

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE QUIMICA**

---



**DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UNA PLANTA PILOTO DE  
DESTILACION DE AGUA DE MAR CON COMPRESION  
DE VAPOR  
(TEMA MANCOMUNADO)**

**TESIS PROFESIONAL**  
**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**  
**INGENIERO QUIMICO**  
**P R E S E N T A N**

**PATRICIA EUGENIA SANTILLAN DE LA TORRE**  
**PEDRO MANUEL PEREZ ZAMBRANO**

**CIUDAD UNIVERSITARIA**

**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.

TESIS 1979

U.T. ~~6~~ 280

FCRA \_\_\_\_\_

REC. \_\_\_\_\_

1 \_\_\_\_\_



**Sustentantes:**

Patricia Eugenia Santillán de la Torre \_\_\_\_\_

Pedro Manuel Pérez Zambrano \_\_\_\_\_

**Asesor del tema:**

Enrique Bravo Medina \_\_\_\_\_

**Sitio donde se desarrollo el tema:**

Instituto de Ingeniería, Ciudad Universitaria, México D. F.

**Jurado asignado originalmente según el tema:**

Presidente	Prof. Adalberto Tirado Arroyave
Vocal	Prof. Jorge Martínez Montes
Secretario	Prof. Enrique Bravo Medina
1er. Suplente	Prof. Rafael Garcia Nava
2do. Suplente	Prof. Sergio Fco. Larios y Santillán



CON PROFUNDO AGRADECIMIENTO A LAS PERSONAS QUE  
NOS BRINDARON SU COLABORACION EN LA REALIZACION  
DE ESTA TESIS.

ING. ENRIQUE BRAVO MEDINA

ING. RAFAEL MANJARRES A.

ING. MIGUEL GALVANO.

A MI MADRE, A QUIEN LE DEBO  
LO QUE SOY, PORQUE CON SU  
TERNURA, PACIENCIA Y BONDAD  
HA IDO ILUMINANDO CADA PASO  
DE MI VIDA. Y COMO QUIEN  
ESPERO LLEGAR A SER

A MI PADRE, GRACIAS A CUYOS  
ESFUERZOS HE LOGRADO ALCAN-  
ZAR MI PRIMERA META

A PEDRO, EL COMPAÑERO DE  
MI VIDA POR SU COMPRESION  
Y AMOR

CON TODO MI AMOR

PATRICIA EUGENIA

HAGO UN RECONOCIMIENTO AL ESFUERZO  
QUE HAN HECHO MIS PADRES Y AL CARÍÑO  
QUE LES TENGO.

A LOS PADRES DE PATRICIA POR LA VA  
LIOSA AYUDA QUE ME HAN BRINDADO.

A TODAS LAS PERSONAS QUE DE ALGUNA  
FORMA ME HAN BRINDADO SU AYUDA DURANTE  
TODOS ESTOS AÑOS DE ESTUDIO.

HE APRENDIDO QUE EL HORIZONTE DE LA  
VIDA NO TIENE MAS QUE EL LIMITE QUE CA-  
DA UNO LE PONE. NO IMPORTA LA EDAD O PO-  
SICION SINO PROGRESAR Y BRINDAR NUESTRA  
MEJOR PARTE A LOS DEMAS.

PEDRO MANUEL

A PATRICIA QUE HA SIDO UNA GRAN COMPAÑERA  
Y MI IMPULSO, PARA ELLA MI AMOR ETERNO.

PEDRO MANUEL.

## Indice

### Capítulo I Introducción

- |                                |   |
|--------------------------------|---|
| 1. El problema del agua        | 1 |
| 2. Solución al problema        | 3 |
| 3. Planta piloto de desalación | 7 |

### Capítulo II Generalidades

- |   |    |
|---|----|
| 1. Comparación entre procesos   | 8  |
| 2. Formas de expresar la concentración de sales en el agua de mar           | 13 |
| 3. Corrosión e incrustación   | 14 |
| 4. Efecto de las sales en la temperatura de ebullición                      | 17 |
| 5. Ventajas de los tubos corrugados sobre los tubos lisos en la evaporación | 18 |
| 6. Captación del agua de mar  | 19 |

### Capítulo III Descripción del proceso

- |                           |    |
|---------------------------|----|
| 1. Fundamentos            | 20 |
| 2. Bases de diseño        | 21 |
| 3. Descripción del flujo  | 24 |
| 4. Descripción del equipo | 27 |

### Capítulo IV Modelo matemático

- |                         |    |
|-------------------------|----|
| 1. Cambiadores de calor | 35 |
| 2. Evaporador           | 37 |
| 3. Pretratamiento       | 41 |
| 4. Caldereta            | 46 |

Capítulo V Memoria de cálculo	
1. Balance de masa	48
2. Balance de energía	49
3. Cambiadores de calor	54
4. Evaporador	60
5. Compresor	68
6. Bomba B 1	69
7. Bomba B 2	73
8. Bomba B 3	77
9. Bomba B 4	79
10. Pretratamiento	82
11. Caldereta	86
Capítulo VI Planos y dibujos <i>y<sup>o</sup></i>	88
Capítulo VII Conclusiones <i>y<sup>o</sup></i>	104
Nomenclatura	107
Apéndice	111
Bibliografía	122

## I Introducción

### 1. El problema del agua

Gracias a que la Tierra es el planeta más rico en agua de los que componen el sistema solar, se ha desarrollado en él la vida en la forma en que la conocemos, ya que es un elemento vital para su existencia.

La cantidad de agua es suficiente para sustentar la vida en el planeta, pues el 72 % de la superficie terrestre está cubierto por los océanos y solo el 28% corresponde a afloramientos terrestres.

Sin embargo la vida humana tiene cada vez mas problemas para satisfacer sus requerimientos del líquido debido a que el agua que puede utilizar es solamente el 1.52% de la existente. El volumen restante es 97.5% de océanos y 0.98% del hielo de los casquetes polares y las montañas.

La cantidad global de agua dulce disponible no solo es pequeña, sino que está distribuida en forma desproporcionada, pues de los continentes el 40% tiene climas húmedos y el 60% son áridas y desérticas. Lo que ha ocasionado que la distribución de la población sea desequilibrada, al buscar el hombre para establecerse las zonas donde el agua es abundante, quedando así grandes extensiones sin poderse utilizar.

El problema se agrava con el crecimiento desmedido - de la población y el desarrollo de la tecnología moderna, - que induce a un consumo mayor de agua por habitante. Si estos dos fenómenos continúan presentándose, para el año 2079

un siglo escaso, se habrán agotado el 50% de los acuíferos disponibles.

Se puede apreciar la magnitud del problema en estos ejemplos de consumo industrial y agrícola:

- 1 ton de aluminio necesita 1350 ton de agua
- 1 ton de butadieno, la misma cantidad
- 1 ton de pasta de papel, 350 ton
- 1 ton de acero laminado, 400 ton
- 1 ton de azucar, 1100 ton
- 1 ton de cereal, 1000 ton
- 1 ton de trigo, 1500 ton
- 1 ton de arroz, 4000 ton
- 1 ton de algodón, 10 000 ton

La mayoría de los usos del agua, sean agrícolas, urbanos o industriales, alteran su calidad porque le agregan impurezas inorgánicas y orgánicas. Aún procesos de enfriamiento, que solo aumentan la temperatura del agua, afectan adversamente su calidad. Esto le sucede aproximadamente al 30 % del agua consumida, lo que aumenta el problema.

Uno de los principales problemas del mundo es proporcionar agua en cantidad suficiente y calidad adecuada, cuando y donde se necesite a costos razonables. El problema del agua está constituido por factores sociales, tecnológicos y económicos, cada uno de los cuales requiere una solución diferente.

En México las necesidades de agua, tanto en cantidad como en calidad varían mucho de una región a otra. Por la situación geográfica y herencia geológica su territorio presenta grandes contrastes: exuberantes selvas, extensos de--



siertos y elevados picos alpinos. De los dos millones de kilómetros cuadrados de superficie el 67% es desértico, árido y semiárido y el 33% restante tiene climas húmedos.

Los asentamientos humanos del país no corresponden a las disponibilidades de agua apta para el consumo humano y su desarrollo industrial. En tanto que en el 7% de la extensión territorial, que corresponde al sureste de la República, se cuenta con el 40% del agua dulce, solo tiene el 8% de la población nacional; en el altiplano y la meseta del norte que constituyen el 51% del territorio, se dispone del 12% del agua dulce y están establecidos el 60% de los mexicanos. Esto aunado al alto índice de crecimiento de la población del país y de su industria, hacen que el problema del agua requiera de pronta solución.

Existen dispersos en las zonas áridas, muchos pequeños grupos marginados que carecen de agua para cubrir sus necesidades elementales, lo que les impide no solo progresar, sino simplemente vivir en condiciones mínimas para la salud.

## 2. Solución al problema

Los problemas referentes al agua potable son tan numerosos y diversos que un solo plan de acción no es capaz de resolverlos. Algunos remedios, como el uso más eficiente del agua disponible, son evidentes. Por ejemplo, en una región que tiene el agua potable limitada, deben tomarse medidas para reducir el consumo per caput y las pérdidas en el almacenamiento, transporte y uso, desarrollar prácticas in-

dustriales más eficientes cuando se relacionen con el uso del agua, sembrar cultivos que consuman menos agua y desarrollar otros que sean más tolerantes al agua salobre.

Otras maneras obvias de atacar el problema son incrementar la cantidad de agua disponible transportando agua fresca de una región rica en agua, desalando las aguas salinas o contaminadas de la localidad, o transportando agua salada de otra región para desalarla en la región donde hay escasez.

Usar varias veces la misma agua también ayuda a aumentar el caudal disponible. Aunque esta práctica tiene sus bemoles; pues aún el mejor tratamiento de efluentes urbanos e industriales puede dejar sustancias que dañen la vida acuática. Por otro lado, los tratamientos que no eliminan los compuestos de fósforo y nitrógeno disueltos en el agua, crearán un medio propicio para el crecimiento de las algas en los ríos. Esto puede desbalancear el equilibrio natural entre la vida animal y vegetal. Diluir los efluentes tratados es una solución parcial del problema, pero limita el uso múltiple del agua porque se necesitarían mas depósitos para el agua que se utiliza en diluir.

Sin embargo una mejor purificación de los efluentes urbanos y industriales, junto con una mayor recirculación de las aguas ayudará a aumentar la disponibilidad del agua en algunas localidades e industrias. Pero, en una sección industrializada el que se recircule el agua tratada no ayuda a solucionar el problema del agua en la agricultura.

México dispone de 8800 kilómetros de litorales, distribuidos en 17 de los 31 estados que componen la República

así una gran porción de la población recide cerca del oceano, el cual ofrece una fuente inagotable de agua. La distribución, cantidad y calidad de las aguas salobres continentales no se conocen adecuadamente, pero se sabe que existen cantidades considerables de ellas. Por medio de la desalación, ambos recursos son potencialmente capaces de incrementar la disponibilidad de agua fresca de la nación.

La desalación de agua está apenas en sus comienzos, no obstante que cerca de 4 millones de litros por día de agua fresca estén siendo producidos en las plantas desaladoras en México. El costo de la desalación se ha reducido drásticamente en los pasados diez años, pero todavía es relativamente alto. En algunas áreas, aún ahora, la desalación es un proceso competitivo con otros métodos de obtención de agua potable. Ciertamente, una parte de las necesidades de agua de México en los años venideros serán cubiertas por la desalación, aunque no sea la panacea para todos los problemas del agua. El costo de la desalación se está reduciendo constantemente, y en muchas situaciones será la mas barata o única alternativa para obtener agua dulce. Debe observarse que el costo de la desalación de agua puede compararse con el costo real de los sistemas convencionales de obtención de agua, construyendo acueductos, grandes depósitos etc. A ambos debe incluirse el costo de distribución.

El que los costos de proceso de desalación vayan disminuyendo tendrá un efecto tremendo en su futuro, pues su papel será mucho mas importante dentro del plan de ataque a los problemas crecientes del agua.

De los sistemas de desalación existentes, en México

se ha dado preferencia al sistema de ósmosis inversa para tratar agua de pozos salobres que dan agua a poblaciones en condiciones paupérrimas, por ser el método que necesita menos inversión y de mayor maniobrabilidad. Para dar servicio a las poblaciones costeras se utilizan sistemas de desalación por evaporación instantánea, compresión de vapor y solar. )

Las regiones beneficiadas por las plantas desaladoras en operación en el país son: Baja California Norte, Baja California Sur, Campeche, Coahuila, Nuevo León, Quintana Roo, Sonora, Tamaulipas, Yucatán y Zacatecas.

sistema usado	ósmosis inversa	evaporación instantánea	compresión de vapor	destilación solar
plantas en operación	17	3	4	3
caudal producido	2035000 l/día	1400000 l/día	420000 l/día	3000 l/día
habitantes beneficiandos	22130	13950	5109	349
l/usuario	91.96	100.36	82.21	8.6
por ciento	52.74%	36.3%	10.02%	0.77%
caudal total producido= 3 858 000 l/día				

Tabla 1. Plantas desaladoras en México

### 3. Planta piloto de desalación de agua de mar por destilación con compresión de vapor

El proceso de desalación por destilación con compresión de vapor ofrece grandes perspectivas de desarrollo por ser de los procesos de destilación (que utilizan energía no gratuita) el que menos consume energía, además de necesitar una inversión baja.

En México la tecnología de este proceso está comenzando a desarrollarse, por la que todavía hay mucho por hacer para optimizarlo.

La planta piloto aquí referida cumple con dos objetivos:

- poder determinar experimentalmente cada una de las variables del proceso para inferir o comparar la teoría, la operación y los parámetros de diseño de plantas industriales.

- la capacitación de personal técnico para que opere en forma adecuada las plantas industriales que se construirán próximamente.

Por conveniencias físicas y económicas, se adoptará el diseño de la planta piloto más pequeña que cumpla estas especificaciones.

## II Generalidades

### 1. Comparación entre procesos

Dada la importancia que ha cobrado la desalación de aguas salinas se han desarrollado numerosos procesos para -- conseguir este fin. Una clasificación simple de estos sería:

- A. Procesos que separan el agua de la solución
  - 1. destilación o evaporación
    - a. múltiple efecto
    - b. evaporación instantanea
    - c. compresión de vapor
    - d. destilación solar
  - 2. cristalización o congelación
- B. Procesos que separan las sales de la solución
  - 1. electrodiálisis
  - 2. osmosis inversa
  - 3. intercambio de iones
  - 4. extracción con solventes

Los procesos de electrodiálisis y de osmosis inversa son procesos de separación que utilizan membranas que son se lectivamente permeables a iones o agua.

Para aguas de concentración de 1000 a 2000 ppm de sa les los tratamientos recomendados son la electrodiálisis y - la osmosis inversa, debido a que la inversión necesaria para estos procesos es menor que para los que usan destilación. - Por ello se ha preferido utilizar este tipo de procesos para abastecer de agua potable a pequeños poblados que cuentan - con pozos de agua poco salobre, ya que el precio del produc-

to es menor y resuelve realmente el problema que ocasiona la falta de este servicio a las gentes de escasos recursos.

Sin embargo, no se pueden utilizar los procesos de electrodiálisis y osmosis inversa para producir salmuera de mas del 2% de sales (20 000 ppm). Así en procesos donde la salmuera que se desecha debe ser mas concentrada, se usa un proceso de evaporación. Como son los casos de las poblaciones costeras, donde se dispone del agua de mar que tiene concentraciones mas altas. O para dar servicio a zonas industriales, donde el agua producto debe ser de alta pureza.

Los mayores obstáculos que se presentan en los procesos que utilizan membranas son el ensuciamiento de las membranas y los flujos bajos que usan. El ensuciamiento de las membranas provoca que los costos de operación sean mayores mientras mayor sea la concentración de sales del agua a tratar, debido a la frecuencia con que se tienen que remplazar, darles mantenimiento y por el pretratamiento que requieren. Además provoca que el capital necesario sea mayor por la necesidad de incorporar mayores areas de membranas para compensar los flujos bajos causados por el ensuciamiento. Los flujos bajos también causan que los costos de operación se incrementen ya que se necesita mayor fuerza motriz para mover el agua a la mayor velocidad posible.

El costo del proceso de intercambio de iones se basa en el paso de todo el flujo a través del intercambiador de iones. Por ello no es costeable utilizarlo cuando se trata a agua de concentración de sales alta, porque necesitaría regeneración de los iones mas frecuente y el sistema de regeneración es muy caro. Además de que los intercambiadores de io-

nes no son específicos, por lo que quitan, con cierto costo, sustancias que no es necesario remover.

Entre los métodos que separan el agua de la solución, el mas complicado mecanicamente es el proceso de congelación, aunque es el que consume menos energía. Sin embargo, como todavía no se ha desarrollado, no se puede hacer estimados de su costo y eficiencia a nivel industrial.

Los métodos térmicos, y particularmente los métodos que utilizan evaporación son los únicos capaces de eliminar todos los contaminantes no volátiles y de producir soluciones de alta concentración. El problema de estos métodos es el alto costo de operación.

De todo lo anterior se desprende que para aprovechar la inmensa fuente de agua que se tiene en el mar, los procesos de evaporación son los mas convenientes. Comparando estos procesos se puede establecer cual es el mas viable.

Tomando en cuenta que en el proceso de compresión de vapor:

- el area de transferencia de calor es mas reducida,
- el costo de construcción de un solo recipiente para la evaporación es menor que el costo de varios recipientes pequeños para evaporar,
- el costo de bombeo es menor,
- el corazón del sistema es el compresor, y el precio de este,

se estima que el precio de la planta de desalación por compresión de vapor es menor que el costo de una planta de evaporación instantanea o de una planta de múltiple efecto en 10% a 20%.



Entre los procesos de evaporación se tiene que los sistemas de evaporación instantanea y de múltiple efecto son los que consumen mas energía y los menos complicados mecánicamente; el sistema de compresión de vapor es mas complicado mecánicamente, pero consume menos energía.

El análisis del costo del consumo de energía es un problema difícil porque los tres tipos de plantas requieren diferentes formas de energía: energía eléctrica y térmica para plantas de evaporación instantanea y de múltiple efecto y solo energía eléctrica y mecánica, para plantas de compresión de vapor. Así, se establecerán tres casos diferentes para comparar:

Caso 1:

En la planta de compresión de vapor, el compresor y los auxiliares funcionan con motor diesel.

En las plantas de evaporación instantanea y de múltiple efecto se suministra el vapor por una caldera.

Caso 2:

Plantas de doble propósito (suministro de agua y energía).

Las plantas de múltiple efecto y evaporación instantanea toman el vapor de las turbinas generadoras. El costo de esta energía térmica es 35% mas barato que en el caso anterior.

La planta de compresión de vapor opera exclusivamente con energía eléctrica.

Caso 3:

Plantas nucleares de doble propósito.

Las plantas de evaporación instantanea y múltiple e-

fecto se surten del vapor que proviene de las turbinas.

La planta de compresión de vapor opera exclusivamente con energía eléctrica.

Costos comparativos del consumo de energía:

	% energía térmica	% energía eléctrica	total %
Caso 1			
a) evap. instan. y mult. efec.	77	23	100
b) compresión de vapor	31		31
Caso 2			
a) evap. instan. y mult. efec.	76	24	100
b) compresión de vapor		70	70
Caso 3			
a) evap. instan. y mult. efec.	71	29	100
b) compresión de vapor		82	82

Nota: el costo total de la energía consumida por la planta de compresión de vapor está referido como porcentaje del costo total de la energía de las plantas de evaporación instantanea y múltiple efecto en cada caso.

Puede verse que en todos los casos el proceso de compresión de vapor es menos costoso en términos del consumo de energía.

El número de operarios necesarios en cada uno de los tres tipos de proceso de evaporación es similar, así como el costo del mantenimiento.

De todo lo anterior se desprende que el proceso de destilación con compresión de vapor, puede ser en un futuro el método mas empleado para desalar el agua de los mares.

	evaporación	compresión de vapor
concentración de la salmuera de desecho (%)	25	20
concentración del producto (ppm)	1	1
problemas de incrustación	moderado, limita la tem. de op.	moderado, limita la tem. de operación
problemas causados por sólidos en suspensión	bajos	bajos
problemas causados por materia orgánica	bajos	bajos
separación de sólidos en suspensión	alta	alta
separación de metales tóxicos en baja concentración	muy alta	muy alta

Tabla 2. Comparativo de condiciones de operación entre plantas de evaporación instantánea y de múltiple efecto y plantas de compresión de vapor.

2. Expresiones de la concentración de sales en el agua de mar.

Salinidad  $\equiv$  cantidad total de sólidos (en gr.) por Kg. de agua de mar cuando todos los carbonatos se han convertido a óxidos, los bromuros y los yoduros han sido reemplazados por cloruros y toda la materia orgánica ha sido completamente oxidada.

Alcalinidad total  $\equiv$  la suma de las concentraciones de carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos, todos expresados en ppm de equivalentes de carbonato de calcio.

Clorinidad  $\equiv$  la cantidad total de cloro (en gr.) contenida en un Kg. de agua de mar, después que todos los bromuros y los yoduros han sido reemplazados por cloruros.

Clorosidad  $\equiv$  cantidad total de cloro (en gr.) contenido en un litro de agua de mar a una temperatura de 20°C, después de que todos los bromuros y yoduros han sido reemplazados por los cloruros.

La relación empírica entre la clorinidad y la salinidad del agua de mar es:

$$\text{salinidad} \equiv 0.03 + 1.805 \text{ clorinidad}$$

Estas definiciones de clorinidad, clorosidad y alcalinidad total son aplicables solamente al agua de mar y sus soluciones concentradas o diluidas, y no se aplican a otros tipos de aguas saladas.

### 3. Incrustación y corrosión

La incrustación es un depósito de minerales que se forma sobre las superficies sólidas del equipo industrial, cuando se excede los límites de solubilidad.

