \$ 19,192,800.00$$

El costo de instalación se toma como el 9% del costo de los módulos e incluye cable de amarre, cable eléctrico y accesorios.

$$C_{instalación} = \$ 1,727,352.00$$

El costo de la obra civil es:

$$C_{obra civil} = \$ 10,312,500.00$$

La inversión total en el Kool-Flow es de:

$$It = \$ 31,232,652.00$$

El consumo de energía por los módulos de 75 HP es de:

$$E. E. = 6,381,051.00 \$/A$$

Al igual que en la torre de enfriamiento, el mantenimiento se tomará como el 15% del costo del equipo.

$$C_{mant.} = 3,138,022.00 \$/A$$

$$Total = 9,519,073.00 \$/A$$

La inversión total en la alternativa V es:

Suministro	\$ 2,084,700.00
Distribución	18,137,608.00
Kool-Flow	31,232,652.00

$$It = \$ 51,454,960.00$$

Costos de operación totales. -

Costo de agua	723,927.00 \$/A
mano de obra	93,240.00 \$/A

energía eléctrica y mantenimiento para:

Suministro	302,015.0 \$/A
Distribución	2,097,033.0 \$/A
Kool-Flow	9,519,073.0 \$/A

Costos de op. totales = 12,735,288.00 \$/A

En la tabla XX se encuentra el Resumen de Inversiones y Costos para las cinco alternativas.

TABLA XX

	Alternativa I	Alternativa II	Alternativa III	Alternativa IV	Alternativa V
Tuberfa	76,344,458.0	77,910,070.0	32,608,033.0	14,061,933.0	14,061,933.0
Bombas y Motores	12,479,400.0	11,902,475.0	8,482,910.0	5,929,785.0	5,822,375.0
Cárcamos y Obra Civil	300,000.0	180,000.0	9,845,000.0	12,900,000.0	10,650,500.0
Instalación de Módulos					1,727,352.0
Torre de Enfriamiento			5,800,000.0	7,800,000.0	
Módulos de Enfriamiento					19,192,800.0
<b>INVERSION TOTAL</b>	<b>89,123,858.0</b>	<b>89,992,545.0</b>	<b>56,735,943.0</b>	<b>40,691,718.0</b>	<b>51,454,960.0</b>

Energía Eléctrica	4,880,904.0	5,391,116.5	4,671,667.0	3,368,434.0	8,400,693.0
Mantenimiento	1,544,544.0	1,697,826.5	1,627,463.0	1,557,691.0	3,517,428.0
Mano de Obra	186,480.0	184,480.0	297,720.0	93,240.0	93,240.0
Costo de Agua		67,807,824.0	306,982.0	562,060.0	723,927.0
<b>Costos anuales de Operación</b>	<b>6,611,928.0</b>	<b>75,081,247.0</b>	<b>6,903,832.0</b>	<b>5,581,426.0</b>	<b>12,735,288.0</b>

V

**SELECCION DE ALTERNATIVA**

Después de haber realizado en el capítulo anterior la evaluación para cada una de las alternativas, se procederá a la selección de la más conveniente.

Para realizar la selección se tomarán las siguientes bases:

1. Para los equipos considerados en cada una de las alternativas, se tomará una depreciación del 9% anual, dado que es usual tomar este valor para este tipo de plantas.
2. El tiempo de vida útil para los equipos será, en función de la depreciación, de 11 años.
3. De acuerdo a lo anterior el valor de rescate será del 1% de la inversión para cada alternativa.
4. Los costos de operación serán invariables durante el período considerado para la comparación.

Para hacer una comparación que ayude a determinar la alternativa más atractiva, se hará un análisis de costo mínimo\*. Para llevar a cabo esto se toma un año cero en el que se considera la inversión total en -- equipo y en cada uno de los años de vida útil, los costos de operación más la depreciación del equipo.

Por ejemplo, para el caso de la Opción I, en el año cero se tiene un inversión de \$ 89,992,545.00. En los años del 1 al 11 se tienen cos-

\* 16 y 17

tos de operación de 12,584,656.3 \$/A más 8,021,147.22 \$/A del 9% de depreciación del equipo de este sistema. En el año número 11 se tendrá un valor de rescate de \$ 891,238.58.

El valor presente de los costos que se tienen a lo largo de los 11 años se suman a la inversión, obteniéndose así el costo total en valor presente para cada alternativa. La expresión para obtener el valor presente es:

$$P = S (1 + i)^{-n}$$

donde:

P = Valor presente

S = Costo anual

n = Número de años

i = Tasa de interés o velocidad de retorno

Al final de este capítulo se encuentra un programa de computadora que muestra el análisis de costo mínimo.

Como se puede observar en la tabla XX, la alternativa II se puede desechar a priori, dado que sus costos de operación son muy elevados, por lo que el análisis se hará sólo para las alternativas I, III, IV y V.