Se inicia cuando se presenta simultáneamente los tres siguientes factores: sobresaturación de la solución, núcleos de acumulación de los cristales y tiempo adecuado de contacto de la solución con el núcleo de acumulación.

La incrustación ha sido el factor de mayor preocupación en los procesos de desalación mediante destilación (eva

poración instantánea, solar, con compresión de vapor, etc.). Porque hace disminuir la eficiencia de la operación al provocar obstrucciones en las áreas de flujo y reduce la transferencia de calor. También hace necesario parar la planta con frecuencia con el fin de limpiar las áreas afectadas, ya sea con solventes como el HCl o mecánicamente. Obviamente, de esta manera se incrementa el costo del producto.

La solubilidad de cada una de las sales contenidas en el agua de mar se ve influenciada por la presencia de las demás sales disueltas, así como por el pH de la solución y la temperatura de operación.

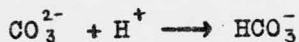
La precipitación del  $\text{CaSO}_4$  es casi independiente de la acidez de la solución. Mientras que el  $\text{CaCO}_3$  se deposita cuando el medio es neutro o alcalino, siendo más soluble en medio ácido. Lo mismo sucede con el  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  ya que se forma en medio alcalino, por la siguiente reacción:



liberando ácido sulfúrico, lo que ayuda a regular el pH de la solución.

Como el pH normal del agua de mar es de 7.5 a 8.1 propicia la incrustación del  $\text{CaCO}_3$  y del  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ .

A un pH menor de 9, los carbonatos reaccionan casi completamente con los iones  $\text{H}^+$ :



por lo que la concentración de carbonatos en soluciones ácidas o neutras es muy pequeña.

La temperatura afecta de forma diferente la solubilidad de cada una de las sales del agua de mar. El  $\text{CaSO}_4$  presenta solubilidad inversa, esto es que a mayor temperatura -

su solubilidad disminuye, por lo que a temperaturas mayores de 100°C cuando se concentra el agua de mar a 2/3 de su volumen normal la incrustación de esta sal es peligrosa. No así con el  $\text{CaCO}_3$ , ya que el agua de mar está prácticamente saturada con él, se deposita desde temperaturas tan bajas como 60°C. El  $\text{Mg(OH)}_2$  se deposita a temperaturas intermedias o cuando la concentración es muy alta.

Resumiendo, la incrustación que presenta el agua de mar a una temperatura de 60°C está compuesta por  $\text{CaCO}_3$ . A temperatura entre 60°C y 100°C la incrustación contiene  $\text{CaCO}_3$  e  $\text{Mg(OH)}_2$ . A temperaturas mayores a los 100°C la incrustación se forma de  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Mg(OH)}_2$  y  $\text{CaSO}_4$ .

En la práctica se han encontrado algunas circunstancias que deben tomarse en cuenta en el diseño de una planta de desalación, ya que aumentan o disminuyen la incrustación, como son:

- a) El tiempo de nucleación no se ve afectado por la evaporación.
- b) La incrustación disminuye si la superficie está debidamente pulida, por lo tanto, si existe corrosión aumenta la probabilidad de incrustación.
- c) Una velocidad mayor del flujo disminuye la probabilidad de incrustación, pero la turbulencia no tiene un efecto significativo en la nucleación de los cristales.
- d) Entre los materiales comunmente usados en la construcción de plantas desaladoras, los que presentan mayor incrustación son el cobre y el aluminio y el que presenta mayor corrosión es el fierro.
- e) el ph adecuado para operar una planta desaladora

es ligeramente ácido.

f) Si se trabaja a temperatura baja, se disminuye -- considerablemente el problema de la incrustación.

El otro problema grave que afecta a las plantas desaladoras, aunque en menor proporción que la incrustación, es la corrosión. Esta se suscita principalmente por la acción -- del oxígeno y del bióxido de carbono sobre los metales. Si -- se arrastran sólidos en suspensión, estos también provocan -- corrosión.

Es muy importante controlar el ph del flujo, porque si la acidez excede la tolerancia del material, la corrosión será muy rápida e intensa.

Existen varios métodos para prevenir la incrustación y la corrosión, entre los que se cuentan la adición de agentes acomplejantes, la adición de ácido, la adición de tenso-activos y la deaeración del agua de mar.

Hasta ahora el método mas usado por ser eficiente y económico es la adición de ácido sulfúrico al agua de mar -- que entra a la planta para mantener el ph ácido y provocar -- la reacción de los bicarbonatos, liberando CO<sub>2</sub>:



El tratamiento se complementa con una torre deaeradora que extrae el exceso de CO<sub>2</sub> y de O<sub>2</sub>, por desorción en aire.

#### 4. Efecto de las sales en la temperatura de ebullición.

El punto de ebullición de un líquido es la temperatura a la cual la presión de vapor de éste iguala la presión --

externa. Al disolver un soluto no volátil, que de acuerdo -- con la ley de Raoult produce un descenso de la presión de vapor del disolvente, será necesario calentar la solución a una temperatura mas elevada para que alcance una presión de - vapor igual a la presión externa. Por tanto, la adición del soluto provoca una elevación del punto de ebullición.

Esta es la razón por la cual el agua de mar presenta una temperatura de ebullición mas elevada que el agua pura.

#### 5. Ventajas de los tubos corrugados sobre los tubos lisos en la evaporación.

Se ha encontrado una variable muy útil en el desarrollo de las plantas desaladoras por evaporación en las diferentes formas de la superficie de los tubos donde se efectua la transferencia de calor.

Se ha experimentado con tubos de varios tipos de estriado: estriado ancho o angosto, vertical, horizontal o helicoidal, por un lado del tubo o por ambos, etc. Observandose que el coeficiente de transferencia de calor que presentan los tubos estriados es hasta dos veces mayor que los coeeficientes que pueden obtenerse con tubos lisos.

Por lo tanto, el area de transferencia de calor necesaria disminuye considerablemente, lo que reduce el tamaño - de los equipos. Esto redundo en plantas de menor tamaño y, - lo mas importante, en una reducción de la inversión.

Los tubos estriados se fabrican en diferentes materiales, especialmente en cobre, cobre-niquel 90-10 y alumi--nio-bronce, por ser los que mejor se prestan para la transfe



rencia de calor. De estos, el que permite coeficientes de transferencia de calor mayores es el aluminio-bronce, pero se ha usado poco en los procesos de desalación de agua de mar porque es mas susceptible de corrosión. El mas recomendado para estos procesos es el cobre-niquel 90-10 porque siendo sus propiedades térmicas buenas, tiene mayor resistencia a la corrosión.

## 6. Captación del agua de mar.

El agua de mar que procesan las plantas desaladoras se extrae del oceano por medio de bombas. El tipo de bomba e instalación de alimentación a la planta se eligen según las características de la playa donde se realice la instalación.

El agua de mar contiene numerosos sólidos en suspensión desde basura y arenas hasta abundante vida animal y vegetal, que pueden ocasionar problemas de obstrucción en las plantas desaladoras.

Para evitar que se introduzcan y causen daños, se coloca a manera de filtro, una serie de mallas en la succión de la bomba de alimentación a la planta, donde deben quedar atrapados. Algunas partículas pequeñas, como arenillas o microorganismos, logran pasar a la planta. No obstante que la adición del ácido en el pretratamiento elimina gran parte de estos microorganismos que lograron introducirse, algunos en estado larvario se van depositando a lo largo de toda la línea del proceso formando incrustaciones.

### III Descripción del proceso

#### 1. Fundamentos

Existe una relación directa entre la temperatura de ebullición de un líquido y la presión a la que está sometido. Así, cuando se aumenta la presión, la temperatura de ebullición aumenta, y cuando la presión disminuye la temperatura de ebullición disminuye también. De igual manera sucede con un vapor, cuando aumenta o disminuye la presión, aumenta o disminuye su temperatura de condensación. 47

Basandose en este principio, puede hacerse hervir un líquido o condensar un vapor a diferentes temperaturas, variando la presión.]

De acuerdo con lo anterior es posible evaporar un líquido utilizando el mismo vapor que produce como fuente de calor, si previamente se comprime este vapor, aumentando de este modo la temperatura de condensación. Este proceso es conocido con el nombre de evaporación con compresión de vapor. En el cual la energía que se utiliza para la evaporación es solamente la energía mecánica suministrada por el compresor.

Esto ocurre en un estado ideal que no tiene pérdidas, por lo que en un proceso real que si las presenta, es necesario incluir una pequeña fuente de calor auxiliar para contrarrestarlas.

Tratandose de agua de mar, la compresión de vapor debe contrarrestar también el aumento del punto de ebullición que esta presenta sobre el agua pura, porque en estas condiciones el vapor que se desprende está a una temperatura me-

nor que la salmuera que está en ebullición.

El proceso de evaporación con compresión de vapor -- puede considerarse un ciclo de Carnot invertido. En este ciclo la relación entre el trabajo suministrado por el compresor al sistema, y el calor obtenido del vapor comprimido se denomina rendimiento termodinámico. Puede expresarse en función de las temperaturas:

$$\eta = \frac{\text{trabajo suministrado}}{\text{calor obtenido}} = \frac{T_{\text{sal}} - T_{\text{en}}}{T_{\text{en}}}$$

Técnicamente, el consumo de energía por kgr. de vapor comprimido es proporcional al rango de temperatura de compresión ( $T_{\text{sal}} - T_{\text{en}}$ ), e inversamente proporcional a la temperatura inicial ( $T_{\text{en}}$ ).

Con todo lo anterior se concluye:

- 1) El rendimiento de energía es menor, cuanto mayor es la temperatura de operación ( $T_{\text{en}}$ ).
- 2) Es requerimiento de energía es menor con rango bajo de evaporación ( $T_{\text{sal}} - T_{\text{en}}$ ).

Tomando en cuenta los puntos antes mencionados y los problemas de incrustación ya vistos, se determinaron las condiciones óptimas de diseño para la planta.

## 2. Bases de diseño

Nombre de la planta: Planta piloto de desalación de agua de mar por destilación con compresión de vapor.

### A. Generalidades

A.1. Función: la planta será diseñada para obtener agua potable a partir de agua de mar. Con el fin de po--

der estudiar el proceso, principalmente lo concerniente al a rea de transferencia de calor del evaporador.

A.2. Tipo de proceso: destilación del agua de mar teniendo como fuente de calor su propio vapor comprimido. Utilizando un evaporador de tubos largos corrugados verticales con película descendente.

A.3. Capacidad: la capacidad nominal de la planta será de 720 lb/h de agua destilada.

A.4. Factor de servicio: se diseña para operar a un factor de servicio de 24.

A.5. Flexibilidad: a falta de energía eléctrica - la planta no operará.

A.6. Previsiones: debe preverse que el haz de tubos del evaporador pueda ser cambiado por haces de tubos de diferentes características.

#### B. Especificaciones de la alimentación

B.1. Composición del agua de mar  
agua 96.55184% en peso

iones

sulfato	2 648.6 ppm
cloruro	18 979.9 ppm
calcio	400.1 ppm
magnesio	1 272.0 ppm
sodio	10 556.1 ppm
potasio	380.0 ppm
estroncio	13.3 ppm
bicarbonato	139.7 ppm
bromuro	64.6 ppm
floruro	1.3 ppm

iones

ac. bórico 26.0 ppm

total sólidos disueltos 34 481.6 ppm

B.2. Condiciones de la alimentación (en límites de batería)

estado físico: líquido

presión normal: 10 psig

temperatura media: 20°C

forma de recibo: por tubería

procedencia: pendiente

C. Especificaciones del producto

C.1. Composición del destilado

agua 99.9965 % en peso como mínimo

sólidos disueltos 35 ppm

C.2. Condiciones del producto (en límites de batería)

ria)

estado físico: líquido

presión normal: atmosférica

temperatura: 27°C

D. Especificaciones del desecho

D.1. Composición de la salmuera

agua 93 % en peso

sólidos disueltos 70 000 ppm

D.2. Condiciones del desecho (en límites de batería)

ria)

estado físico: líquido

presión normal: atmosférica

temperatura: 27°C

E. Servicios auxiliares

E.1. Vapor: será generado dentro de la planta

a) calidad: saturado

b) disponibilidad: la requerida

#### F. Notas

F.1. El sitio donde será instalada la planta está pendiente.

F.2. El producto se almacenará en un tanque con capacidad equivalente a la producción diaria, fuera de límites de batería.

### 3. Descripción del flujo

Los datos de diseño de esta planta están gobernados por la temperatura de admisión del agua salada de  $68^{\circ}\text{F}$   <sup>$20^{\circ}\text{C}$</sup>  y por el gasto de esta de  <sup>$1000 \text{ kg/hr}$</sup>   $1440 \text{ lb/h}$ . De este flujo de agua salada se destila el 50% en peso y el otro 50% se extrae como salmuera concentrada. Aunque en teoría es posible obtener mayores proporciones de destilado en este proceso, no se consideró esta posibilidad pues las altas concentraciones de salmuera introducirían graves incrustaciones, presentando una variación extra.

Las partes mas relevantes del diseño son las que se relatan a continuación. Solamente se describe el diseño básico de la planta, omitiendo detalles de construcción.

El diagrama de flujo muestra los componentes principales de esta planta. Así como el diagrama de tuberías e instrumentación muestra los puntos de medición.

El agua salada admitida a la planta, antes de ser procesada, se sujetará a un tratamiento decarbonatador y de-

gasificador. Ya que los componentes que causan mayores problemas, por la corrosión e incrustación que presentan, son el oxígeno y los carbonatos.

Este tratamiento consta de dos partes, primero se adiciona ácido sulfúrico al agua salada aprovechando un tramo de tubería para que la reacción se complete. Como segundo paso el agua salada es alimentada a la torre empacada, donde desorbe oxígeno y bióxido de carbono a un flujo en contracorriente de 600 lb/h de aire, provisto por un ventilador instalado en la parte inferior de esta. Al salir de la torre empacada el agua salada es recibida por un tanque de retención donde será bombeada a los cambiadores de calor.

El 50% de agua salada (720)lb/h) será circulado por un cambiador de calor donde se calentará con la salmuera concentrada hasta alcanzar la temperatura de 126°F. En este intercambio térmico la temperatura de la salmuera concentrada se abatirá desde los 140.8°F de entrada hasta 81°F. Temperatura a la cual puede ser desechada sin causar daños en el medio ambiente.

Del agua salada de alimentación, el otro 50% toma calor del destilado que sale del evaporador a 150°F. Este proceso hará que esta porción del agua salada se caliente hasta 140.3°F. Aquí el destilado baja su temperatura desde 150°F hasta 81°F.

Así el destilado como la salmuera concentrada salen de la planta a 13°F mas que la temperatura de la entrada del agua salina. La recuperación del calor sería mas eficiente si se usase un cambiador suficientemente grande y elaborado para ello, sin embargo economicamente esto no se justifica.

Al salir de los cambiadores de calor ambas corrientes de agua salada se unen. La corriente resultante entra a la parte inferior del evaporador a 133.2°F y se mezcla con la salmuera que aquí se encuentra a la temperatura de 140.8°F. Como la cantidad de salmuera es mucho mayor de la del flujo que entra, la temperatura después de la mezcla no presenta variación sensible con respecto a la temperatura inicial de la salmuera.

Con el objeto de que el agua salada tome el calor necesario para evaporarse se hace una recirculación de la parte inferior del evaporador a la sección superior del mismo. Ya dentro de los tubos de esta sección, el agua salada toma calor del vapor que ha sido previamente comprimido por el compresor. Debido a la presión de operación 2.888 psia la evaporación se lleva a cabo a 140.8°F, liberándose 720 lb/h de vapor saturado.

El agua salada que no se evaporó, junto con el vapor saturado, llega nuevamente a la parte inferior del evaporador donde el vapor es succionado por el compresor y se remueven 720 lb/h de salmuera de desecho hacia el intercambiador, a fin de recuperar parte del calor que llevan.

El vapor que ha sido succionado por el compresor es comprimido de 2.888 psia a 3.755 psia sobrecalentándose hasta 165°F. Retorna al evaporador, ahora por afuera de los tubos de la sección superior, pierde calor hacia el agua salada condensándose totalmente. Este condensado toma ahora el nombre de destilado. El cambio de fase se lleva a cabo a 150°F.

El destilado entra al cambiador de calor para preca-



lentar el agua que se admite a la planta.

Como el producto y el desecho abandonan la planta a una temperatura mayor a la temperatura a la que fue admitida el agua salada, se tiene una pérdida de calor. Además de las pequeñas pérdidas de calor al ambiente que se tienen no obstante el uso de materiales aislantes. Es necesario compensar estas pérdidas de calor, para ello se utiliza vapor auxiliar. Una caldereta estará conectada a la línea que sale del compresor.

#### 4. Descripción del equipo

##### a) Tanque de ácido sulfúrico

Se utiliza un envase plástico como contenedor del ácido sulfúrico necesario en el pretratamiento del agua salada que se admite a la planta.

##### b) Torre decarbonatadora

El agua salada se admite a la torre decarbonatadora por medio de un sistema de distribución consistente en dos tubos dispuestos en cruz con espreas a todo lo largo.

La torre es un cilindro de 5.12 pul. de diámetro, empacada con anillos Rashing de tres rejillas, una por encima del distribuidor de líquido, la segunda en la parte media del empaque irrigado y la tercera en el fondo. Se prefirió este tipo de empaque por ser de fácil limpieza y hallarse en el mercado a bajo costo. La altura del relleno irrigado es de 4.76 pies y la altura del relleno usado como separador de arrastre por encima de la entrada del líquido es de 0.48 pie.

Para proporcionar el flujo de aire necesario para la

desorción de los gases se utilizará un ventilador centrífugo de  $1/3$  HP.

El tanque de retención que recibe el agua salada que sale de la torre es de 1 pie de diámetro por 1.3 pies de altura.

c) Cambiadores de calor

Los cambiadores de calor se diseñaron del tipo de doble tubo para cubrir las necesidades de los flujos que atraviesan por ellos. Ya que los volúmenes manejados, tanto de los fluidos fríos como de los fluidos calientes, son muy bajos. Por esta razón es necesario que el área de flujo sea pequeña para obtener velocidades altas, adecuadas para la transferencia de calor y para evitar incrustaciones. Seleccionándose tubos de  $7/8$  pul. para el ánulo y tubos de  $1/2$  pul. para el tubo interior como los más adecuados en ambos cambiadores.

En virtud de que el área efectiva del cambiador de calor salmuera-agua de mar se calculó en 9.86 pies cuadrados este tendrá una longitud de 75.85 pies. Similarmente, el cambiador de calor destilado-agua de mar tiene una superficie efectiva de 15.53 pies cuadrados y una longitud de 119.46 pie.

Se escogió tubería de cobre para los cambiadores de calor, debido a que el cobre es el material más barato que cubre los requisitos de transferencia de calor sin mucho problema de incrustación y corrosión.

La disposición de cada uno de los cambiadores de calor será en serpentín, con tramos rectos de 4.9 pies de longitud, siendo la transferencia de calor en estos tramos rectos.

En ambos cambiadores de calor, el agua de mar circula por el ánulo. Mientras que la salmuera en el cambiador -- EA 1 y el destilado en el cambiador EA2 circulan por los tubos interiores.

Los cambiadores de calor serán montados dentro de una caja que servirá a la vez de soporte y de medio aislante, ya que irá recubierta en su parte interior por una capa de lana de vidrio.

#### d) Evaporador

Antiguamente se utilizaban evaporadores de tubos sumergidos, sin embargo, los coeficientes de transferencia de calor alcanzados en este tipo de equipo eran bajos y había problemas graves de incrustación en la parte superior del haz de tubos, donde se llevaba a cabo la evaporación.

Después se desarrollaron los evaporadores de tubos verticales cortos no inundados, con flujos ascendentes o descendentes. Hasta llegar a los evaporadores de tubos largos verticales con película descendente de líquido por dentro de los tubos, que son los mas empleados ultimamente por las ventajas que presentan, y que será el tipo de evaporador que se utilizará en esta planta.

Para evaporadores se consideran tubos largos a partir de 6 pies de longitud.

El area de transferencia de calor necesaria para que se lleve a cabo la evaporación se calculó en 47.8 pies cuadrados. Estará distribuida en un haz de 25 tubos de 12pies de largo dispuestos en posición vertical.

La salmuera a evaporarse circula por el interior de los tubos en forma de una película descendente de 1.5 mm de

espesor. Espesor suficiente para mantener la película a todo lo largo de los tubos, aún después de la evaporación sin que el coeficiente de transferencia de calor se vea afectado por las burbujas de vapor que quedarían atrapadas en el líquido de ser mayor el espesor de la película.

El diámetro de los tubos es  $5/8$  pul. Diámetro en el cual el gasto necesario para mantener la película no es excesivo y ésta puede fluir libremente sin chocar consigo misma.

En los últimos años se encontró que los tubos estriados presentan muchas ventajas sobre los tubos lisos en procesos de intercambio térmico. Aumentan considerablemente el coeficiente de transferencia de calor porque la rugosidad de la pared favorece que la tensión superficial y las fuerzas de adhesión interna del flujo se vean disminuidas, mientras que la turbulencia aumenta. En México apenas comienza el uso de tubos estriados en procesos de desalación. A fin de conocer mas a fondo el comportamiento de estas superficies, los tubos usados en el evaporador son estriados horizontalmente por dentro y por fuera de cupro-níquel 90-10.

El haz de tubos se sostiene por dos espejos, uno en cada extremo. El espejo del extremo superior además de sostener los tubos, sirve para separar la sección donde circula el vapor de la sección donde se recibe la salmuera para distribuirse en el interior de los tubos. De igual manera, el espejo inferior separa la sección donde el vapor comprimido sede su calor, condensandose, de la parte inferior del evaporador.

La parte inferior del evaporador es un recipiente cilíndrico con tapa cónica con capacidad para almacenar la can

tividad de salmuera suficiente que permita un minuto de flexibilidad en la operación del sistema. Cuenta con una brida de servicio de 1.6 pies de diámetro.

Inmediatamente por debajo del espejo inferior se encuentra el eliminador de niebla. Formado por varias capas de rejillas de filamentos plásticos (polipropileno) entrelazados asimétricamente. Su función es limpiar el vapor que va al compresor de las gotas de salmuera que arrastra, con una eficiencia de 99.9%.

Cuando el vapor, junto con el líquido que arrastra, pasa a través de las mallas del eliminador de niebla, el vapor cruza fácilmente. No así las gotas de líquido, que por su inercia mayor no pueden adelgazarse de tal manera que pasen por los intersticios, chocando con los filamentos de plástico. Mientras más gotas entran al eliminador, se acumulan en las mallas, hasta que llegan a un tamaño en que la fuerza de gravedad supera a la fuerza con que fluye el vapor y las gotas caen. Así el vapor se ve libre de la salmuera que lo contaminaba.

El eliminador de niebla, comúnmente llamado demister tiene forma de un anillo que cubre el espacio libre entre la coraza y el espejo inferior, para que todo el vapor que salga al compresor tenga que cruzarlo. El espesor de este anillo es de 4 pul. (tipo comercial).

Se prevén en este diseño mirillas a diferentes alturas del evaporador que permitirán observar lo que ocurre en su interior cuando la planta esté en operación.

Cuando la planta comienza a operar, la producción de vapor no es instantánea. Por lo que para arrancar el compre-

sor es necesario suministrarle otro gas. Lo que se logra por medio de una tubería que recircula el aire que manda el compresor al evaporador, nuevamente a la parte inferior de este último para que sea succionado una vez mas.

Ya en plena operación, el agua de mar introduce con ella incondensables, como oxígeno y bióxido de carbono. Para que el evaporador funcione normalmente, es imprescindible extraer estos incondensables, Ya que provocan serias caídas en el coeficiente de transferencia de calor y desequilibra las presiones de vacío que se tienen en él. Se utiliza una bomba de vacío centrífuga de 1/4 HP para la extracción.

#### e) Compresor

Los compresores mas usados en el proceso de desalación con compresión de vapor son los centrífugos y los de desplazamiento positivo (de lóbulos). Para elegir cual es mas conveniente en la planta piloto se estudiaron los pros y los contras de cada uno de los tipos antes mencionados, enumerandolos en la siguiente tabla.

El flujo de vapor que se maneja en el proceso es pequeño. La planta se operará en forma intermitente, por servir para experimentación y capacitación técnica. Por esta misma razón se operará variando los diferentes parámetros que influyen en el proceso.

El compresor que satisface ampliamente estos requerimientos es el compresor rotatorio de lóbulos, porque puede manejar flujos bajos de vapor, tiene facilidad de arranque, no lleva mucho tiempo estabilizar el flujo y puede operarse a muy diferentes condiciones.

Entran al compresor 1472 pies cúbicos/min de vapor -

de lóbulos	centrífugo
trabaja con menos revoluciones (por lo tanto, la vida útil del equipo es mayor)	trabaja con mas revoluciones (por lo tanto la vida útil del equipo es menor)
mantemimiento esporádico pero especializado	mantenimiento constante pero no requiere especialista
puede manejar volúmenes bajos	maneja grandes volúmenes
facil arranque y estabilización rápida del flujo	al arranque requiere de tiempo para estabilizar el flujo
grande, pesado y ruidoso	tamaño reducido y silencioso
gran variedad en las condiciones de operación	_____

Tabla 3. Comparativa entre compresores.

saturado a una presión de 2.888 psia y temperatura de 140.8°F. Es comprimido hasta la presión de 3.755 psia y sobrecalentado a 165°F. Así la relación de compresión ( $P_{\text{final}}/P_{\text{inicial}}$ ) será 1.3. Requiriendo para este trabajo un motor de aproximadamente 9 BHP.

f) Caldereta

El sistema presenta pequeñas pérdidas de calor, que son compensadas con vapor auxiliar suministrado por una cal-

dereta eléctrica de 4 Kw.

Tres resistencias, de un Kw cada una, y dos resistencias de 0.5 Kw dan potencia a la caldereta. Las resistencias funcionan en forma independiente una de otra, de tal manera que se pueda regular la cantidad de vapor producido.

Produce vapor saturado de 3.755 psia de presión y - 150°F de temperatura.



#### IV Modelo matemático

##### 1. Cambiadores de calor

El factor determinante en la selección del diámetro de los tubos es la velocidad de los flujos que se manejan.

Variando el diámetro de los tubos se calculan las velocidades de los fluidos hasta encontrar las mas adecuadas:

- 1) area externa del tubo interno

$$A_1 = \frac{\pi}{4} D_i^2$$

area interna del tubo externo

$$A_2 = \frac{\pi}{4} D_2^2$$

area de flujo en el tubo exterior

$$A_f = A_2 - A_1$$

- 2) velocidades de flujo

$$v = \frac{F}{A}$$

Ya con todos los datos necesarios se sigue el método tradicional para dimensionar un cambiador de calor:

- 3) cálculo del coeficiente de transferencia de calor en el ánulo

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_i^2}{D_i}$$

$$G_a = \frac{m}{A}$$

$$Re_a = \frac{D_e G_a}{\mu}$$

de la gráfica 24 del apéndice del libro de Kern se obtiene - el  $J_h$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$h_o = \frac{Jh k Pr^{1/3}}{D_e}$$

4) cálculo del coeficiente de transferencia de calor en el tubo interior

$$G = \frac{\dot{m}}{A_3}$$

$$Re = \frac{D_3 G}{\mu}$$

se obtiene el Jh de la gráfica 24 del apéndice del libro del Kern

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$h_1 = \frac{Jh k Pr^{1/3}}{D_3}$$

$$h_{1o} = h_1 \frac{D_3}{D_1}$$

5) coeficiente limpio total de transferencia de calor

$$U_c = \frac{1}{1/h_o + 1/h_{1o}}$$

6) coeficiente total de diseño

para agua y salmuera el factor de incrustación recomendado es  $0.001 \text{ h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F} / \text{BTU}$

$$U_D = \frac{1}{1/U_c + R_d}$$

7) temperatura media logarítmica entre los fluidos

$$LMTD = \frac{(T_{en} - t_{sal}) - (T_{sal} - t_{en})}{\ln \frac{(T_{en} - t_{sal})}{(T_{sal} - t_{en})}}$$

8) cálculo de la longitud del cambiador

$$Ac = \frac{Q}{U_D (LMTD)}$$

$$l = \frac{Ac}{A_L}$$

A la longitud así calculada se le aplica un factor de diseño de 1.2.

9) Cálculo de la caída de presión en el ánulo

$$D_e' = D_2 - D_1$$

$$Re_a = \frac{D_e' G_a}{\mu}$$

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re_a^{0.32}}$$

$$\Delta F_a = \frac{2 f G_a^2 l}{g \rho^2 D_e'^2}$$

La caída de presión en las horquillas se calcula como la caída de presión de una cabeza de velocidad:

$$\Delta F_h = n_h \left( \frac{v^2}{2g} \right)$$

donde:

$$v = \frac{G}{3600 \rho}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_h) \rho}{144}$$

10) Cálculo de la caída de presión en el tubo interior

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$\Delta F_i = \frac{2 f G_i^2 l}{g \rho^2 D^2}$$

$$\Delta P_i = \frac{\Delta F_i \rho}{144}$$

## 2. Evaporador

A. En el cálculo del evaporador se tienen varias in-

cógnitas, por lo que para encontrar las dimensiones adecuadas del haz de tubos se iteraciona cambiando los siguientes factores: espesor de la película descendente, coeficiente de transferencia de calor, longitud y diámetro de los tubos.

1) temperatura media logarítmica entre los fluidos

$$LMTD = \frac{(T_{en} - t_{sal}) - (T_{sal} - t_{en})}{\ln \frac{(T_{en} - t_{sal})}{(T_{sal} - t_{en})}}$$

No se tiene un modelo matemático apropiado para calcular el coeficiente de transferencia de calor en tubos corrugados, siempre se ha obtenido en forma experimental. Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor utilizado en este cálculo se tomará de datos experimentales obtenidos en plantas semejantes. Estos datos se encuentran en el reporte de la OSW num. 733 de diciembre de 1971.

Se repetirán los cálculos utilizando diferentes coeficientes de transferencia de calor.

2) Area necesaria para que se lleve a cabo la transferencia de calor

$$Ac = \frac{Q}{U (LMTD)}$$

La UOP Inc., Wolverine Division fabrica la tubería de Cu-Ni 90-10 corrugada. En su boletín del 5 de enero de 1976 proporciona todos los datos referentes a este tipo de tubería.

El DIGAAS (Dirección General de Aprovechamiento de Aguas Salinas) recomienda espesores para la película descendente dentro de los tubos entre 1.5 mm y 5 mm.

Los cálculos se repiten utilizando diferentes diámetros de tubos y cambiando el espesor de la película descen-

dente.

- 3) cálculo del área de la película descendente

$$D_4 = D_3 - 2 \text{ es}$$

$$A_4 = \frac{\pi D_4^2}{4}$$

$$A_p = A - A_4$$

La longitud de los tubos se varia entre la longitud mínima de los tubos para considerar el evaporador de tubos - largos: 6 pies y la longitud máxima recomendada por la OSW - para que la película descendente se conserve: 12 pies.

- 4) número de tubos

$$n_t = \frac{Ac}{l A_t}$$

- 5) velocidad media de caída libre de la película de agua descendente

$$v = \frac{\sqrt{2 g l}}{2}$$

- 6) caída de presión en la película provocada por la fricción con la pared del tubo

$$\Delta F = 0.0962 \frac{\mu l v}{d^2 \rho} \quad \text{donde } \mu = [\text{cp}]$$

- 7) velocidad media de la película descendente

$$\bar{v} = \frac{\sqrt{2 g (l - \Delta F)}}{2}$$

- 8) gasto volumétrico de la película descendente en un tubo

$$G = \bar{v} A_p$$

- 9) gasto volumétrico total de agua de mar necesario en los tubos del evaporador

$$G_T = n_t G$$

Las dimensiones apropiadas son aquellas para las cua

les el gasto de agua de mar necesario es el mas pequeño.

### B. Cálculo del eliminador de niebla.

Los eliminadores de niebla comerciales trabajan con una eficiencia del 99% o mayor.

Para obtener vapor de la calidad deseada debe verificarse que la distancia entre el eliminador de niebla y la superficie de la salmuera en el fondo del evaporador es la adecuada para que el vapor no arrastre demasiado líquido.

1) cálculo del flujo de vapor en el evaporador

$$G_v = \frac{m_v}{A}$$

Se supone la distancia entre el eliminador de niebla y la superficie de la salmuera: S

2) cálculo de la calidad del vapor al llegar al eliminador de niebla utilizando las siguientes ecuaciones:

$$W = \left( \frac{M_v}{\rho_v \rho_s} \right)^2 \left( \frac{G_v}{0.3S^2 + 2.7S + 3.6} \right)$$

$$C_v = W C_s$$

3) cálculo de la concentración del vapor después del eliminador de niebla, si este trabaja con eficiencia del 95%

$$C_{v\text{sal}} = (1 - 0.95) C_v$$

El area del eliminador de niebla se determina por la velocidad máxima permisible del vapor a través de él.

La velocidad máxima permisible del vapor a través del eliminador de niebla se calcula con la ecuación que para ello proporciona la DIVERSIFIED METAL PRODUCTS, INC., en el manual de Diseño DIVMET.

4) cálculo de la velocidad máxima permisible del va-

por a través del eliminador de niebla

$$v_{\max} = K \sqrt{\frac{\rho_s - \rho_v}{\rho_v}}$$

5) cálculo del area necesaria del eliminador de niebla

$$F_v = \frac{m_v}{\rho_v}$$

$$A_n = \frac{F_v}{3600 v}$$

Se le da un 30% de area adicional como factor de seguridad

$$A_n = \frac{A_n}{0.7}$$

Se calcula la caída de presión que causa el eliminador de niebla con una ecuación proporcionada también por la DIVERSIFIED METAL PRODUCTS, INC. en el Manual de Diseño DIV-MET

$$6) \Delta P = 1.5 \left( \frac{v}{v_{\max}} \right)^2$$

### 3. Sistema de pretratamiento

A. Los carbonatos y bicarbonatos disueltos en el agua de mar que entra a la planta se eliminan agregando  $H_2SO_4$ . La cantidad que debe agregarse del ácido se calcula siguiendo las siguientes reacciones:



De estas reacciones se deduce que por cada mol de -

carbonato o bicarbonato que se desee eliminar deberá usarse una mol de ácido, esto es, por cada 61 lb de bicarbonato se usarán 98 lb de ácido.

#### B. Torre decarbonatadora

Al eliminar los bicarbonatos se forma bióxido de carbono, según la siguiente reacción:



dando cada mol de bicarbonato dos moles de bióxido de carbono.

El bióxido de carbono, al igual que el oxígeno disuelto en el agua, es muy corrosivo, por lo que es necesario eliminarlos. Para la desorción de estos gases se utiliza una torre empacada.

El cálculo de la torre decarbonatadora se hace siguiendo los criterios de diseño y la manera de cálculo que da la OSW en su reporte num. 158:

a) el gasto de líquido que entra a la torre debe estar entre 10 000 lb/h pie<sup>2</sup> y 20 000 lb/h pie<sup>2</sup>

b) el coeficiente de transferencia recomendado para el diseño de los deaeradores es el que obtuvo la compañía Kellogg de datos experimentales

c) el coeficiente de transferencia (I) para un gasto de 10 000 lb/h pie<sup>2</sup> está graficado vs. temperatura. Si se utiliza un gasto de líquido mayor el coeficiente debe corregirse por la relación  $I \propto L^{0.7}$

d) la compañía Kellogg obtuvo los datos experimentales en torres que tenían sillas Berl de una pulgada como relleno. Los resultados pueden aplicarse también a torres empa



cadras con anillos Rasching de una pulgada. Si se utiliza el mismo tipo de relleno pero de otro tamaño, el coeficiente de debe corregirse por la relación  $I \propto (1/d_R)^{0.55}$

e) el valor mínimo de la relación diámetro del empaque/ diámetro de la columna debe ser 1/8

f) el gasto mínimo de gas en la torre debe ser de 15 lb/h pie<sup>2</sup>.

1) El diámetro de la torre se calcula de manera que el gasto de líquido esté dentro de los límites recomendados.

Se supone un diámetro, con el que se calcula el area de flujo y el gasto de líquido (L). Si L está dentro del rango recomendado, el diámetro supuesto es correcto.

2) Con los datos proporcionados por los fabricantes de ventiladores se calcula el gasto de gas G

3) Conociendo la temperatura de operación, se obtiene el coeficiente de transferencia para torres empacadas de la fig. 22.

4) Se corrige el coeficiente I por el cambio de gasto

$$I = I \left( \frac{L}{10\ 000} \right)^{0.7}$$

5) Cálculo del diámetro de los empaques

$$d_R > \frac{d_D}{8}$$

6) Se corrige el coeficiente I por el diámetro del empaque

$$I = I \left( \frac{1}{d_R} \right)^{0.55}$$

Se calcula la altura de la torre necesaria para eliminar el oxígeno disuelto.

7) Utilizando la temperatura de operación de la torre, se obtiene de la fig. 23 el valor de  $1/H$  para el oxígeno.

8) Cálculo de la constante B

$$B = \frac{H}{P_T}$$

9) Se conoce la cantidad de oxígeno que entra disuelto en el agua de mar  $x_0$ .

10) Se calcula la cantidad de oxígeno que entra con el aire y a partir de los datos del Handbook of Chemistry and Physics.

11) Cálculo de la cantidad de oxígeno en el líquido en equilibrio con el aire que entra a la torre.

$$x_1^* = \frac{y_1}{B}$$

12) Conociendo  $x_1^*$  se fija la cantidad de oxígeno en el líquido que sale de la torre  $x_1$ .

13) Cálculo de la cantidad de oxígeno en el aire que sale de la torre.

$$y_0 = \frac{L}{G} (x_0 - x_1) + y_1$$

14) Cálculo de la cantidad de oxígeno disuelto en el líquido en equilibrio con el aire que sale de la torre.

$$x_0^* = \frac{y_0}{B}$$

15) Cálculo de la altura del empaque de la torre.

$$z = \frac{L}{I \rho_m} \ln \left[ \frac{(x - x^*)_0}{(x - x^*)_1} \right] \div \left( 1 - \frac{L}{B G} \right)$$

Se revisa si con la altura de empaque calculada es suficiente para eliminar el  $CO_2$  que va disuelto en el agua de mar.

16) Con la temperatura de operación de la torre, de la figura 23 se obtiene el valor de  $1/H$  para el bióxido de carbono.

17) Cálculo de la constante B

$$B = \frac{H}{P_T}$$

18) Se conoce la cantidad de  $CO_2$  que entra a la torre  $x_0$ .

19) Con los datos del Handbook of Chemistry and Physics se calcula la cantidad de  $CO_2$  disuelto en el aire que entra a la torre,  $y_1$ .

20) Cálculo de la cantidad de  $CO$  en el líquido en equilibrio con el aire que entra a la torre

$$x_1^* = \frac{y_1}{B}$$

21) Sustituyendo los valores de  $y_0$  y  $x_0^*$  en la ecuación de la altura del empaque, se despeja el valor de  $x_1$ , cantidad de  $CO_2$  disuelto en el agua de mar que sale de la torre

$$y_0 = \frac{L}{G} (x_0 - x_1) + y_1$$

$$x_0^* = \frac{y_0}{B}$$

$$x_1 = \frac{x_0 - \left(x_0 \frac{L}{B G}\right) - \left(\frac{y_1}{B}\right) + x_1^* \exp \left[ h \frac{I \rho m}{L} \left(1 - \frac{L}{B G}\right) \right]}{\exp \left[ h \frac{I \rho m}{L} \left(1 - \frac{L}{B G}\right) \right] - \frac{L}{B G}}$$

22) La sección de separación de arrastre (empaque se co sobre la entrada del líq.) será el 10% de z, así la altura total de la torre será:

$$l_p = 1.1 z$$

### 23) Cálculo de la caída de presión

En la sección de empaque húmedo:

De la tabla 6.2 del libro de Treybal se obtiene Cf

$$\text{ec. (1)} \quad \frac{G'^2}{g} \frac{C_f}{\rho_G} \frac{\mu_L^{0.2}}{\rho_L} \frac{\rho_w}{\rho_L}$$

$$\text{ec. (2)} \quad \frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

Utilizando la ec. 1 como ordenada y la ecuación 2 como abscisa, de la fig. 6.26 del libro de Treybal se obtiene  $\Delta P/z$ . Como se conoce z se puede obtener el  $\Delta P$ .

En la sección de empaque que sirve como separador de arrastre:

$$C'_f = 2 C_f$$

$$\frac{\Delta P}{l_D - z} = \frac{1.75 C'_f G'^2}{6 g \rho_G}$$

Como se conoce  $l_D - z$  se obtiene  $\Delta P$ .

El  $\Delta P_T$  será la suma de los dos  $\Delta P$  obtenidos.

### 4. Caldereta

Por el balance de energía se conocen las necesidades de calor auxiliar en el evaporador. Este será suministrado por una caldereta eléctrica anexa.

El agua entra a la caldereta a temperatura ambiente. Como la caldereta está conectada a la salida del compresor, la presión dentro de ella es igual a la presión del vapor comprimido. A consecuencia de esto, la temperatura de ebullición del vapor dentro de la caldereta es 150°F.

1) cálculo de la cantidad de agua necesaria

$$m_{aux} = Q_{aux} / \lambda$$

2) Cálculo del calor que necesitan suministrar las - resistencias de la caldereta.

$$Q = m_{aux} [C_p (T_b - T_{en}) + \lambda]$$

3) Conversión a unidades eléctricas de energía

$$Q = \left[ \frac{BTU}{h} \right] \times \frac{1 \text{ watt}}{3.412 \text{ BTU/h}}$$

## V Memoria de cálculo

### 1. Balance de masa

Bases del balance de masa:

a) El 50% del agua de mar que se admite a la planta se obtiene como destilado.

b) El agua de mar tiene una concentración de 35 000 ppm de sales, esto es:

$$1 \text{ lb agua de mar} = 0.965 \text{ lb agua} + 0.035 \text{ lb sales}$$

c) El destilado se obtiene con una concentración de 20 ppm de sales, esto es:

$$1 \text{ lb destilado} = 0.99998 \text{ lb agua} + 2 \times 10^{-5} \text{ lb sales}$$

1) Si se admite a la planta 1440 lb/h de agua de mar entonces:

$$m_{\text{d sal}} = 1440 \times 0.5 = 720 \text{ lb/h}$$

$$m_{\text{s sal}} = 1440 - 720 = 720 \text{ lb/h}$$

2) El flujo que entra a la planta está compuesto por

$$m_{\text{men}} = 1440 \text{ lb/h}$$

$$1440 \times 0.965 = 1389.6 \text{ lb de agua}$$

$$1440 \times 0.035 = 50.4 \text{ lb de sales}$$

3) El flujo de destilado que deja la planta:

$$720 \times 0.99998 = 719.9856 \text{ lb de agua}$$

$$720 \times 2 \times 10^{-5} = 0.0144 \text{ lb de sales}$$

4) El flujo de salmuera que deja la planta contiene:

$$1389.6 - 719.9856 = 669.6144 \text{ lb de agua}$$

$$50.4 - 0.0144 = 50.3856 \text{ lb sales}$$

Por lo que la composición de la salmuera es:

$$\frac{50.3856}{720} = 0.07$$

70 000 ppm de sales.