En dicho programa se encuentran los costos en los que se incurren en cada alternativa para el período considerado. El valor presente de ca-

da opción fue calculado a diferentes tasas de interés y los resultados se graficaron, observando que la alternativa número IV es la que tiene el costo mínimo para todo el rango considerado de tasas de interés, siendo con ésto la más atractiva económicamente.

Técnicamente presenta mayores ventajas, como es el hecho de centralizar todo el manejo de agua de enfriamiento en un sólo equipo, haciendo con ésto la operación más práctica. Lo anterior aunado a la ventaja económica hace que la alternativa seleccionada sea la IV, ésto es un circuito cerrado con torre de enfriamiento.

ANALISIS DE COSTO MINIMO

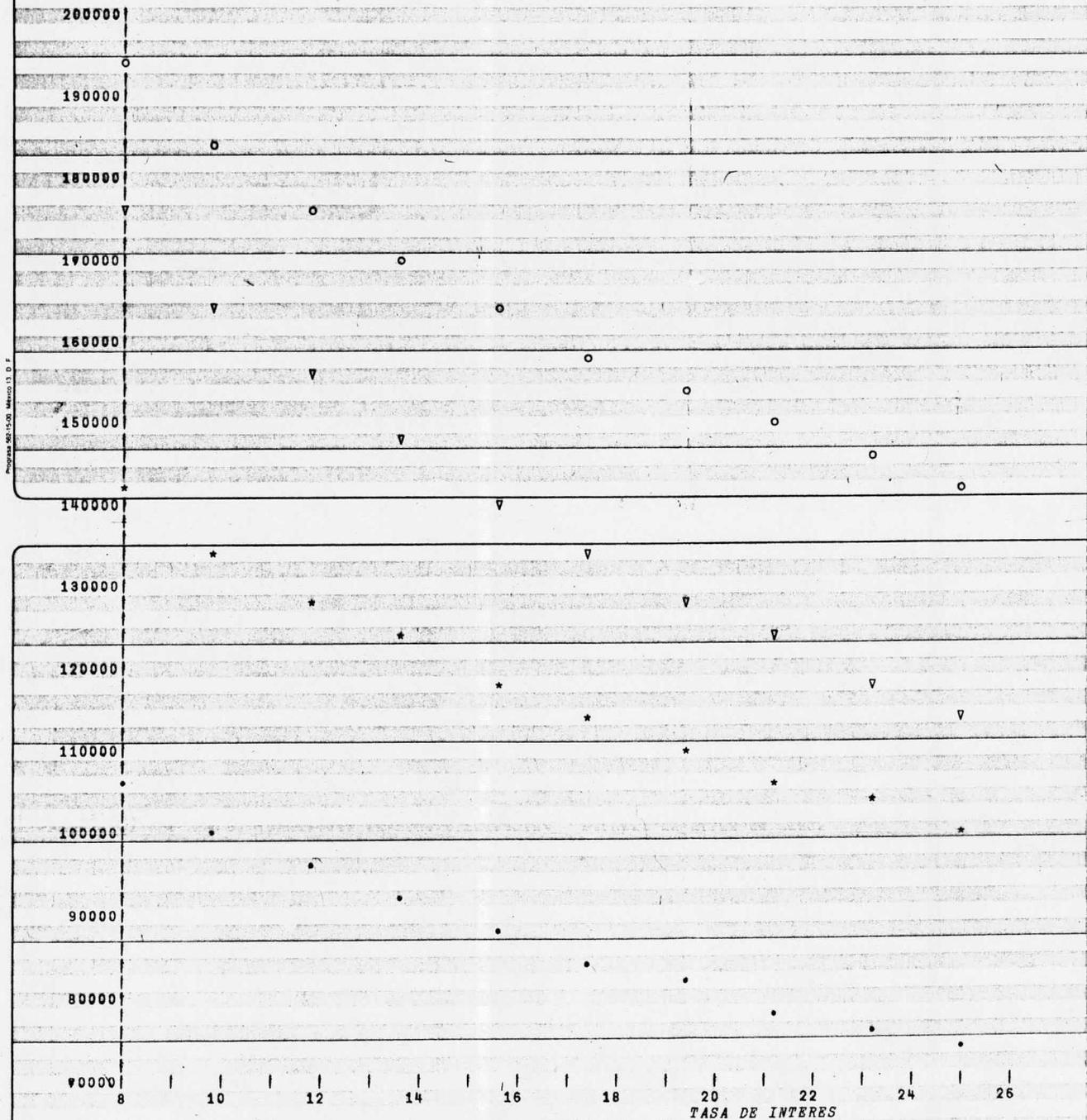
ALTERNATIVA DESCRIPCION

1	ALTERNATIVA I
3	ALTERNATIVA III
4	ALTERNATIVA IV
5	ALTERNATIVA V

COSTOS EN LOS QUE SE INCURRIRAN EN CADA ALTERNATIVA VALORES EN MILES DE PESOS

PERIODO	1	3	4	5
0	89123	56736	40692	51455
1	14633	12010	9244	17366
2	14633	12010	9244	17366
3	14633	12010	9244	17366
4	14633	12010	9244	17366
5	14633	12010	9244	17366
6	14633	12010	9244	17366
7	14633	12010	9244	17366
8	14633	12010	9244	17366
9	14633	12010	9244	17366
10	14633	12010	9244	17366
11	13741	11442	8836	16851