## 2. Balance de energía

Balance de energía en los cambiadores de calor.

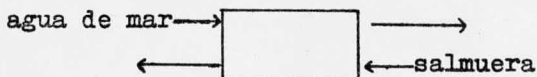
Por las condiciones de operación en el compresor, - las temperaturas de la salmuera y el destilado que llegan a los cambiadores de calor ya están determinadas.

El agua de mar entra a los cambiadores de calor a -- temperatura ambiente, considerandose la temperatura ambiente promedio 68°F. Para que se conserve el gradiente de temperatura necesario para la transferencia de calor entre el agua de mar y el fluido caliente (salmuera en un cambiador y destilado en el otro) la temperatura a la salida del fluido caliente se fijó en 80.7°F.

Una vez fijadas las temperaturas de entrada y salida - de los fluidos calientes y de la entrada del agua de mar, se tiene que calcular la temperatura de salida de esta última.

Si se aíslan los cambiadores de calor para que no ha ya pérdidas de calor al ambiente, el calor que gana el agua de mar debe ser igual al calor que le seden los fluidos ca-- lientes.

En el cambiador de calor EA 1:



Datos:

a) temperatura entrada agua de mar = 68°F

temperatura entrada salmuera = 140.8°F

temperatura salida salmuera = 80.7°F

b) del agua de mar

$$C_p = 0.96 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{flujo} = 720 \text{ lb/h}$$

c) de la salmuera

$$C_p = 0.928 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{flujo} = 720 \text{ lb/h}$$

1) calor sedido por la salmuera

$$Q_s = m_s C_{p_s} \Delta T_s$$

$$Q_s = 720 \times 0.928(140.8 - 80.7) = 40\,156.42 \text{ BTU/h}$$

2) calor ganado por el agua de mar

$$Q_m = m_m C_{p_m} \Delta t_m$$

3) si se considera que no existen pérdidas de energía, el calor sedido es igual al calor ganado

$$Q_s = Q_m$$

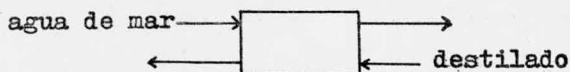
4) en esta igualdad solo se tiene como incógnita la temperatura de salida del agua de mar; despejando:

$$t_{m \text{ sal}} = \frac{Q_s}{m_m C_{p_m}} + t_{m \text{ en}}$$

$$t_{m \text{ sal}} = \frac{40\,156.42}{720 \times 0.96} + 68 = 126.1^\circ\text{F}$$

$$t_{m \text{ sal}} = 126.1^\circ\text{F}$$

En el cambiador de calor EA 2:



Datos:

a) temperatura entrada agua de mar = 68°F



temperatura entrada destilado = 150°F

temperatura salida destilado = 80.6°F

b) del agua de mar

$$C_p = 0.96 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{flujo} = 720 \text{ lb/h}$$

c) del destilado

$$C_p = 0.928 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{flujo} = 720 \text{ lb/h}$$

1) calor sedido por el destilado

$$Q_d = m_d C_{pd} \Delta T_d$$

$$Q_d = 720 \times 1(150 - 80.6) = 49\,968 \text{ BTU/h}$$

2) calor ganado por el agua de mar

$$Q_m = m_m C_{pm} \Delta t_m$$

3) si se considera que no existen pérdidas de energía, el calor sedido es igual al calor ganado

$$Q_d = Q_m$$

4) en esta igualdad solo se tiene como incógnita la temperatura de salida del agua de mar, despejando:

$$t_{msal} = \frac{Q_d}{m_m C_{pm}} + t_{men}$$

$$t_{msal} = \frac{49\,968}{720 \times 0.96} + 68 = 140.29^\circ\text{F}$$

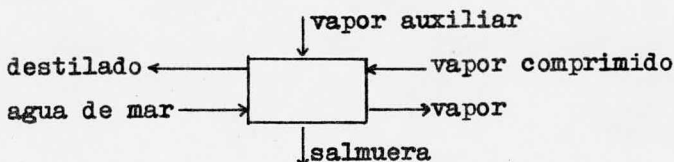
En el evaporador: E 1:

Las condiciones de operación del compresor determinan las temperaturas de los flujos que maneja el evaporador, excepto la temperatura del flujo de agua de mar, determinada por el balance de energía en los cambiadores de calor.

El evaporador está aislado de manera que no haya pér

didas de calor al ambiente.

El calor requerido en el evaporador es el necesario para calentar el agua de mar que entra hasta la temperatura de ebullición y evaporar el 50% de este flujo. Este calor se tomará del vapor comprimido que regresa del compresor y del vapor auxiliar que envia la caldereta.



Datos:

- a) tem. salida del agua de mar de los cambiadores =  
126.1 y 140.3°F
    - temperatura entrada vapor = 165°F
    - temperatura de ebullición = 140.8°F
    - temperatura de condensación del vapor = 150°F
  - b) del agua de mar
    - $C_p = 0.96 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$
  - c) del destilado
    - $C_p = 1.0 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$
  - d) del vapor
    - $C_p = 0.466 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$
  - e) flujo de agua de mar = 1440 lb/h
    - flujo de salmuera = 720 lb/h
    - flujo de vapor = 720 lb/h
    - flujo de destilado = 720 lb/h
- 1) Cálculo de la temperatura de entrada del agua de

mar

$$t_{men} = \frac{t_{msal \text{ EA } 1} + t_{msal \text{ EA } 2}}{2}$$

$$t_{men} = \frac{126.1 + 140.3}{2} = 133.2^{\circ}\text{F}$$

2) Base del balance: temperatura =  $133.2^{\circ}\text{F}$

3) Calor ganado por el fluido frío

$$Q_1 = Q_s + Q_v - Q_m$$

3a. calor de la salmuera

$$Q_s = m_s C_{p_m} (t_{s\text{sal}} - t_B)$$

$$Q_s = 720 \times 0.96 (140.8 - 133.2) = 5253.12 \text{ BTU/h}$$

3b. calor del vapor

$$Q_v = m_v [C_{p_m}(t_{vb} - t_B) + \lambda_v]$$

$$Q_v = 720 \times 0.96 (140.8 - 133.2) + 1014 = 735 \text{ 333.12 BTU/h}$$

3c. calor del agua de mar

$$Q_m = m_m C_{p_m} (t_{men} - t_B)$$

$$Q_m = 1440 \times 0.96 (133.2 - 133.2) = 0 \text{ BTU/h}$$

$$Q_1 = 5253.12 + 735 \text{ 333.12} - 0 = 740 \text{ 586.24 BTU/h}$$

4) Como no hay pérdidas de energía al ambiente, el calor ganado es igual al calor sedido

$$Q_1 = Q_2$$

5) Calor sedio por el fluido caliente

$$Q_2 = Q_{vc} + Q_{aux} - Q_d$$

5a. calor del vapor comprimido

$$Q_{vc} = Q_v + m_v C_{p_v} (T_{venc} - T_{vsal})$$

$$Q_{vc} = 735 \text{ 333.12} + 720 \times 0.466 (165 - 140.8) = 743 \text{ 452.7 BTU/h}$$

5b. calor del destilado

$$Q_d = m_d C_{p_d} (T_{dsal} - T_B)$$

$$Q_d = 720 \times 1(150 - 133.2) = 12\,096 \text{ BTU/h}$$

6) Queda como incógnita el calor auxiliar

$$Q_{aux} = Q_1 + Q_d - Q_{vc}$$

$$Q_{aux} = 740\,586.24 + 12\,096 - 743\,452.7 =$$

$$9\,229.54 \text{ BTU/h}$$

7) En la práctica, aún con el mejor aislante se tienen pérdidas al ambiente, tanto en el equipo como en el tubo. Para prevenir esto se usa un factor de seguridad del 20% en el vapor auxiliar.

$$Q_{aux} = 9\,229.54 \times 1.2 = 11\,075.45 \text{ BTU/h}$$

El calor auxiliar es el 1.5% del calor total requerido. Esto demuestra la eficiencia del sistema.

### 3. Cambiadores de calor

Cambiador de calor EA 1 (salmuera- agua de mar)

Datos requeridos:

a) del agua de mar (a temperatura media)

$$\rho = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1.02 \text{ cp} = 2.47 \text{ lb/h pie}$$

$$C_p = 0.96 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.339 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b) de la salmuera (a temperatura media)

$$\rho = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1.06 \text{ cp} = 2.57 \text{ lb/h pie}$$

$$C_p = 0.928 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.333 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c) de la tubería a usar

material = Cu

tubo exterior

diámetro externo = 0.875 pul.

diámetro interno = 0.657 pul. = 0.05475 pie

tubo interior

diámetro externo = 0.5 pul. = 0.04167 pie

diámetro interno = 0.282 pul. = 0.0235 pie

area de transferencia de calor = 0.13 pie<sup>2</sup>/pie de tubo

d) temperatura entrada agua de mar = 68°F

temperatura entrada salmuera = 140.8°F

temperatura salida salmuera = 80.7°F

e) flujo de agua de mar = 720 lb/h

flujo de salmuera = 720 lb/h

f) Q = 40 156.42 BTU/h

$$A_2 = \frac{\pi \times 0.05475^2}{4} = 0.00235 \text{ pie}^2$$

$$A_1 = \frac{\pi \times 0.0417^2}{4} = 0.001364 \text{ pie}^2$$

$$A_F = 0.00235 - 0.001364 = 0.00099 \text{ pie}^2$$

$$A_3 = \frac{\pi \times 0.0235^2}{4} = 0.0043374 \text{ pie}^2$$

$$v_1 = \frac{720}{62.3 \times 0.00043374 \times 3600} = 7.4 \text{ pie/seg}$$

$$v_2 = \frac{720}{62.3 \times 0.00099 \times 3600} = 3.24 \text{ pie/seg}$$

Cálculo del  $h_o$ :

$$D_e = \frac{0.05475^2 - 0.0417^2}{0.0417} = 0.03018 \text{ pie}$$

$$G_a = \frac{720}{0.00099} = 727\,272.7 \text{ [lb/h pie}^2\text{]}$$

$$Re_a = \frac{0.03018 \times 727 \times 272.7}{2.47} = 8\ 886$$

$$J_h = 32$$

$$Pr^{1/3} = \left( \frac{0.96 \times 2.47}{0.339} \right)^{1/3} = 1.9112$$

$$h_o = \frac{32 \times 0.339 \times 1.9112}{0.03018} = 773.16 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de  $h_{i0}$ :

$$G = \frac{720}{0.00043374} = 1\ 659\ 980.6 \text{ lb/h pie}^2$$

$$Re = \frac{0.235 \times 1\ 659\ 980.6}{2.57} = 15\ 179$$

$$J_h = 61$$

$$Pr^{1/3} = \left( \frac{0.92 \times 2.57}{0.333} \right)^{1/3} = 1.9263$$

$$h_1 = \frac{0.333 \times 1.9263 \times 61}{0.0235} = 1\ 665 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = 1\ 665 \times \frac{0.0235}{0.0417} = 938.3 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de  $U_D$ :

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{773.16} + \frac{1}{938.3}} = 423.9 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{423.9} + .001} = 297.69 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$LMTD = \frac{(140.8 - 126.1) - ((80.7 - 68))}{\ln \left( \frac{140.8 - 126.1}{80.7 - 68} \right)} = 13.68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_c = \frac{40\ 156.42}{297.69 \times 13.68} = 9.86 \text{ pie}^2$$

$$l = \frac{9.86}{0.13} = 75.85 \text{ pie}$$

$$l = 23.11 \text{ m}$$

Aplicando el factor de diseño:

$$l = 27.73 \text{ m}$$

Cálculo de la caída de presión en el ánulo:

$$D_e^2 = 0.05475 - 0.04167 = 0.0131 \text{ pie}$$

$$Re_a = \frac{0.0131 \times 727 \times 272.7}{2.47} = 3 \ 857.2$$

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{(3 \ 857.2)^{0.32}} = 0.0103$$

$$\Delta F_a = \frac{2 \times 0.0103 \times (727 \ 272.7)^2 \times 91.4}{4.18 \times 10^8 \times (62.3)^2 \times 0.0131} = 46.85 \text{ pie}$$

$$v = \frac{727 \ 272.7}{3 \ 600 \times 62.3} = 3.24 \text{ pie/seg}$$

$$\Delta F_h = 18 \left( \frac{3.24^2}{2 \times 32.2} \right) = 2.93 \text{ pie}$$

$$\Delta P_a = \frac{(46.85 + 2.93) \ 62.3}{144} = 21.54 \text{ lb/pul}^2$$

Cálculo de la caída de presión en el tubo interior:

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{(15 \ 179)^{0.32}} = 0.0071$$

$$\Delta F_i = \frac{2 \times 0.0071 \times (1 \ 659 \ 980.6)^2 \times 91.4}{4.18 \times 10^8 \times (62.3)^2 \times 0.0235} = 93.8 \text{ pie}$$

$$\Delta P_i = \frac{(93.8 \times 62.3)}{144} = 40.6 \text{ lb/pul}^2$$

Cambiador de calor EA 2 (agua de mar- destilado)

Datos requeridos:

a) del agua de mar (a temperatura media)

$$\rho = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1.02 \text{ cp} = 2.47 \text{ lb/h pie}$$

$$C_p = 0.96 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.339 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b) del destilado (a temperatura media)

$$\rho = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 0.98 \text{ cp} = 2.37 \text{ lb/h pie}$$

$$C_p = 1.0 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.346 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c) de la tubería a usar

material = Cu

tubo exterior

$$\text{diámetro externo} = 0.875 \text{ pul.}$$

$$\text{diámetro interno} = 0.657 \text{ pul.} = 0.05475 \text{ pie}$$

tubo interior

$$\text{diámetro externo} = 0.5 \text{ pul.} = 0.04167 \text{ pie}$$

$$\text{diámetro interno} = 0.282 \text{ pul.} = 0.0235 \text{ pie}$$

$$\text{area de transferencia de calor} = 0.13 \text{ pie}^2/\text{pie de tubo}$$

d) temperatura entrada agua de mar =  $68^\circ\text{F}$

temperatura entrada destilado =  $150^\circ\text{F}$

temperatura salida destilado =  $80.6^\circ\text{F}$

e) flujo de agua de mar = 720 lb/h

flujo de destilado + 720 lb/h

f)  $Q = 49\,968 \text{ BTU/h}$

Se utilizan tubos iguales a los tubos del cambiador de calor EA 1, porque los flujos son iguales.

Cálculo de  $h_o$ :

$$D_e = \frac{0.05475^2 - 0.0417^2}{0.0417} = 0.03018 \text{ pie}$$

$$G_a = \frac{720}{0.00099} = 727\,272.7 \text{ lb/h pie}^2$$



$$Re = \frac{0.03018 \times 727 \times 272.7}{2.47} = 8 \ 886$$

$$Jh = 32$$

$$Pr^{1/3} = \left( \frac{0.96 \times 2.47}{0.339} \right)^{1/3} = 1.9112$$

$$h_o = \frac{32 \times 0.339 \times 1.9112}{0.03018} = 773.16 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de  $h_{i0}$ :

$$Gi = \frac{720}{4.3374 \times 10^{-4}} = 1 \ 659 \ 980.6 \text{ lb/h pie}^2$$

$$Re = \frac{0.0235 \times 1 \ 659 \ 980.6}{2.37} = 16 \ 460$$

$$Jh = 63$$

$$Pr^{1/3} = \left( \frac{1 \times 2.37}{0.346} \right)^{1/3} = 1.899$$

$$h_i = \frac{0.346 \times 1.899 \times 63}{0.0235} = 1 \ 761.46 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = 1 \ 761.46 \times \frac{0.0235}{0.0417} = 992.67 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de  $U_D$ :

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{773.16} + \frac{1}{992.67}} = 434.64 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{434.64} + 0.001} = 302.96 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$LMTD = \frac{(150 - 140.3) - (80.6 - 68)}{\text{LN} \left( \frac{150 - 140.3}{80.6 - 68} \right)} = 10.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Ac = \frac{49 \ 968}{302.96 \times 10.5} = 15.53 \text{ pie}^2$$

$$l = \frac{15.53}{0.13} = 119.46 \text{ pie}$$

$$l = 36.41 \text{ m}$$

Aplicando el factor de diseño:

$$l = 43.69 \text{ m}$$

Cálculo de la caída de presión en el ánulo:

$$D_e^2 = 0.05475 - 0.04167 = 0.0131 \text{ pie}$$

$$Re_a = \frac{0.0131 \times 727 \times 272.7}{2.47} = 3 \ 857.2$$

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{(3 \ 857.2)^{0.32}} = 0.0103$$

$$\Delta F_a = \frac{2 \times 0.0103 \times (727 \ 272.7)^2 \times 119.66}{4.18 \times 10^8 \times (62.3)^2 \times 0.0131} = 61.35 \text{ pie}$$

$$v = \frac{727 \ 272.7}{3 \ 600 \times 62.3} = 3.24 \text{ pie/seg}$$

$$\Delta F_h = 24 \left( \frac{3.24^2}{2 \times 32.2} \right) = 3.91 \text{ pie}$$

$$\Delta P_a = \frac{(61.35 + 3.91) \ 62.3}{144} = 28.23 \text{ lb/pul}^2$$

Cálculo de la caída de presión en el tubo interior:

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{(16 \ 460)^{0.32}} = 0.00699$$

$$\Delta F_i = \frac{2 \times 0.00699 \times (1 \ 659 \ 980.6)^2 \times 119.66}{4.18 \times 10^8 \times (62.3)^2 \times 0.0235} = 120.9 \text{ pie}$$

$$\Delta P_i = \frac{120.9 \times 62.3}{144} = 52.3 \text{ lb/pul}^2$$

#### 4. Evaporador E 1

Datos requeridos:

a) de la salmuera que entra en los tubos (a temperatura media)

$$\rho = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1.05 \text{ cp}$$

$$C_p = 0.96 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 1\ 014\ \text{BTU/lb}$$

b) de la tubería a usar

material = 90-10 Cu-Ni

tubos estriados en el interior y en el exterior  
 diámetro nominal diámetro interno superficie por  
 pie lineal

5/8 pul	0.0411 pie	0.163 pie <sup>2</sup> /pie
3/4 pul	0.0515 pie	0.106 pie <sup>2</sup> /pie
1 pul	0.0724 pie	0.261 pie <sup>2</sup> /pie

c) temperatura de ebullición = 140.8°F

temperatura de entrada del vapor = 165°F

temperatura de condensación del vapor = 150°F

d) flujo de agua de mar = 1 440 lb/h

flujo de salmuera = 720 lb/h

flujo de destilado = 720 lb/h

e) Q = 740 586.24 BTU/h

Solo se presenta paso a paso el cálculo del evaporador seleccionado. Los resultados de todas las iteraciones realizadas se muestran en los cuadros siguientes.

$$\text{LMTD} = \frac{(165 - 140.8) - (150 - 140.4)}{\ln \left( \frac{165 - 140.8}{150 - 140.4} \right)} = 15.8^\circ\text{F}$$

$$U = 980\ \text{BTU/h pie}^2\ ^\circ\text{F}$$

$$A_c = \frac{740\ 586.24}{980 \times 15.8} = 47.8\ \text{pie}^2$$

Tubos corrugados, diámetro nominal = 5/8 pul.

Espesor de la película = 1.5 mm

$$D_4 = 0.0411 - 2(0.00492) = 0.03126\ \text{pie}$$

$$A_4 = \frac{\pi \times 0.03126^2}{4} = 0.00077\ \text{pie}^2$$

U	D	l	es	G	G <sub>T</sub>
800	0.0411	12	1.5	0.00702	0.2106
900	0.0411	12	1.5	0.00702	0.18954
980	0.0411	12	1.5	0.00702	0.17550
800	0.0411	12	2.0	0.00914	0.27420
900	0.0411	12	2.0	0.00914	0.24678
980	0.0411	12	2.0	0.00914	0.22850
800	0.0411	12	2.5	0.01087	0.32610
900	0.0411	12	2.5	0.01087	0.29349
980	0.0411	12	2.5	0.01087	0.27175
800	0.0411	12	5.0	0.01656	0.49680
900	0.0411	12	5.0	0.01656	0.44712
980	0.0411	12	5.0	0.01656	0.41400
800	0.0411	9	1.5	0.00612	0.24480
900	0.0411	9	1.5	0.00612	0.22032
980	0.0411	9	1.5	0.00612	0.20196
800	0.0411	9	2.0	0.00797	0.31880
900	0.0411	9	2.0	0.00797	0.28692
980	0.0411	9	2.0	0.00797	0.26301
800	0.0411	9	2.5	0.00947	0.37880
900	0.0411	9	2.5	0.00947	0.34092
980	0.0411	9	2.5	0.00947	0.31251
800	0.0411	9	5.0	0.01444	0.57750
900	0.0411	9	5.0	0.01444	0.51984
980	0.0411	9	5.0	0.01444	0.47652

Tabla 4. Resultados de las iteraciones.

U	D	l	es	G	G <sub>T</sub>
800	0.0411	6	1.5	0.00504	0.30240
900	0.0411	6	1.5	0.00504	0.26712
980	0.0411	6	1.5	0.00504	0.24696
800	0.0411	6	2.0	0.00656	0.39360
900	0.0411	6	2.0	0.00656	0.34768
980	0.0411	6	2.0	0.00656	0.32144
800	0.0411	6	2.5	0.00780	0.46800
900	0.0411	6	2.5	0.00780	0.41340
980	0.0411	6	2.5	0.00780	0.38220
800	0.0411	6	5.0	0.01189	0.71340
900	0.0411	6	5.0	0.01189	0.63017
980	0.0411	6	5.0	0.01189	0.58261
800	0.0515	12	1.5	0.00954	0.23850
900	0.0515	12	1.5	0.00954	0.20988
980	0.0515	12	1.5	0.00954	0.19080
800	0.0515	12	2.0	0.01219	0.30475
900	0.0515	12	2.0	0.01219	0.26818
980	0.0515	12	2.0	0.01219	0.24380
800	0.0515	12	2.5	0.01471	0.36775
900	0.0515	12	2.5	0.01471	0.32362
980	0.0515	12	2.5	0.01471	0.29420
800	0.0515	12	5.0	0.02398	0.59950
900	0.0515	12	5.0	0.02398	0.52756
980	0.0515	12	5.0	0.02398	0.47960
800	0.0515	9	1.5	0.00832	0.27456

Tabla 4. (Continuación)

U	D	l	es	G	G <sub>T</sub>
900	0.0515	9	1.5	0.00832	0.24960
980	0.0515	9	1.5	0.00832	0.22464
800	0.0515	9	2.0	0.01063	0.35079
900	0.0515	9	2.0	0.01063	0.31890
980	0.0515	9	2.0	0.01063	0.28701
800	0.0515	9	2.5	0.01282	0.42306
900	0.0515	9	2.5	0.01282	0.38460
980	0.0515	9	2.5	0.01282	0.34614
800	0.0515	9	5.0	0.02091	0.69003
900	0.0515	9	5.0	0.02091	0.62730
980	0.0515	9	5.0	0.02091	0.56457
800	0.0515	6	1.5	0.00685	0.34250
900	0.0515	6	1.5	0.00685	0.30825
980	0.0515	6	1.5	0.00685	0.28085
800	0.0515	6	2.0	0.00875	0.43750
900	0.0515	6	2.0	0.00875	0.39375
980	0.0515	6	2.0	0.00875	0.35875
800	0.0515	6	2.5	0.01056	0.52800
900	0.0515	6	2.5	0.01056	0.47520
980	0.0515	6	2.5	0.01056	0.43296
800	0.0515	6	5.0	0.01721	0.86050
900	0.0515	6	5.0	0.01721	0.77445
980	0.0515	6	5.0	0.01721	0.70561
800	0.0724	12	1.5	0.01391	0.26429

Tabla 4. (Continuación)

U	D	l	es	G	G <sub>T</sub>
900	0.0724	12	1.5	0.01391	0.23647
980	0.0724	12	1.5	0.01391	0.20865
800	0.0724	12	2.0	0.01802	0.34238
900	0.0724	12	2.0	0.01802	0.30634
980	0.0724	12	2.0	0.01802	0.27030
800	0.0724	12	2.5	0.02200	0.41800
900	0.0724	12	2.5	0.02200	0.37400
980	0.0724	12	2.5	0.02200	0.33000
800	0.0724	12	5.0	0.03829	0.72751
900	0.0724	12	5.0	0.03829	0.65093
980	0.0724	12	5.0	0.03829	0.57435
800	0.0724	9	1.5	0.01213	0.30325
900	0.0724	9	1.5	0.01213	0.26686
980	0.0724	9	1.5	0.01213	0.25473
800	0.0724	9	2.0	0.01571	0.39275
900	0.0724	9	2.0	0.01571	0.34562
980	0.0724	9	2.0	0.01571	0.32991
800	0.0724	9	2.5	0.01917	0.47925
900	0.0724	9	2.5	0.01917	0.42174
980	0.0724	9	2.5	0.01917	0.40257
800	0.0724	9	5.0	0.03338	0.83250
900	0.0724	9	5.0	0.03338	0.73436
980	0.0724	9	5.0	0.03338	0.70098
800	0.0724	6	1.5	0.00999	0.37962

Tabla 4. (Continuación)

U	D	l	es	G	G <sub>T</sub>
900	0.0724	6	1.5	0.00999	0.33066
980	0.0724	6	1.5	0.00999	0.30969
800	0.0724	6	2.0	0.01293	0.49134
900	0.0724	6	2.0	0.01293	0.43962
980	0.0724	6	2.0	0.01293	0.40083
800	0.0724	6	2.5	0.01579	0.60002
900	0.0724	6	2.5	0.01579	0.53686
980	0.0724	6	2.5	0.01579	0.48949
800	0.0724	6	5.0	0.02748	1.04424
900	0.0724	6	5.0	0.02748	0.93432
980	0.0724	6	5.0	0.02748	0.85188

Tabla 4. (Continuación)

$$A_p = 0.0013 - 0.00077 = 0.00053 \text{ pie}^2$$

$$l = 12 \text{ pie}$$

$$n_t = \frac{47.8}{12 \times 0.163} = 25 \text{ tubos}$$

$$v = \frac{\sqrt{2 \times 32.25 \times 12}}{2} = 13.91 \text{ pie/seg}$$

$$\Delta F = \frac{0.0962 \times 1.05 \times 12 \times 13.91}{0.4932 \times 62.3} = 1.113 \text{ pie}$$

$$\bar{v} = \frac{\sqrt{2 \times 32.25 (12 - 1.113)}}{2} = 13.25 \text{ pie/seg}$$

$$G = 13.25 \times 0.00053 = 0.00702 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$G_T = 25 \times 0.00702 = 0.1755 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$G_T = 38 \text{ 761 lb/h}$$



Eliminador de niebla

Datos requeridos:

a) del vapor producido

$$\rho = 0.0084 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 0.013 \text{ cp}$$

b) de la salmuera a la temperatura de ebullición

$$\rho = 61.35 \text{ lb/pie}^3$$

$$c = 70 \text{ 000 ppm de sales}$$

c) de la estructura del evaporador

$$D = 3 \text{ pie}$$

d) Flujo de vapor = 720 lb/h

$$A = \frac{\pi}{4} (3^2 - 0.66^2) = 6.73$$

$$G_v = \frac{720}{6.73} = 107.04 \text{ lb/h pie}^2$$

Si  $S = 2 \text{ pie}$

$$W = \left( \frac{0.013}{0.0084 \times 61.35} \right)^2 \left( \frac{107.04}{0.3(2)^2 + 2.7(2) + 3.6} \right) =$$

$$W = 0.00668$$

$$G_v = 0.00668 \times 70 \text{ 000} = 467.5 \text{ ppm}$$

$$G_{v\text{sal}} = (1 - 0.95) 467.5 = 23.4 \text{ ppm}$$

Si  $S = 1.25 \text{ pie}$

$$W = \left( \frac{0.013}{0.0084 \times 61.35} \right)^2 \left( \frac{107.04}{0.3(1.25)^2 + 2.7(1.25) + 3.6} \right) =$$

$$W = 0.00915$$

$$G_v = 0.00915 \times 70 \text{ 000} = 640.5 \text{ ppm}$$

$$G_{v\text{sal}} = (1 - 0.95) 640.5 = 32.03 \text{ ppm}$$

Como esta concentración es adecuada para el producto, la separación entre la superficie de la salmuera almacenada

y el eliminador de niebla será 1.25 pie.

Para eliminadores de niebla de plástico, como polipropileno y teflón,  $K = 0.3$ .

$$v_{\max} = 0.3 \sqrt{\frac{61.35 - 0.0084}{0.0084}} = 25.64 \text{ pie/seg}$$

$$F_v = \frac{720}{0.0084} = 85\,714.3 \text{ pie}^3/\text{h}$$

$$A_n = \frac{85\,714.3}{3\,600 \times 25.64} = 0.93 \text{ pie}^2$$

$$A_n = \frac{0.93}{0.7} = 1.33 \text{ pie}^2$$

$$v = \frac{85\,714.3}{3\,600 \times 1.33} = 17.9 \text{ pie/seg}$$

$$\Delta P = 1.5 \left( \frac{17.9}{25.64} \right)^2 = 0.5 \text{ pul. de H}_2\text{O}$$

$$\Delta P = 0.02 \text{ lb/pul}^2$$

## 5. Compresor

Datos requeridos:

a) del vapor

$$PM = 18$$

$$Z = C_p/C_v = 1.33$$

$$\text{flujo} = 720 \text{ lb/h} = 12 \text{ lb/min} = 1\,472.4 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$T_{en} = 140.8^\circ\text{F} = 600.8^\circ\text{R}$$

$$P_{en} = 2.888 \text{ psia}$$

b)  $r = 1.3$

$$\eta_p = 0.7$$

1) Cálculos preliminares

$$O = \frac{1\ 544}{PM}$$

$$O = \frac{1\ 544}{18} = 85.78$$

$$P_{sal} = r P_{en}$$

$$P_{sal} = 1.3 \times 2.888 = 3.755 \text{ psia}$$

$$\frac{p-1}{p} = \frac{Z-1}{Z(\eta_p)}$$

$$\frac{p-1}{p} = \frac{1.33-1}{1.33(0.7)} = 0.3545$$

2) Cálculo de la cabeza politrópica:

$$H_p = \frac{Z T_{en}}{p-1} \left[ \left( \frac{P_{sal}}{P} \right)^{\frac{p-1}{p}} - 1 \right]$$

$$H_p = \frac{85.78 \times 600.8}{0.3545} (1.3^{0.3545} - 1) = 14\ 170.12 \text{ pie}$$

3) Cálculo de la potencia al freno:

$$BHP = \frac{H_p \times (\text{lb/min})}{\eta_p \times 33\ 000}$$

$$BHP = \frac{14\ 170.12 \times 12}{0.7 \times 33\ 000} = 7.36 \text{ BHP}$$

El compresor comercial que cumple con los requeri-  
mientos es de 9 BHP.

## 6. Bomba B 1

### I. Condiciones de la succión

a. normal	psig
1. presión inicial mínima	0
2. columna hidrostática	1.78
3. presión inicial 1. + 2.	1.78
4. pérdidas por fricción	0.213

psig

diámetro de la línea	0.5 pul	
longitud	1.9 pie	
$\Delta P/100$	11.2 psi	
$\Delta P$ línea	0.213 psi	

5. pérdidas en equipo		—
6. presión de succión 3.-4-5		1.57

b. diseño

7. presión inicial 3.		1.78
8. pérdidas por fricción a la capacidad de diseño de la bomba 4 X (F.S.) <sup>2</sup>		0.26
9. pérdidas en equipo a la capacidad de diseño 5 X (F.S.) <sup>2</sup>		—
10. presión de succión a capacidad de diseño 7 - 8 - 9		1.52

II Condiciones de la descarga

a. normal

11. presión terminal máxima		-8.42
12. columna hidrostática		2.81
13. presión total fija 11 + 12		-5.61
14. pérdidas totales en equipo		29.0
15. pérdidas por fricción en línea		11.57

diámetro de la línea	0.5 pul
longitud	49.75 pie
$\Delta P/100$	11.2 psi
$\Delta P$ línea	5.57 psi
diámetro del ramal	0.25 pul
longitud	19.93 pie
$\Delta P/100$	30.1 psi
$\Delta P$ línea	6 psi

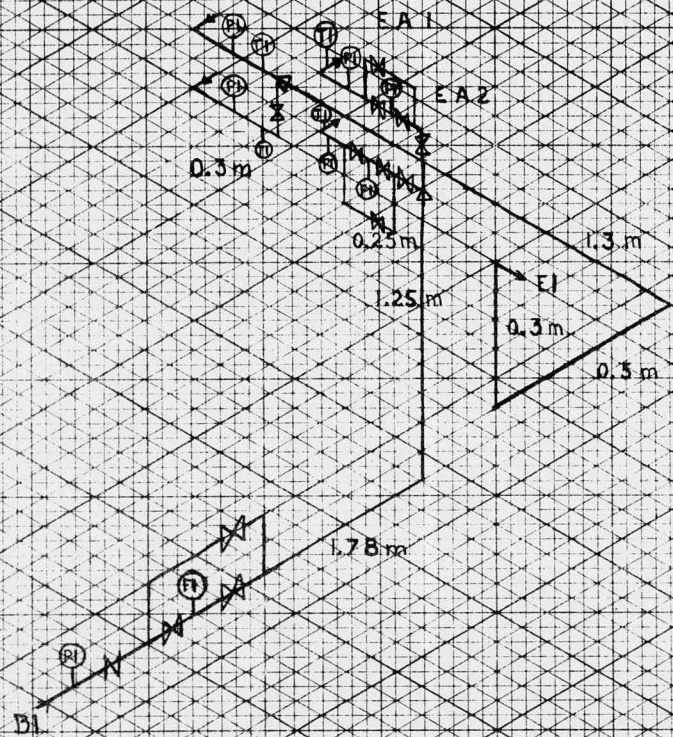
16. pérdidas totales variables 14 + 15	40.57
17. pérdidas totales 13 + 16	34.96
18. presión diferencial 17 - 6	33.39
19. presión diferencial con aproximación de 5 psi.	35
20. presión de descarga 19 + 6	36.57

b. diseño

21. presión total fija 13	-5.61
22. pérdidas totales variables 16 X (F.S.) <sup>2</sup>	49.09
23. pérdidas totales 21 + 22	43.48
24. presión diferencial 23 - 10	41.96
25. presión diferencial con aproximación de 5 psi	45
26. presión de descarga de diseño 25+10	46.52

III Cálculo del NPSH

	psia	pie liq.
27. presión en recipiente	11.32	
28. presión de vapor en la succión	0.335	
29. 27 + 28	10.99	25.38
30. nivel mínimo de operación		4.59
31. elevación de la boquilla succión		0.82
32. 30 - 31		3.77
33. presión disponible 29 + 32		29.15
34. pérdidas por fricción a la cap. de diseño de la bomba 8	0.26	0.6
35. pérdidas en equipo a cap. de diseño 9	—	—
36. NPSH disponible 33 - 34 - 35		28.55



BOMBA B1

#### IV Datos de la bomba

37. agua de mar carga a evaporador E 1
38. item B 1
39. factor de seguridad (F.S.) 1.1
40. fluido: agua de mar
41. flujo: 2.9 GPM a condiciones de flujo
42. temperatura: 68°F
43. viscosidad: 1.02cp
44. densidad relativa: 1
45. potencia: 0.1 HP

#### 7. Bomba B 2

#### I Condiciones de la succión

a. normal	psig
1. presión inicial mínima	-8.43
2. columna hidrostática	2.5
3. presión inicial 1 + 2	-5.93
4. pérdidas por fricción	0.5
diámetro de la línea	2 pul
longitud	10.4 pie
$\Delta P/100$	5.1 psi
$\Delta P$ línea	0.5 psi
5. pérdidas en equipo	--
6. presión de succión 3 - 4 - 5	-6.43
b. diseño	
7. presión inicial 3	-5.93
8. pérdidas por fricción a la capacidad de diseño de la bomba $4 X(F.S.)^2$	0.61

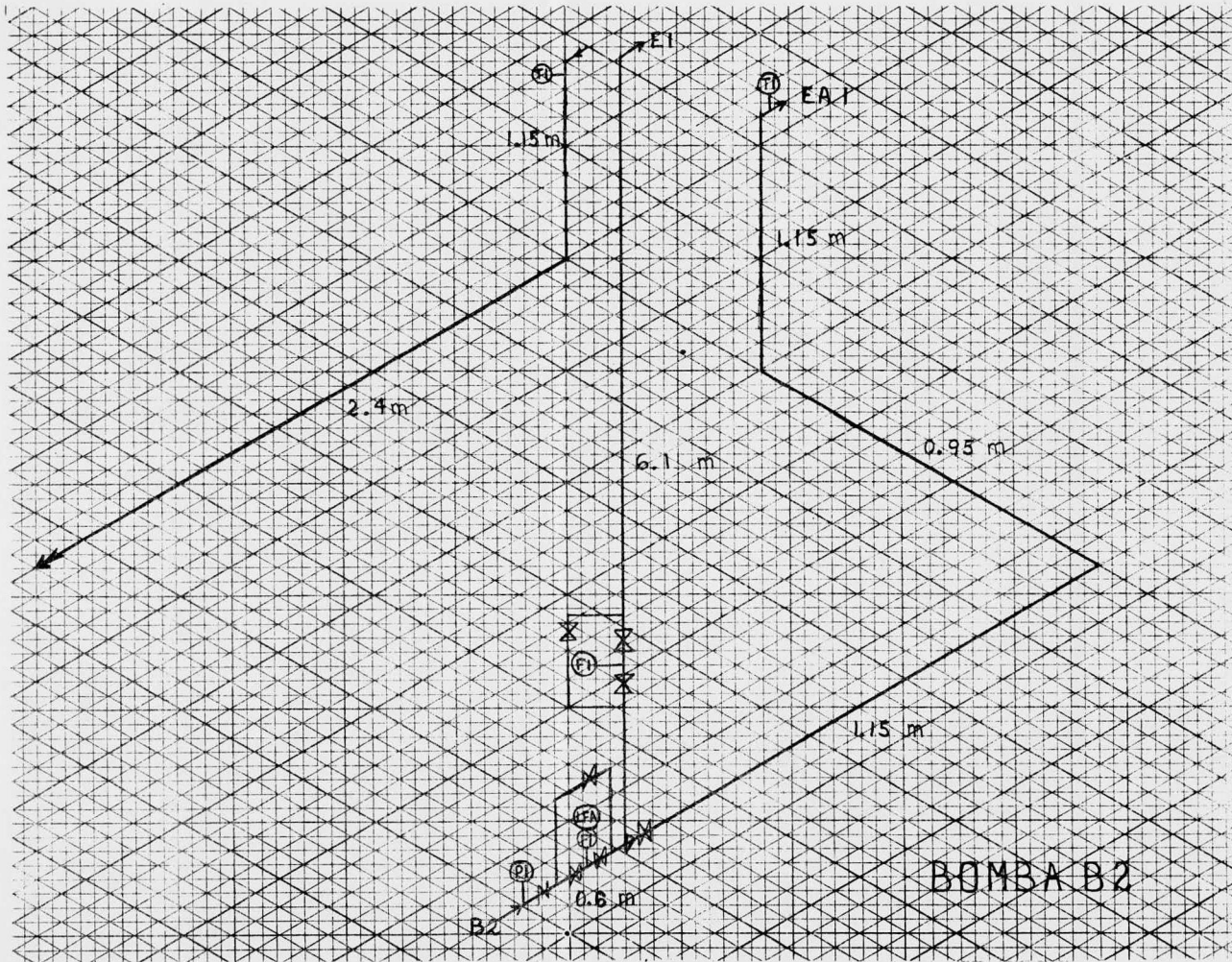
	psig
9. pérdidas en equipo a la capacidad de diseño 5 X (F.S.) <sup>2</sup>	—
10. presión de succión a la capacidad de diseño 7 - 8 - 9	-6.54
II Condiciones de la descarga	
a. normal	
11. presión terminal máxima	-8.43
12. columna hidrostática	8.61
13. presión total fija 11 + 12	0.18
14. pérdidas totales en equipo	40.6
15. pérdidas por fricción línea	7.2
diámetro de la línea 2 pul	
longitud 109.08 pie	
$\Delta P/100$ 5.1 psi	
$\Delta P$ línea 5.6 psi	
diámetro del ramal 0.25 pul	
longitud 11.57 pie	
$\Delta P/100$ 14 psi	
$\Delta P$ línea 1.6 psi	
16. pérdidas totales variables 14 + 15	47.8
17. pérdidas totales 13 + 16	48
18. presión diferencial 17 - 6	54.48
19. presión diferencial con aproximación de 5 psi	55
20. presión de descarga 19 + 6	48.57
b. diseño	
21. presión total fija 13	0.18
22. pérdidas totales variables 16X(F.S.) <sup>2</sup>	57.84



		psig
23.	pérdidas totales 21 + 22	58.02
24.	presión diferencial 23 - 10	64.56
25.	presión diferencial con aproximación de 5 psi	65
26.	presión de descarga de diseño 25+10	58.46
III	Cálculo del NPSH	psia pie liq.
27.	presión en recipiente	2.88
28.	presión de vapor en la succión	3.15
29.	27 - 28	-0.27 -0.62
30.	nivel mínimo de operación	5.0
31.	elevación de la boquilla succión	0.82
32.	30 - 31	4.18
33.	presión disponible 29 + 32	3.56
34.	pérdidas por fricción a la cap. de diseño de la bomba 8	1.41
35.	pérdidas en equipo a capacidad de diseño 9	—
36.	NPSH disponible 33 - 34 - 35	2.15

#### IV Datos de la bomba

37. salmuera recirculación al evaporador y sub - producto a limites de bateria
38. item: B 2
39. factor de seguridad (F.S.) 1.1
40. fluido: salmuera
41. flujo: 78.8 GPM a condiciones de flujo
42. temperatura: 145°F
43. viscosidad: 1.06 cp



44. densidad relativa: 1

45. potencia: 2.69 HP

## 8. Bomba B3

### I Condiciones de la succión

a. normal	psig
1. presión inicial mínima	-7.57
2. columna hidrostática	3.37
3. presión inicial 1 + 2	-4.2
4. pérdidas por fricción	2
diámetro de la línea	0.25 pul
longitud	14.2 pie
$\Delta P/100$	14 psi
$\Delta P$ línea	2 psi
5. pérdidas en equipo	--
6. presión de succión 3 - 4 - 5	-6.2
b. diseño	
7. presión inicial 3	-4.2
8. pérdidas por fricción a la capacidad de diseño de la bomba $4X(F.S.)^2$	2.42
9. pérdidas en equipo a la capacidad de diseño $5 X (F.S.)^2$	--
10. presión de succión a capacidad de diseño 7 - 8 - 9	-6.62

### II Condiciones a la descarga

a. normal	
11. presión terminal máxima	0
12. columna hidrostática	1.56

	psig
13. presión total fija 11 + 12	1.56
14. pérdidas totales equipo	52.3
15. pérdidas por fricción línea	17.2
diámetro de la línea 0.25 pul	
longitud 57.19 pie	
$\Delta P/100$ 30.1 psi	
$\Delta P$ línea 17.2 psi	
16. pérdidas totales variables 14 + 15	69.5
17. pérdidas totales 13 + 16	71.06
18. presión diferencial 17 - 6	77.26
19. presión diferencial con aproxima- ción 5 psi	80
20. presión de descarga 19 + 6	73.8

b. diseño

21. presión total fija 13	1.56
22. pérdidas totales variables 16 X(F.S) <sup>2</sup>	84.1
23. pérdidas totales 21 + 22	85.66
24. presión diferencial 23 - 10	92.28
25. presión diferencial con aproxima- ción 5 psi	95
26. presión de descarga de diseño 25+10	88.38

III Cálculo del NPSH

	psia	pie liq.
27. presión en recipiente	3.755	
28. presión de vapor en la suc- ción	3.75	
29. 27 - 28	0.005	0.01
30. nivel mínimo de operación	7.77	
31. elevación de la boquilla succión	0.82	

	psia	pie liq.
32. 30 - 31		6.95
33. presión disponible 29 + 32		6.96
34. pérdidas por fricción a la capacidad de diseño de la bomba 8		5.59
35. pérdidas en equipo a la capacidad de diseño 9		--
36. NPSH disponible 33 - 34 - 35		1.37

#### IV Datos de la bomba

37. producto: destilado a límites de batería
38. item: B 3
39. factor de seguridad (F.S.): 1.1
40. fluido: destilado
41. flujo: 1.46 GPM a condiciones de flujo
42. temperatura: 150°F
43. viscosidad: 1 cp
44. densidad relativa: 1
45. potencia: 0.1 HP
46. Nota: en realidad está diseñada a entregar

el agua a un tanque de almacenamiento a 2 m de límite de batería.