COSTO PRESENTE



VALOR PRESENTE  
TASA  
DE INTERES %

TASA DE INTERES %	1	3	4	5	MINIMA
8.0	193204.9	142231.4	106509.6	175209.4	4
9.9	184337.2	134941.0	100896.1	164645.0	4
11.8	176597.7	128578.9	95997.5	155427.1	4
13.7	169811.6	123001.1	91702.8	147346.6	4
15.6	163834.9	118089.0	87920.9	140231.6	4
17.4	158548.3	113744.6	84576.1	133939.5	4
19.3	153852.8	109886.3	81605.6	128352.2	4
21.2	149665.8	106446.1	78957.0	123370.8	4
23.1	145917.8	103366.9	76586.4	118912.6	4
25.0	142550.5	100600.6	74456.7	114907.8	4

VI

**CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES

1. Los sistemas de agua de enfriamiento se dividen principalmente en:
  - a) Sistemas de un solo paso.
  - b) Sistemas en circuito cerrado o recirculación.
  
2. Las fuentes de abastecimiento de agua en este caso son:
  - a) Una laguna capaz de surtir agua salada localizada a 2 km. de distancia de la planta.
  - b) Una presa que puede proveer agua dulce localizada a 5 km.
  
3. De lo anterior se desprenden las siguientes alternativas para la selección del sistema de agua de enfriamiento:
  - a) Agua de la laguna en un solo paso.
  - b) Agua de la presa en un solo paso.
  - c) Agua de la laguna en un solo paso para una parte del equipo y agua de la presa en circuito cerrado, usando torre de enfriamiento, para el resto del equipo.
  - d) Sistema en circuito cerrado con torre de enfriamiento y reposición de agua de la presa.
  - e) Sistema en circuito cerrado utilizando Módulos de esparido o Kool-Flow con reposición de agua de la presa.
  
4. La planta para la cual se hizo este estudio está proyectada para producir, 200,000 toneladas por año de cloro y estará localizada en la --

zona industrial del Istmo de Tehuantepec. Las condiciones del agua de enfriamiento dentro de la planta son:

- |    |   |               |
|----|---|---------------|
| a) | Temperatura de entrada al equipo                            | 30°C          |
| b) | Temperatura de salida del equipo                            | 36°C y 40.5°C |
| c) | Temperatura máxima de retorno a la fuente de abastecimiento | 35°C          |

5. La cantidad total de diseño de agua para el sistema es de 44,398 gpm.
6. Para sistemas de un solo paso se requiere enfriar el efluente a 35°C - de acuerdo a lo establecido por la Secretaría de Salubridad y Asistencia en el reglamento para la prevención y control de la contaminación de -- aguas. Para llevar a cabo esto se evaluaron los sistemas siguientes:
  - a) Enfriar el agua caliente mezclándola directamente con agua de la laguna.
  - b) Utilizar una charca de esparcido para disminuir la temperatura a 35°C y retornarla a la laguna. En todos los casos resultó ser - más económico el sistema a), por lo que fue el que se tomó en cuenta en la evaluación de los sistemas de un solo paso.
7. La tubería seleccionada para el suministro de agua a la planta es de - 36 pulgadas de diámetro de asbesto-cemento. Los materiales considerados para la distribución interna de agua son:
  - a) Acero al carbón para agua de la presa.
  - b) FRP para agua de la laguna.

8. El sistema en circuito cerrado con torre de enfriamiento y reposición de agua de la presa (Alternativa IV), resultó ser la más atractiva - económicamente de, acuerdo al análisis de costo mínimo.

La selección del sistema de agua de enfriamiento para una planta industrial depende de muchos factores, como son:

- a) Cercanía a la fuente de abastecimiento.
- b) Tipo de agua (dulce o salada).
- c) Disponibilidad de agua.
- d) Materiales de construcción del equipo que requiere agua de enfriamiento.
- e) Restricciones en condiciones y composición del agua como efluente en sistemas de un solo paso.
- f) Ventajas en la operación del sistema.
- g) Economía del sistema.