#### 9. Bomba B 4

Datos requeridos:

- a) del bióxido de carbono

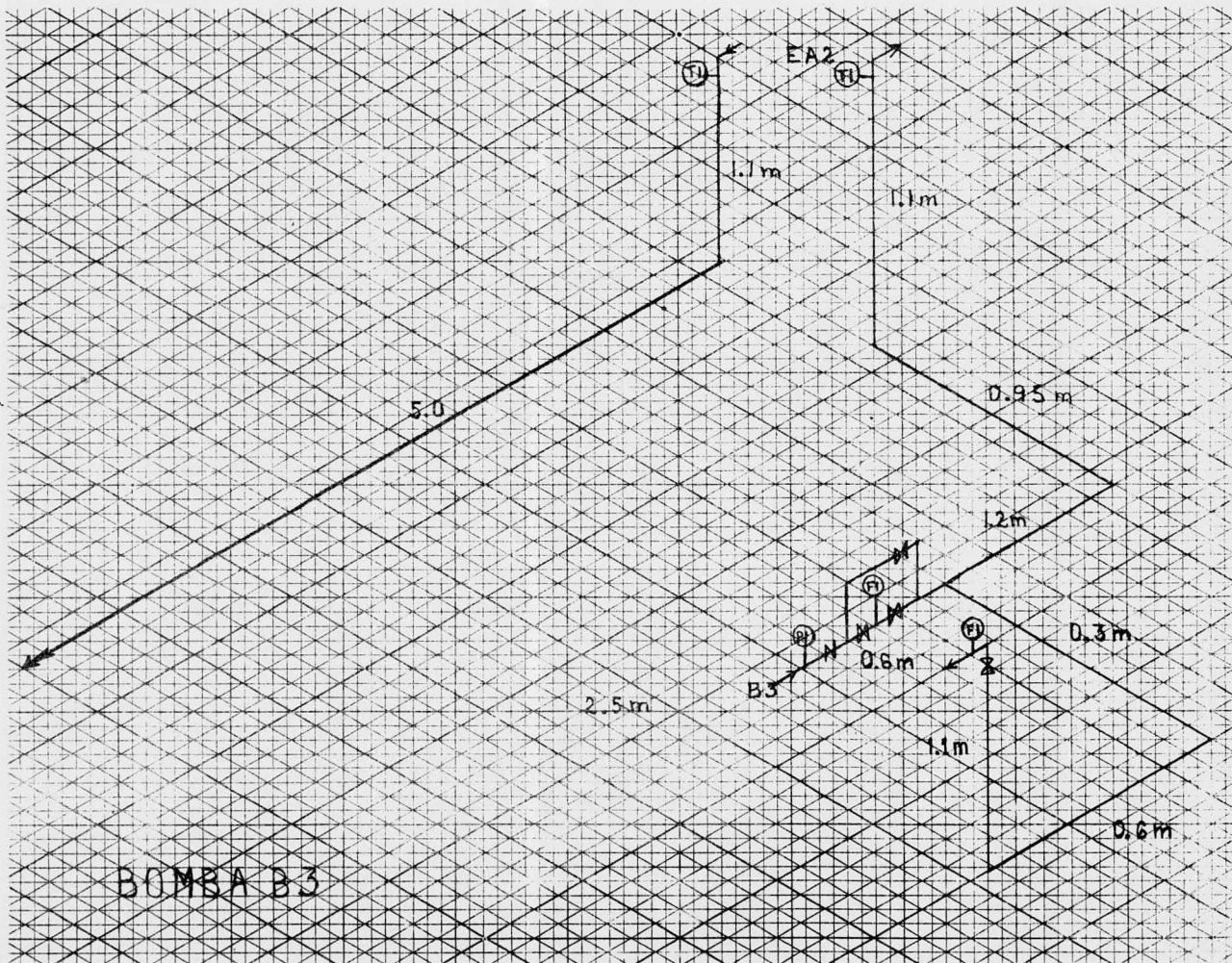
$$\rho = 0.1235 \text{ lb/pie}^3 \text{ a } 68^\circ\text{F (528}^\circ\text{R) y } 14.696 \text{ psia}$$

$$c = 103.46 \text{ ppm}$$

- b) del oxígeno

$$\rho = 0.0892 \text{ lb/pie}^3 \text{ a } 68^\circ\text{F y } 14.696 \text{ psia}$$





BOMBA B3

$$c = 4.9 \text{ ppm}$$

- c) gasto del agua de mar = 1440 lb/h  
temperatura dentro del evaporador = 150°F (610°R)  
presión a la succión = 3.755 psia  
presión a la descarga = 11.32 psia

- 1) Cálculo del volumen y densidad del oxígeno:

$$V_2 = \frac{P_1 V_1 T_2}{T_1 P_2}$$

$$V_1 = 0.00706 \text{ lb/h} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{0.892 \text{ lb}} = 0.0791 \text{ pie}^3/\text{h}$$

a 150°F y 3.755 psia:

$$V_2 = \frac{14.696 \times 0.0791 \times 609.69}{527.69 \times 3.755} = 0.3577$$

se corrige la densidad de 68°F y 14.696 psia a las nuevas condiciones de 150°F y 3.755 psia:

$$0.0892 \times \left(\frac{528}{610}\right) \times \left(\frac{3.755}{14.696}\right) = 0.0197 \text{ lb/pie}^3$$

- 2) Cálculo del volumen y densidad del bióxido de carbono:

$$V_1 = 0.14 \text{ 898} \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{0.1235 \text{ lb}} = 1.2063 \text{ pie}^3/\text{h}$$

a 150°F y 3.755 psia:

$$V_2 = \frac{14.696 \times 609.69 \times 1.2063}{527.69 \times 3.755} = 5.45 \text{ pie}^3/\text{h}$$

se corrige la densidad de 68°F y 14.696 psia a las nuevas condiciones de 150°F y 3.755 psia:

$$0.1235 \times \left(\frac{528}{610}\right) \times \left(\frac{3.755}{14.696}\right) = 0.0273 \text{ lb/pie}^3$$

- 3) Cálculo del volumen total de incondensables:

$$0.3577 \text{ pie}^3/\text{h} + 5.45 \text{ pie}^3/\text{h} = 5.81 \text{ pie}^3/\text{h} \text{ (0.097}$$

pie<sup>3</sup>/min)

4) Cálculo de la densidad de la mezcla a 150°F y 3.755

psia:

$$\rho_M = \frac{\rho_1 Q_1 + \rho_2 Q_2}{Q_1 + Q_2}$$

$$\rho_M = \frac{0.0197 \times 0.00706 + 0.0273 \times 0.14898}{0.00706 + 0.14898} = 0.027 \text{ lb/pie}^3$$

La presión de la descarga será 11.32 psia. Así el gradiente de presión que debe dar la bomba es:

$$\Delta P = 11.32 - 3.755 = 7.57 \text{ psia}$$

## 10. Sistema de pretratamiento

A. Cálculo de la cantidad de ácido sulfúrico que se agrega al agua de mar.

El agua de mar que entra en la plante contiene ---  
1.425 X 10<sup>-4</sup> lb de bicarbonatos/lb.

$$\frac{1.425 \times 10^{-4} \text{ lb HCO}_3^-}{\text{lb agua de mar}} \times \frac{1440 \text{ lb agua de mar}}{\text{h}} = 0.2052 \frac{\text{lb HCO}_3^-}{\text{h}}$$

$$0.2052 \frac{\text{lb HCO}_3^-}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ mol HCO}_3^-}{61 \text{ lb HCO}_3^-} = 0.00336 \text{ mol HCO}_3^-/\text{h}$$

Por lo tanto se necesitan 0.00336 moles de ácido sulfúrico/h.

$$0.00336 \frac{\text{mol H}_2\text{SO}_4}{\text{h}} \times \frac{98 \text{ lb H}_2\text{SO}_4}{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4} = 0.33 \text{ Lb H}_2\text{SO}_4/\text{h}$$

Se necesita agregar 0.33 lb/h de ácido para eliminar los carbonatos y los bicarbonatos del agua de mar. Sin embargo se agrega un pequeño exceso del ácido para que el ph del agua de mar sea ligeramente ácido.

B. Torre decarbonatadora.

Si el agua de mar que entra a la planta tiene ---



0.003364 mol/h de bicarbonatos, al reaccionar darán 0.006728 mol/h de CO<sub>2</sub>.

$$0.006728 \frac{\text{mol CO}_2}{\text{h}} \times \frac{44 \text{ lb CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} = 0.3 \text{ lb CO}_2/\text{h}$$

Por lo tanto la fracción mol de CO<sub>2</sub> en exceso es:

$$\frac{\text{moles CO}_2}{\text{moles solución}} = \frac{0.006728}{79.98973} = 8.4 \times 10^{-5}$$

Esta cantidad de CO<sub>2</sub> es sobre la saturación, que a esa temperatura es de  $5.9 \times 10^{-4}$  (fracción mol).

1) Cálculo del diámetro de la torre

Se supone:  $d_D = 13 \text{ cm} = 0.427 \text{ pie} = 5.124 \text{ pul}$

$$A = \frac{\pi \times 0.427^2}{4} = 0.143 \text{ pie}^2$$

$$L = \frac{1440}{0.143} = 10\ 070 \text{ lb/h pie}^2$$

Como L está dentro del rango recomendado, el diámetro supuesto es correcto.

2) Cálculo del coeficiente de transferencia

$$G = 600 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}} \times 0.075 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times \frac{1}{0.143 \text{ pie}^3} = 315 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

G es el gasto de aire necesario para la desorción.

A 68°F, de la figura 22 se tiene que:

$$I = 77 \text{ h}^{-1}$$

$$I = 77 \left( \frac{10\ 070}{10\ 000} \right)^{0.7} = 77.4 \text{ h}^{-1}$$

Diámetro mínimo del empaque:

$$\frac{5.124}{8} = 0.64 \text{ pul}$$

$$d_R = 0.75 \text{ pul}$$

$$I = 77.4 \left( \frac{1}{0.75} \right)^{0.55} = 90.7 \text{ h}^{-1}$$

3) Cálculo de la altura de la torre

De la figura 23 a 68°F:  $1/H = 0.0000238$ ,  $H = 42\ 017$

atm/fracción mol

$$B = \frac{42\ 017}{0.77} = 54\ 567.5$$

$$x_0 = 8\ \text{ppm}$$

$$y_1 = \frac{1.91405\ \text{lb O}_2 \times 10^6}{8.05758\ \text{lb aire}} = 237\ 543.5\ \text{ppm}$$

$$x_1^* = \frac{237\ 543.5}{54\ 567.5} = 4.35\ \text{ppm}$$

cantidad de  $\text{O}_2$  disuelto en el agua de mar que sale de la torre

$$x_1 = 4.9\ \text{ppm}$$

$$y_0 = \frac{10\ 070}{315} (8 - 4.9) + 4.35 = 103.46\ \text{ppm}$$

$$x_0^* = \frac{103.56}{54\ 567.5} = 1.9 \times 10^{-3}\ \text{ppm}$$

$$z = \frac{10\ 070}{90.7 \times 62.3} \ln \left( \frac{8 - 1.9 \times 10^{-3}}{4.9 - 4.35} \right) \div \left( 1 - \frac{10\ 070}{54567.5 \times 315} \right)$$

$$z = 4.77\ \text{pie}$$

La altura del empaque de la torre será

$$z = 1.45\ \text{m}$$

4) Cálculo de la cantidad de  $\text{CO}_2$  que sale con el agua de mar.

De la figura 23:  $1/H = 7.04 \times 10^{-4}$ ,  $H = 1\ 420 \frac{\text{atm}}{\text{fracc.mol}}$

$$B = \frac{1420}{0.77} = 1\ 844.16$$

A la entrada se tiene:

$$\frac{7.74 \times 10^{-4}\ \text{moles CO}_2}{0.999226\ \text{moles H}_2\text{O}} \times \frac{44\ \text{lb CO}_2}{\text{mol CO}_2} \times \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{18\ \text{lb O}_2}$$

$$x_0 = \frac{0.03406\ \text{lb CO}_2}{17.986\ \text{lb H}_2\text{O}} = 1890.1\ \text{ppm}$$

$$y_1 = \frac{0.0042 \text{ lb CO}_2 \times 10^6}{8.05758 \text{ lb aire}} = 521.25 \text{ ppm}$$

$$x_1^* = \frac{521.25}{1844.16} = 0.283 \text{ ppm}$$

$$x_1 = \frac{1890.1 - \left( \frac{1890.1 \times 10070}{1844.16 \times 315} \right) - \left( \frac{521.25}{1844.16} \right) + 0.283 \exp(A)}{\exp \left[ \frac{4.77 \times 90.4 \times 62.3}{10070} \left( 1 - \frac{10070}{1844.16 \times 315} \right) \right] - \left( \frac{10070}{1844.16 \times 315} \right)}$$

$$(A) = \left[ \frac{4.77 \times 90.4 \times 62.3}{10070} \left( 1 - \frac{10070}{1844.16 \times 315} \right) \right]$$

Cantidad de CO<sub>2</sub> en el agua de mar que deja la torre:

$$x_1 = 133.85 \text{ ppm}$$

Altura total de la torre empacada:

$$L_D = 1.1 \times 4.77 = 5.25 \text{ pie}$$

$$L_D = 1.6 \text{ m}$$

Caida de presión en la torre

Datos requeridos:

a) del agua de mar

$$\mu = 1.02 \text{ cp}$$

$$\rho = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{gasto} = 10070 \text{ lb/h pie}^2$$

b) del aire

$$\rho = 0.075 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{gasto} = 315 \text{ lb/h pie}^2$$

c) altura del empaque húmedo = 4.77 pie

altura total de la torre = 5.25 pie

$$C_f = 255$$

$$\text{ec. (1)} \quad \frac{315^2 \times 255 \times 1.02^{0.2}}{4.18 (10^8) \times 0.075 \times 62.3} \frac{62.3}{62.3} = 0.013$$

$$\text{ec. (2)} \quad \frac{10\ 070}{315} \left( \frac{0.075}{62.3} \right)^{0.5} = 1.11$$

De la figura 6.26 del libro de Treybal:

$$\frac{\Delta P}{z} = 0.5 \text{ pul H}_2\text{O/pie}$$

$$0.5 \frac{\text{pul H}_2\text{O}}{\text{pie}} \times \frac{1 \text{ lb/pul}^2}{27.707 \text{ pul H}_2\text{O}} = 0.018 \frac{\text{lb/pul}^2}{\text{pie}}$$

$$\Delta P = 0.018 \times 4.77 = 0.086 \text{ lb/pul}^2$$

$$C_f^2 = 2 \times 255 = 510$$

$$\frac{\Delta P}{l_b - z} = \frac{1.75 \times 510 \times 315^2}{6 \times 4.18 (10^8) \times 0.075} = 0.47 \frac{\text{lb/pie}^2}{\text{pie}}$$

$$\Delta P = 0.47 \times 0.48 = 0.2256 \text{ lb/pie}^2$$

$$0.2256 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2} \times \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pul}^2} = 0.0016 \text{ lb/pul}^2$$

La caída de presión en la torre será:

$$\Delta P_T = 0.086 + 0.0016 = 0.0876 \text{ lb/pul}^2$$

## 11. Caldereta

Datos requeridos:

a) del agua

$$C_p = 1.0 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 1\ 008.2 \text{ BTU/lb a temperatura de } 150^\circ\text{F}$$

b) temperatura entrada agua =  $68^\circ\text{F}$

temperatura ebullición =  $150^\circ\text{F}$

c)  $Q_{\text{aux}} = 11\ 075.45 \text{ BTU/h}$

$$m_{\text{aux}} = \frac{11\ 075.45}{1\ 008.2} = 11 \text{ lb/h}$$

$$Q = 11 [1 (150 - 68) + 1\ 008.2] = 11\ 992.2 \text{ BTU/h}$$

$$11\ 992.2 \times \frac{1}{3.412} = 3\ 514.7 \text{ watt}$$

Para poder disponer de una cantidad extra de energía se tendrán 4 Kw, repartidos en 5 resistencias: 3 de 1 Kw cada una y 2 de 0.5 kw cada una.

Las resistencias tendrán conexiones independientes - de manera que trabajen solo las necesarias en el momento.

VI Planos y dibujos

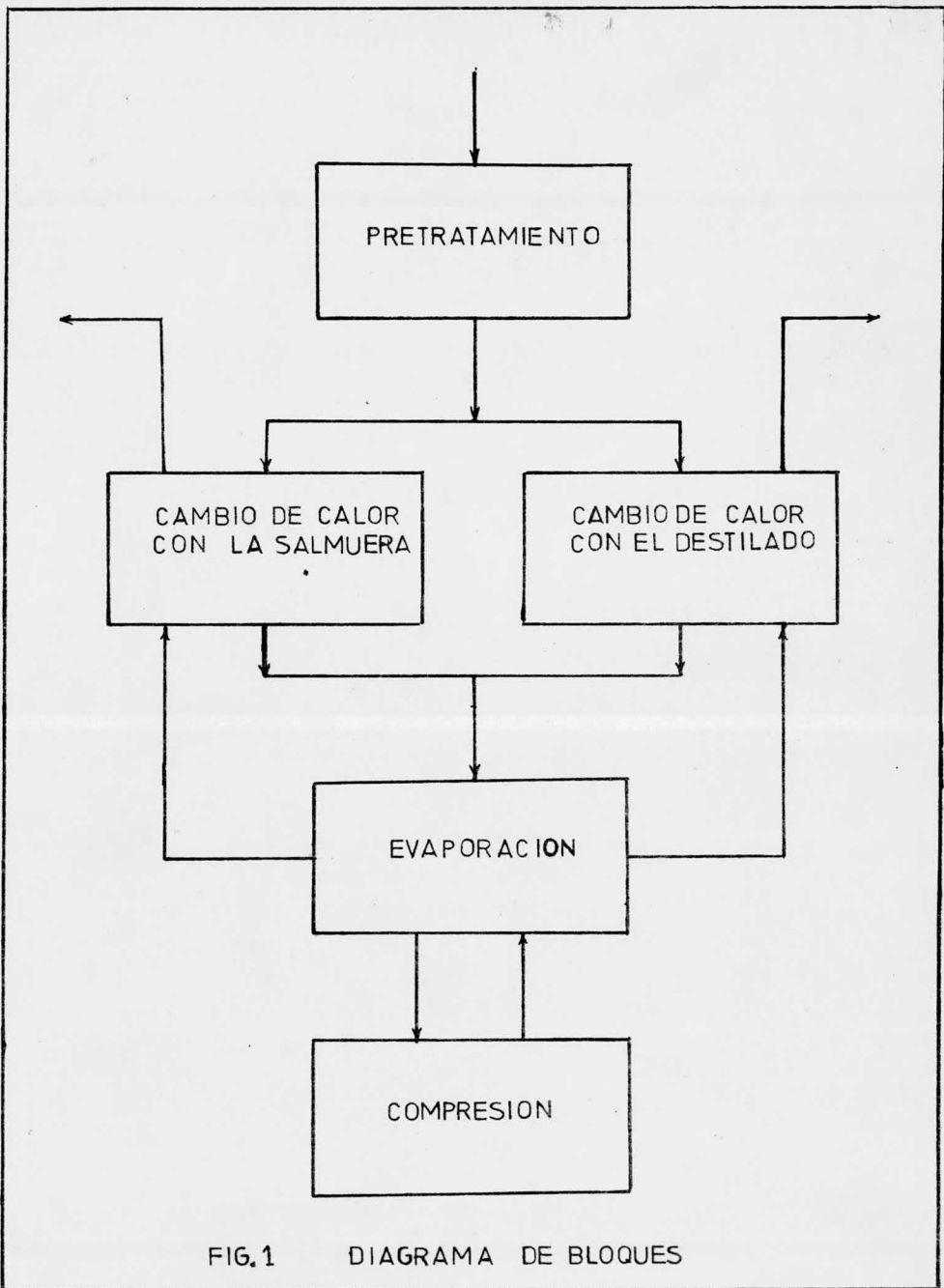
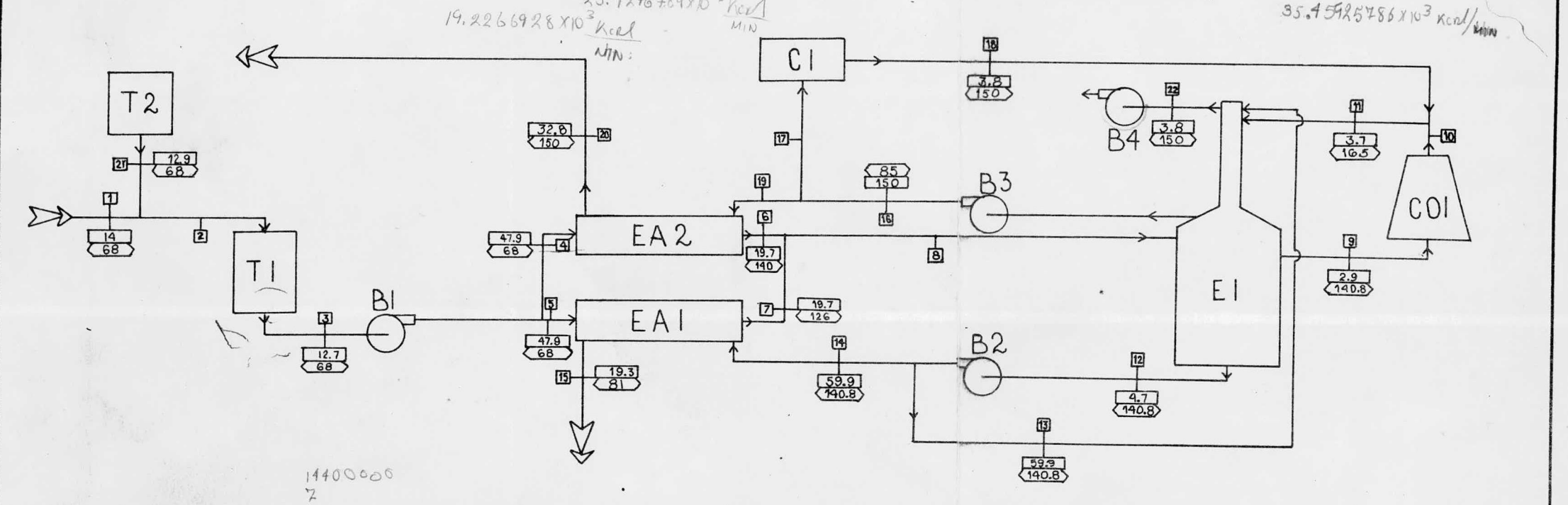


FIG.1 DIAGRAMA DE BLOQUES

**T2** TANQUE H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> d=0.98 ft l=1.3 ft  
**T1** TORRE DECARBONATADO d=0.427ft l=1.45m  
**B1** BOMBA AGUA DE MAR F=2.9 GPM ΔP=55 psi  
**EA 1** CAMBIADOR DE CALOR Q=40 156 BTU/h A<sub>c</sub>=9.86 ft<sup>2</sup>  
**EA 2** CAMBIADOR DE CALOR Q=49968 BTU/h A<sub>c</sub>=15.53 ft<sup>2</sup>  
**C1** CALDERETA Q=11992 BTU/h P=4 Kw  
**B2** BOMBA SALMUERA F=78.8 GPM ΔP=55 psi  
**B3** BOMBA DESTILADO F=1.46 ΔP=95 psi  
**B4** BOMBA DE VACIO F=0.1 ΔP=7.6 psi  
**E1** EVAPORADOR Q=740586 BTU/h A=47.8 ft<sup>2</sup>  
**CO 1** COMPRESOR F=1.46 GPM ΔP=0.87 psi



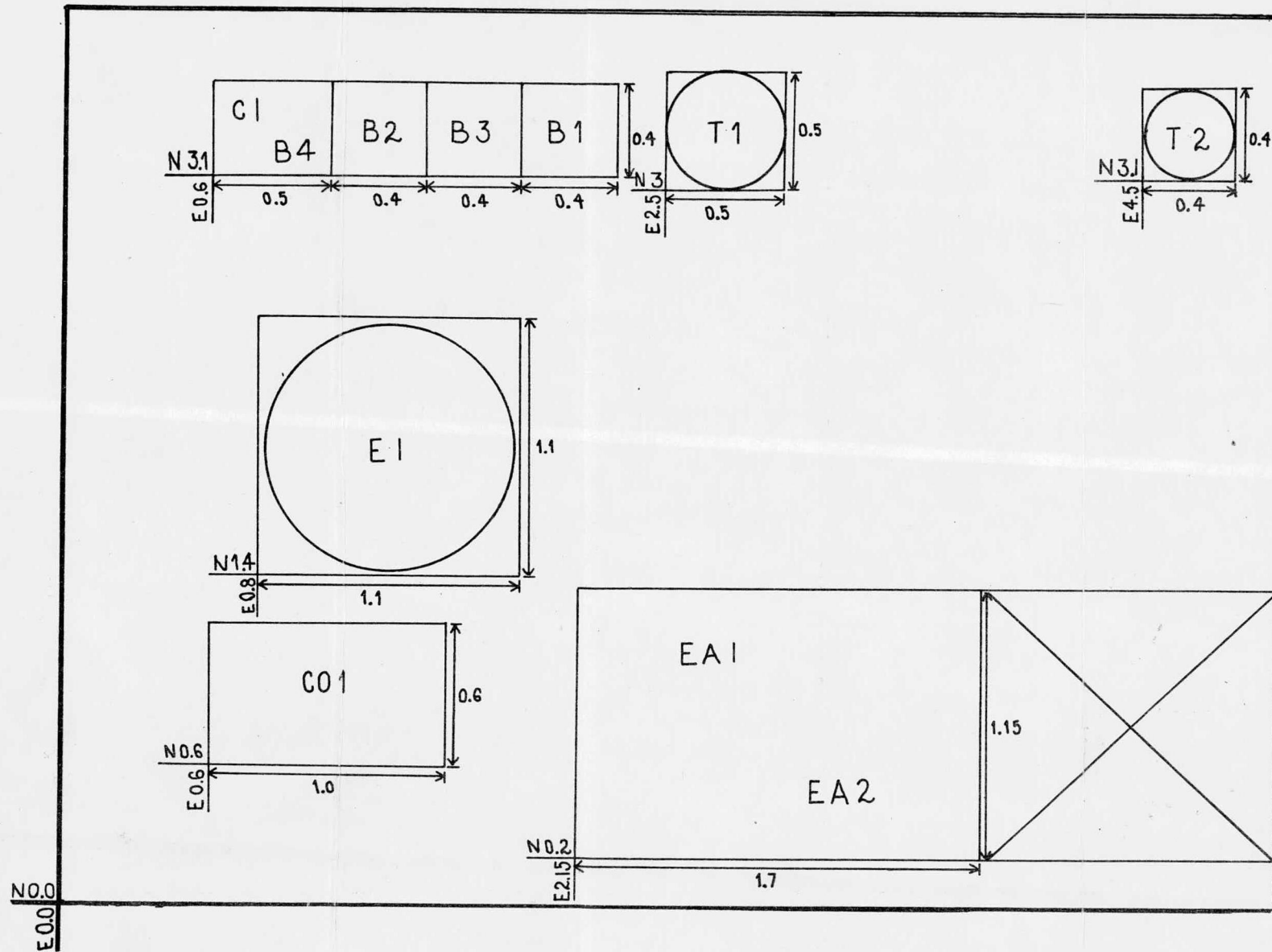
CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
PRESION (psi)	14	14	12.7	47.9	47.9	19.7	19.7	19.7	2.9	3.7	3.7
TEMPERATURA (°F)	68	68	68	68	68	140	126	133	140.8	165	165
GASTO (lb/h)	1440	1440	1440	720	720	720	720	1440	720	720	731
FLUJO (GPM)	2.8	2.8	2.8	1.4	1.4	1.4	1.4	2.8	11.015	9.627	9.774
COMPOSICION (%H <sub>2</sub> O)	96.5	96.5	96.5	96.5	96.5	96.5	96.5	96.5	99.99	99.99	99.99
CORRIENTE	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
PRESION (psi)	4.7	59.9	59.9	19.3	85	85	3.8	85	32.8	12.9	3.8
TEMPERATURA (°F)	140.8	140.8	140.8	81	150	150	150	150	150	68	150
GASTO (lb/h)	38761	38041	720	720	731	11	11	720	720	0.33	0.16
FLUJO (GPM)	75.18	73.8	1.4	1.4	1.44	0.05	136.5	1.4	1.4		0.72
COMPOSICION (%H <sub>2</sub> O)	93	93	93	93	99.99	99.99	99.99	99.99	99.99	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 98%	CO <sub>2</sub> 5.5-0.45

NOTAS:  
 □ PRESION [psia]  
 ◻ TEMP. [°F]

FIG. 2 DIAGRAMA DE FLUJO.  
 PLANTA PILOTO DE DESALACION DE AGUA DE MAR POR DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR. UNAM

2823





### LISTA DE EQUIPO

- EA1- CAMBIADOR DE CALOR SALMUERA- AGUA DE MAR
- EA2- CAMBIADOR DE CALOR DESTILADO- AGUA DE MAR
- T1- TORRE DECARBONATADO- RA
- T2- TANQUE DE  $H_2SO_4$
- B1- BOMBA DE AGUA DE MAR
- B2- BOMBA DE SALMUERA
- B3- BOMBA DE DESTILADO
- B4- BOMBA DE VACIO
- E1- EVAPORADOR
- C1- CALDERETA
- CO1- COMPRESOR

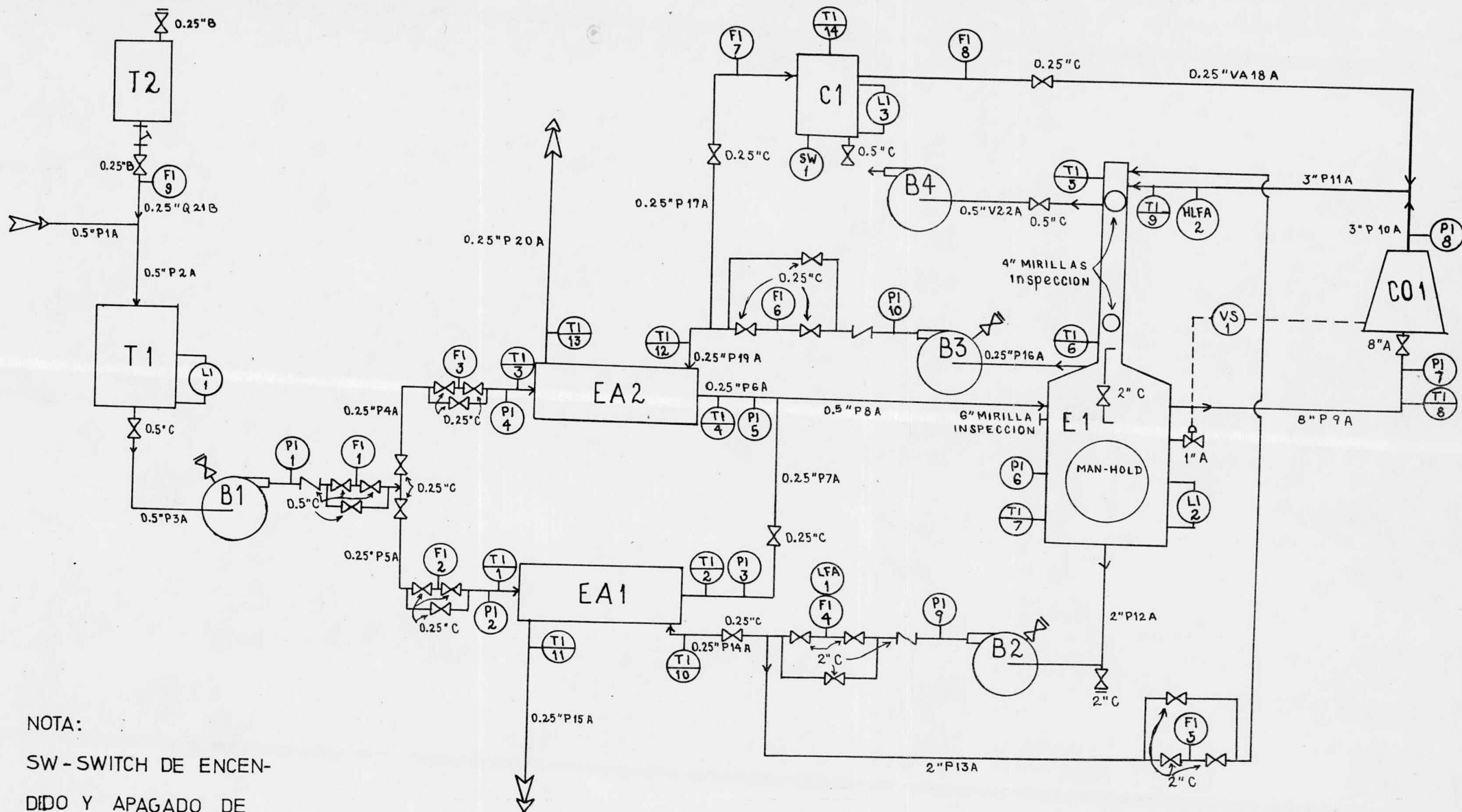
### NOTAS GRALES.

1. DIMENSIONES Y COORDE- NADAS EN METROS.
2. ESCALA 1:20
3. TANQUE DE ALMACENAMIE- NTO DE PROD, CUARTO DE CON- TROL Y BOMBA DE ALIMENTA- CION POR DISEÑAR.

FIG. 3 DIAGRAMA DE DISTRIBUCION GENERAL DEL EQUIPO.

UNAM

PLANTA PILOTO DE DESALACION DE AGUA DE MAR POR DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR



NOTA:  
 SW - SWITCH DE ENCEN-  
 DIDO Y APAGADO DE  
 LAS RESISTENCIAS.

FIG. 4      DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION.

UNAM

PLANTA PILOTO DE DESALACION DE AGUA DE MAR POR DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR.

## INSTRUMENTACION

	VENTEO
	FILTRO
	VALVULA
	VALVULA CHECK
	VALVULA SOLENOIDE
	BY PASS
	DRENE
	EN CAMPO
	A TABLERO
	INDICADOR DE FLUJO
	INDICADOR DE NIVEL
	INDICADOR DE PRESION
	SWITCH ELECTRICO
	INDICADOR DE TEMPERA TURA
	ALARMA POR FLUJO BA JO
	ALARMA POR FLUJO AL TO Y BAJO

## LINEAS Y CLAVES




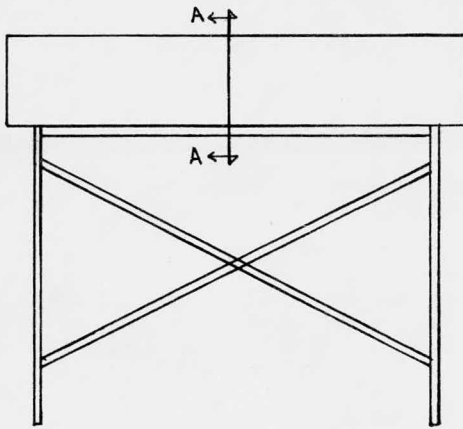
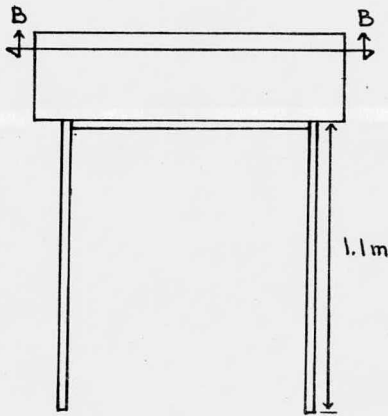
	LINEA DE PROCESO
	LINEA ELECTRICA
	LINEA A LIMITES DE BATERIA
A	ACERO COMERCIAL
B	P.V.C.
C	BRONCE
P	PROCESO
Q	SUSTANCIAS QUIMICAS
V	VACIO
VA	VAPOR AUXILIAR

FIG. 5 DIAGRAMA DE SIMBOLOGIA.

UNAM.



VISTA A



VISTA B

FIG. 6 CAMBIADORES DE CALOR EA 1, EA 2

VISTA A-A, VISTA B-B

UNAM

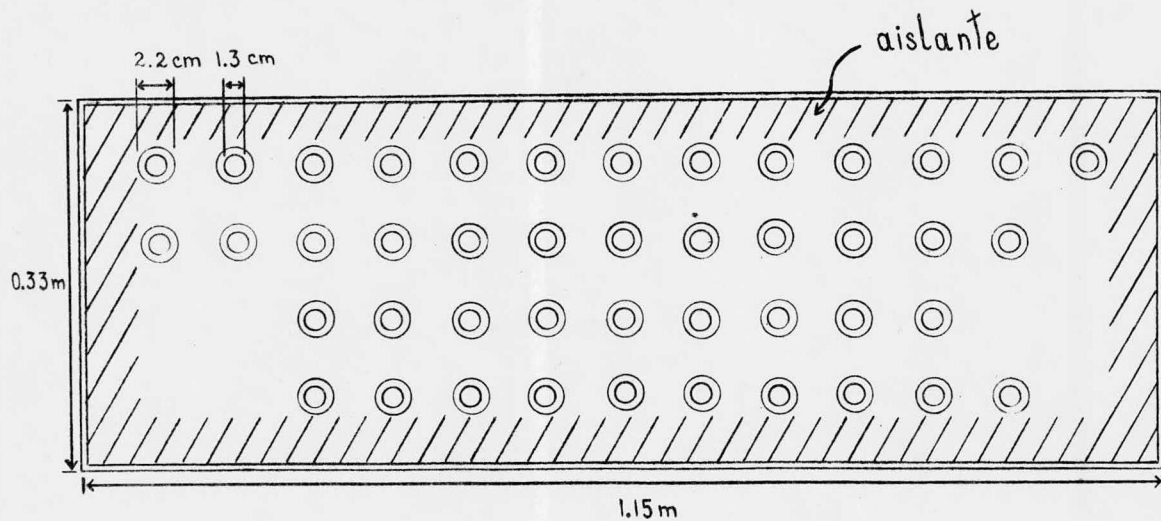


FIG. 7 CAMBIADORES DE CALOR EA 1, EA 2

CORTE A-A

UNAM

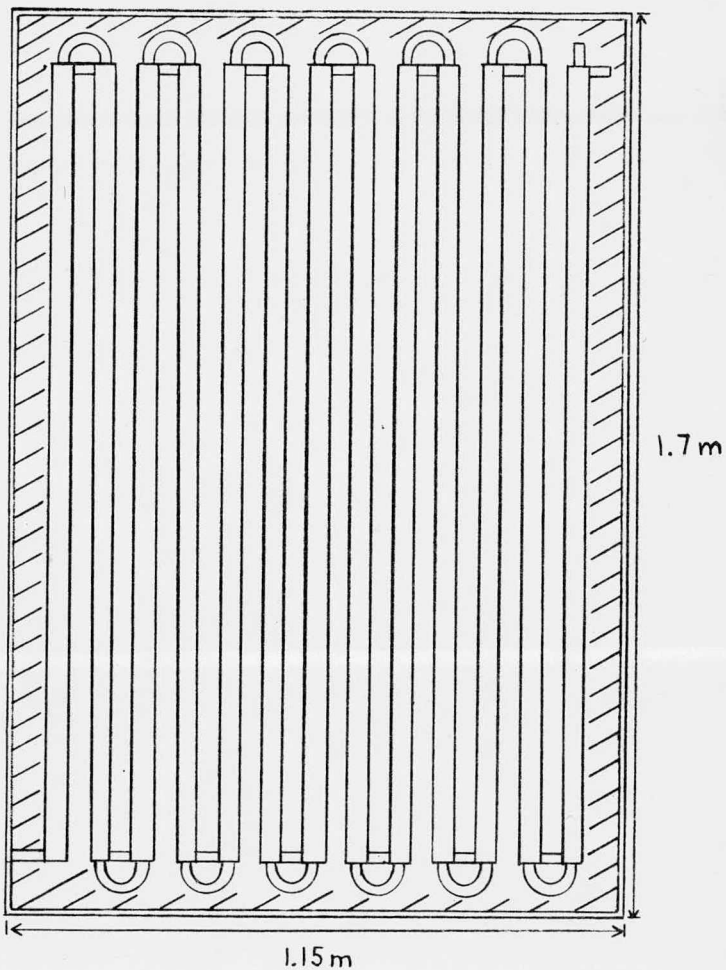


FIG. 8 CAMBIADORES DE CALOR EA1, EA2  
CORTE B-B

UNAM

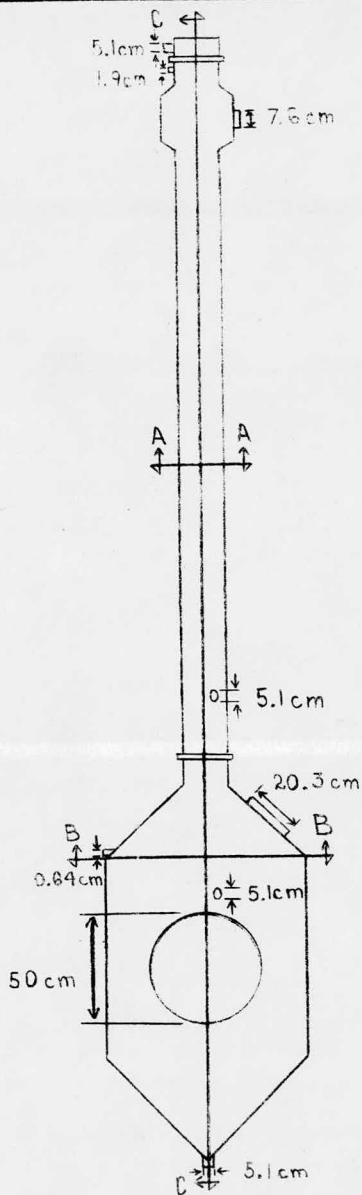


FIG. 9 EVAPORADOR E 1

FRENTE

UNAM

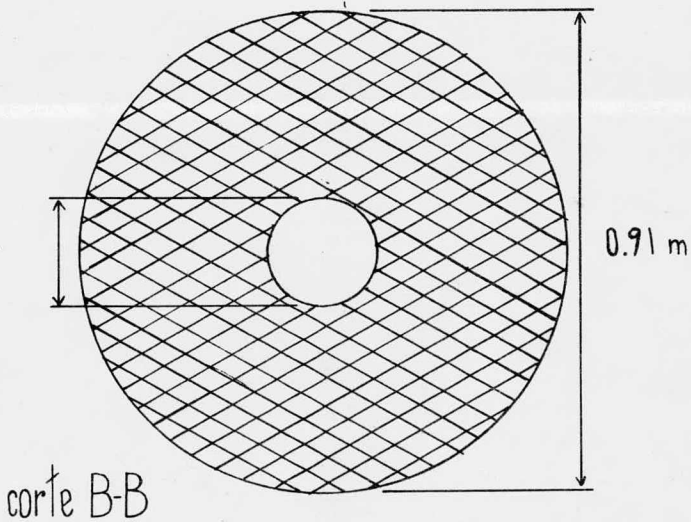
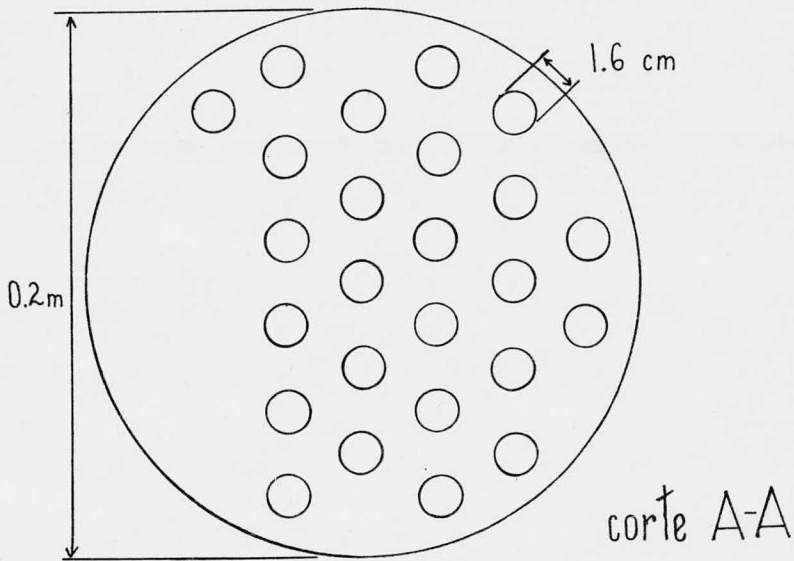