Analizando cada uno de los puntos anteriores para la alternativa seleccionada en el análisis de costo mínimo, es decir para la alternativa IV se tiene que:

- a. La lejanía de la fuente de agua dulce se ve compensada ya que el agua de reposición para la torre de enfriamiento es una cantidad muy pequeña comparada con la que se utiliza en sistemas de un solo paso.
- b. La opción IV utiliza agua dulce, la cual es menos corrosiva que la salada, con lo cual se evita el costo extra por cambio de ma

terial de construcción para los equipos que la requieren.

- c . Se tiene una abundante disponibilidad de agua, pero aún en caso de falla de suministro, el sistema en circuito cerrado evita que se tenga que parar el proceso, dado que al ser pequeña la cantidad de agua de reposición, es posible contar con un almacén considerable de agua. Sólo en caso de una interrupción prolongada, sí se tendría que parar, mientras que en sistemas de un solo - paso cualquier interrupción en el suministro obliga a parar la - operación de la planta.
- d . No se necesitan materiales especiales ya que se maneja agua dulce.
- e . En la alternativa a usar no hay efluente, por lo tanto no es necesario el equipo de enfriamiento para éste.
- f . El uso de torre de enfriamiento ofrece más ventajas operacionales que cualquiera de los otros sistemas propuestos, ya que se tiene centralizado todo el manejo de agua de enfriamiento.
- g . Económicamente la alternativa IV es la mejor, dado que la inversión total y los costos totales anuales son menores que para las demás.

## RECOMENDACIONES

Por las conclusiones anteriores se recomienda instalar el sistema en circuito cerrado con torre de enfriamiento.

Como se vió anteriormente la selección de sistema de agua de enfriamiento de agua para una planta, dependerá de las condiciones específicas de la misma, - por lo que se recomienda que antes de tomar una decisión se haga una evaluación, tanto técnica como económica de cada uno de los factores que intervengan.

Hay que hacer notar que en la alternativa I no se consideró el costo extra por conceptos de materiales resistentes al agua salada para el equipo que la utiliza, dado que debido a la cantidad tan grande de agua requerida, la inversión por -- concepto de tubería y bombas fue tan alta que se hizo innecesario el incremento en costo por cambio de material de construcción.

En caso de que para una planta con un requerimiento de agua menor resultara - atractivo un sistema en un solo paso con agua salada, se deberán considerar es tos costos para poder realizar una selección apropiada.

VII

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. Cooling Tower Fundamentals and Application Principles.  
The Marley Company, Kansas City, Missouri.
2. Evans, F.L. Equipment Design Handbook for Refineries and  
Chemical Plants. Vol. I y II. Gulf Publishing Co.,  
1971.
3. Flow of Fluids. Crane Co., 1976.
4. FRP Pipe Design Manual. The Ceilcote Co.
5. Heat Exchange Institute. Standars for Direct Contact baro-  
metric and low level condensers. 4a. edition. 1957.
6. Kern, D.Q. Procesos de Transferencia de Calor. 8a. Reim-  
presión, McGraw Hill Inc., 1974.
7. Kool-Flow Spray Cooling Modules. Richards of Rockford,  
Inc.
8. Ludwig, Ernest E. Applied Process Design for Chemical and  
Petrochemical Plants. Vol I y III. Gulf Publishing Co.,  
1964.
9. McCoy, J.W. Chemical Treatment of Cooling Water. Che-  
mical Publishing Co., 1974.

10. Marley Engineering Manual for Industrial Cooling Towers.  
The Marley Company.
11. Offsite Facilities Manual. Reprinted from Hydrocarbon  
Processing. Gulf Publishing Co., 1968.
12. Perry, R.H. & C.H. Chilton. Chemical Engineers Hand-  
book. 5a. Edición, McGraw Hill Inc., 1974.
13. Peters, M. S. & K. D. Timmerhouse. Plant Design and  
Economics for Chemical Engineers. 2a. Edición,  
McGraw Hill Inc., 1968.
14. Rase, H. F. & M. H. Barrow. Project Engineering of  
Process Plants. John Willey & Sons, Inc., 1957.
15. Vilbrandt, F.C. & CH. E. Dryden. Chemical Engineering  
Plant Design. 4a. Edición, McGraw Hill Inc., 1959.
16. Jelen, F.C. Cost & Optimization Engineering. McGraw -  
Hill Inc.
17. Thuesen H.G. & C.J. Thuesen. Economía del Proyecto en  
Ingeniería. 2a. Impresión, Editorial Prentice -Hall  
Int., 1976.
18. Chemical Engineering: Junio 10: 188, 189 (1963)

19. Chemical Engineering: Junio 12: 118, 119 (1972).
20. Hydrocarbon Processing; 8: 131-134 (1963).
21. Hydrocarbon Processing; 3: 138-144 (1970).
22. Hydrocarbon Processing; 10: 84 (1970).
23. Hydrocarbon Processing; 12: 93-96 (1976).