FIG. 10 EVAPORADOR E1

CORTE A-A, CORTE B-B

UNAM



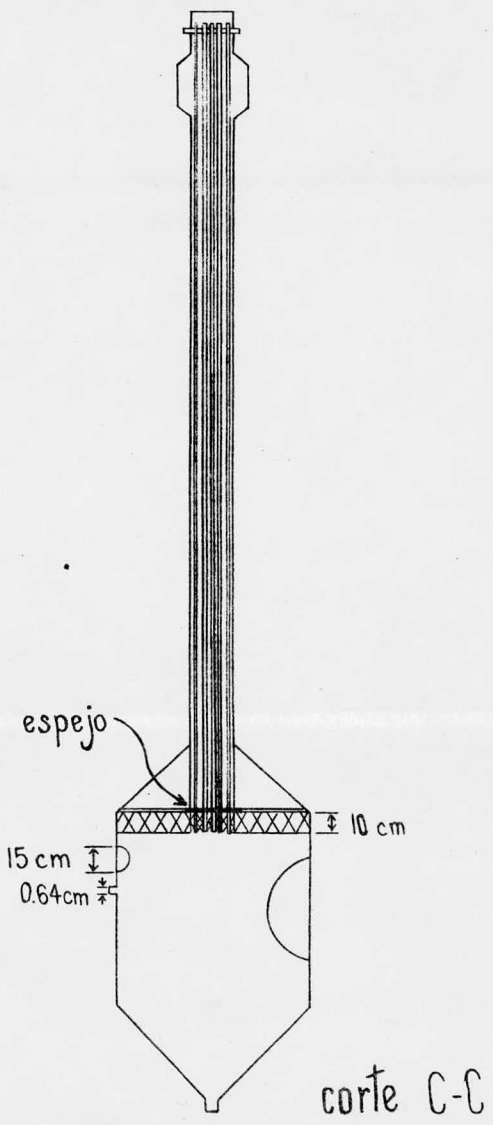


FIG. 11 EVAPORADOR E 1

CORTE C-C

UNAM

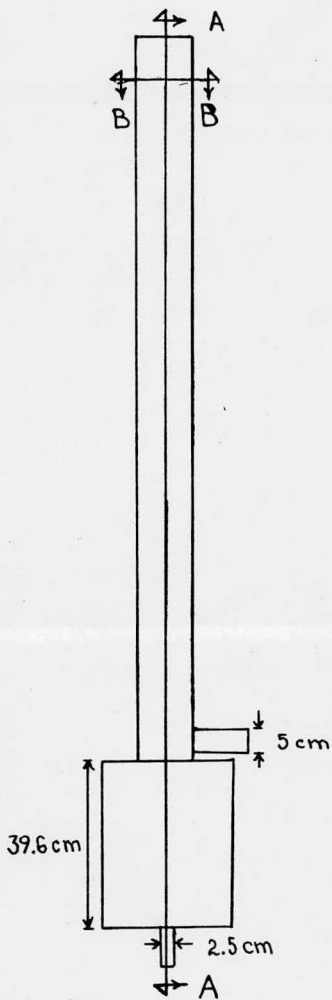
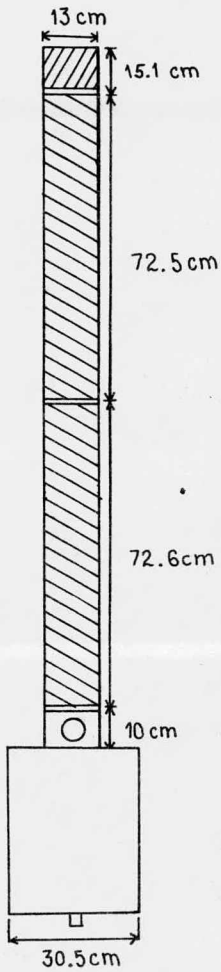


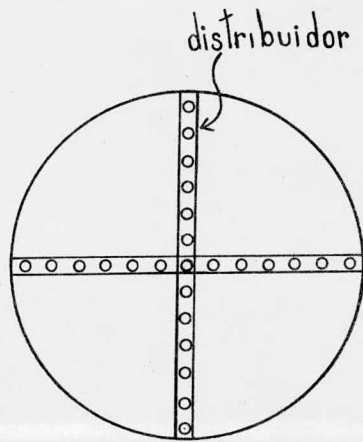
FIG. 12 TORRE DECARBONATADORA T1

FRENTE

UNAM



CORTE A-A



CORTE B-B



-  empaque seco
-  empaque húmedo

FIG. 13 TORRE DECARBONATADORA T1

CORTE A-A, CORTE B-B

UNAM

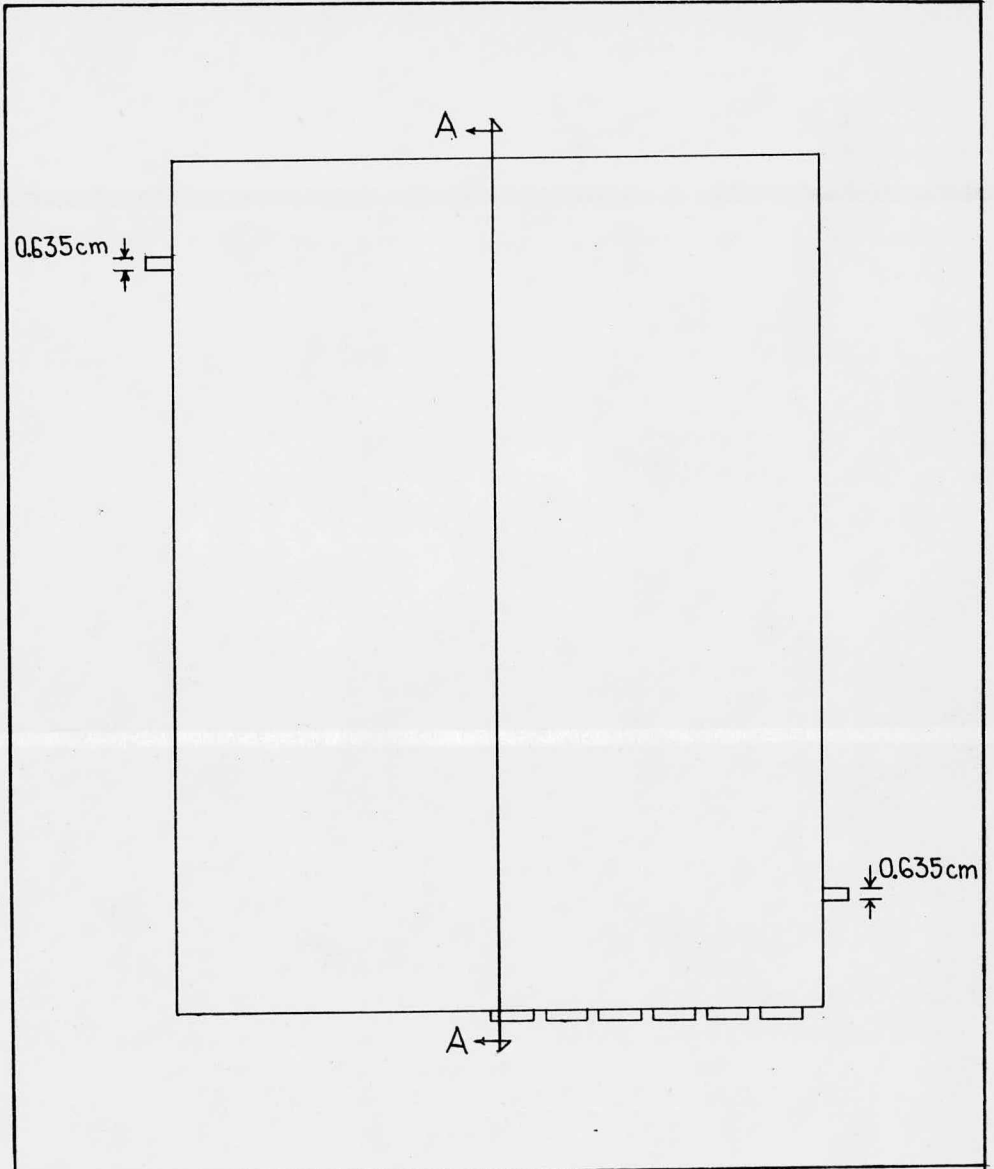


FIG. 14 CALDERETA C 1

FRENTE

UNAM

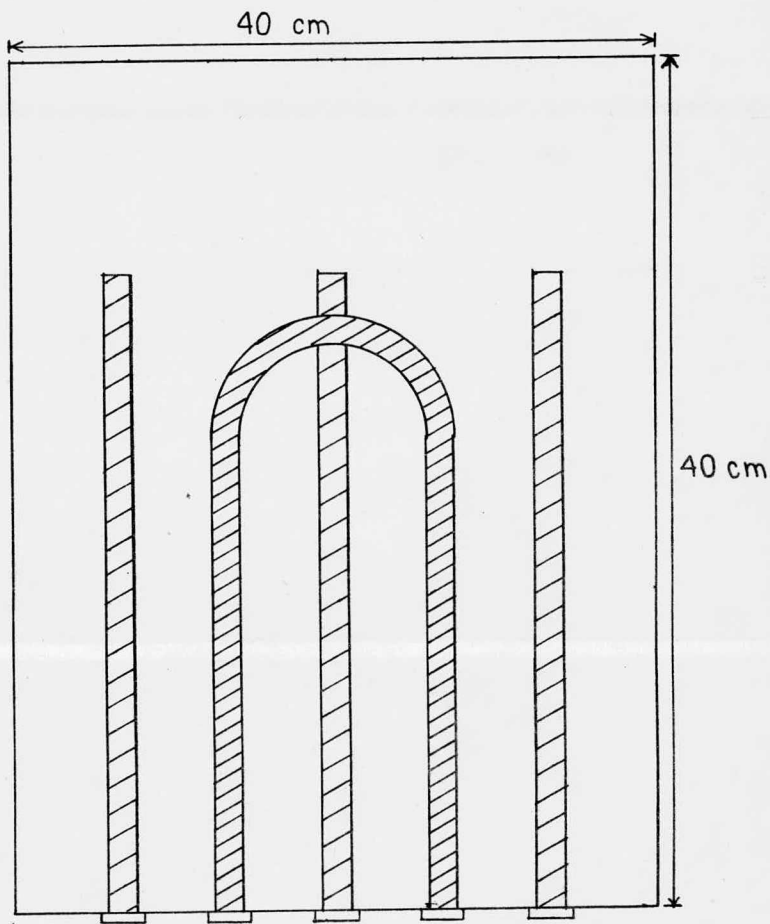


FIG. 15 CALDERETA C 1

CORTE A-A

UNAM

## Conclusiones

Entre los diferentes sistemas de desalación que existen, se ha puesto atención especial al sistema de compresión de vapor debido a la alta eficiencia térmica que presenta, a la flexibilidad en sus requerimientos energéticos, ya que -- puede operar con energía eléctrica, mecánica, térmica o so--lar, y a su maniobrabilidad.

En general, los fenómenos físicoquímicos que involu--cran los procesos de desalación, están entendidos razonable--mente, pero todavía se necesita mas investigación y desarro--llo para:

a) minimizar los requerimientos de energía en los -- sistemas de evaporación instantanea y de múltiple efecto,

b) minimizar la complejidad mecánica de los sistemas de compresión de vapor y de congelación,

c) combinar los diferentes sistemas de desalación pa--ra eliminar las desventajas que tienen y sostener las venta--jas que presenta cada uno.

Los problemas mas importantes que presentan las plan--tas desaladoras, la incrustación y la corrosión, no han podi--do ser solucionados. A la fecha se han reducido sus concecu--encias con el uso de los pretratamientos ácido y de decarbo--natación. Sin embargo la investigación al respecto continua, sobretodo enfocada al uso de diferentes tensoactivos, pues -- este tipo de sustancias han demostrado su eficiencia para -- combatir estos problemas.

La práctica ha demostrado que los tubos estriados u--

sados como superficie de transferencia de calor son superiores a los tubos lisos. Su única desventaja es que se incrustan mas facilmente, pero esto puede controlarse con un buen pretratamiento y operando con precisión para que el sistema no se salga de los límites de confiabilidad. Por eso es necesario su estudio para conocer mas a fondo su funcionamiento y poder promover su uso.

Así, es muy importante la construcción de una planta piloto de desalación donde se pueda estudiar los diferentes puntos de optimización del sistema, como son las superficies de transferencia de calor, tanto en los precalentadores como en el evaporador, el sistema de compresión del vapor, el pretratamiento, el mantenimiento necesario para acrecentar la vida útil de la planta, sistemas auxiliares que aumentan la eficiencia del proceso y disminuyan la corrosión e incrustación, tales como la adición de tensoactivos, etc. Además que sea un centro de adiestramiento para personal calificado en el manejo de este tipo de plantas.

Por la importancia de los objetivos de la planta, el costo de la misma pasa a segundo término. Además por la versatilidad de condiciones en que operará, no es posible establecer los costos de operación, mas bien estos serán parte de los estudios que en ella se harán.

En México, las costas podrían ser mejor aprovechadas si al establecerse las comunidades pesqueras contaran con los servicios esenciales. Entre ellos, el mas importante es el agua potable, que sirve tanto en la vida cotidiana de la población como en la industrialización de los productos marinos.

Por todas las ventajas que presenta sobre los otros métodos desaladores, el sistema de compresión de vapor es el método idóneo para proporcionar agua a este tipo de poblaciones. Así, su uso en México se incrementará rápidamente en un futuro próximo.

El gobierno de México, tomando conciencia del grave problema que significa la escasez de agua, sobre todo en las zonas rurales, ha creado un organismo encargado de adaptar a las tecnologías de desalación ya existentes a las condiciones socioeconómicas y geográficas del pueblo mexicano, así como de desarrollar nuevas tecnologías para uso nacional y de adiestrar personal para el manejo de los diferentes tipos de plantas desaladoras.

A pesar de los graves problemas de agua que existen en el mundo, el conocimiento de los sistemas de desalación — está poco difundido en México. En muchos sectores industriales no se tiene noticia de las ventajas que ofrecen estos — procesos, no solo en la purificación de agua de mar, sino — también en el tratamiento de efluentes industriales. La difusión de estos procesos se irá incrementando en los años venideros. Así será necesario que las escuelas que imparten las disciplinas relacionadas (ingeniería química e ingeniería mecánica, esencialmente) den mayor importancia al tema, incluyendo en sus planes de estudio para preparar a los nuevos profesionistas a enfrentarse con la escasez cada vez mayor — del agua.



## Nomenclatura

- A - area de flujo (pie )
- $A_1$  - area externa del tubo interior (pie )
- $A_2$  - area interna del ánulo (pie )
- $A_3$  - area de flujo del tubo interior (pie )
- $A_4$  - espacio libre en el tubo
- $A_c$  - area necesaria para la transferencia de calor (pie )
- $A_F$  - area de flujo del tubo exterior del cambiador de calor de doble tubo (pie )
- $A_L$  - area de transferencia de calor por unidad de longitud - del tubo (pie /pie)
- $A_n$  - area del eliminador de niebla (pie )
- B - pendiente de la ecuación de la ley de Henry
- BHP- potencia al freno (caballos de fuerza)
- C - concentración (ppm)
- $C_f$  - factor de caracterización del relleno, para flujo de 2 fases
- $C_f'$  - factor de caracterización del relleno para flujo de fase única
- $C_p$  - calor específico (BTU/ lb °F)
- $C_v$  - capacidad calorífica a volumen constante (BTU/lb °F)
- d - diámetro (pul)
- $D_1$  - diámetro externo del tubo interno (pie)
- $D_2$  - diámetro interno del ánulo (pie)
- $D_3$  - diámetro interno del tubo interno (pie)
- $D_4$  - diámetro interno de la película descendente (pie)
- $D_e'$  - diámetro equivalente para el cálculo de la caída de presión (pie)

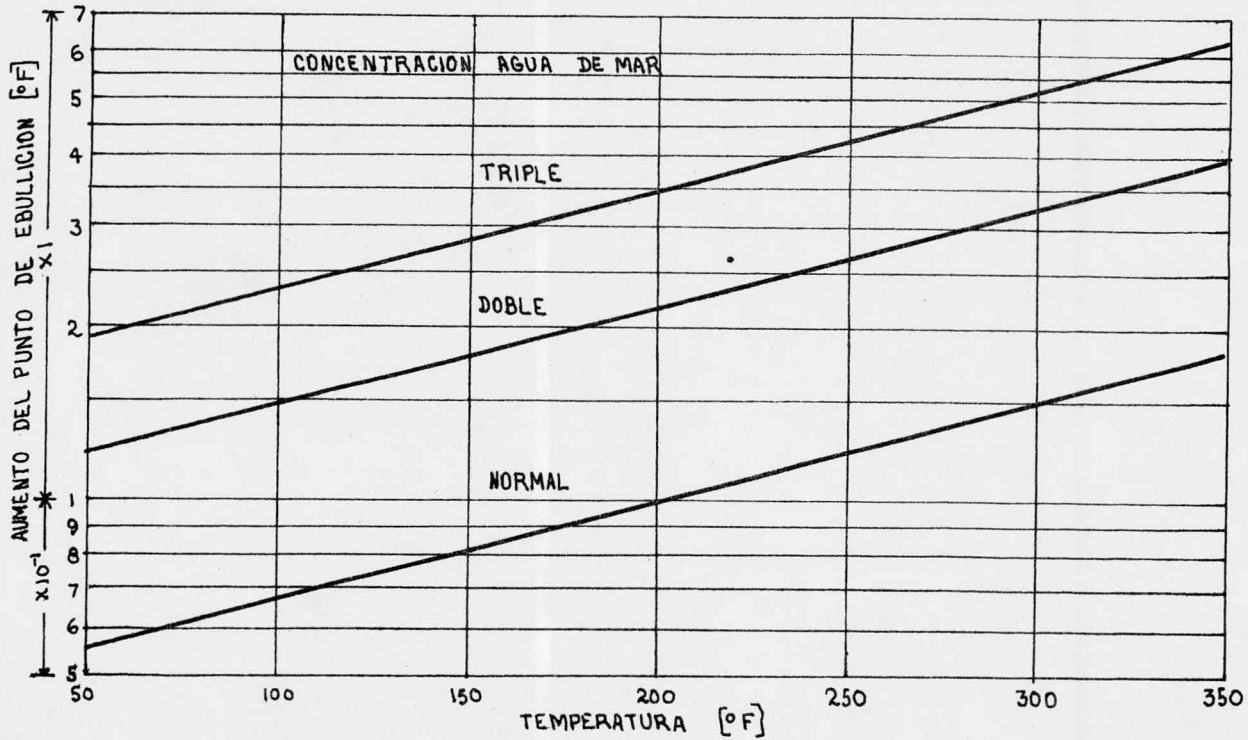
- es - espesor de la película descendente dentro de los tubos  
 (mm)
- f - factor de fricción (adimensional)
- F - flujo volumétrico (pie /h)
- $\Delta F$  - caída de presión (pie)
- g - aceleración de la gravedad ( $4.18 \times 10$  pie/h)
- G - velocidad de masa (lb/h pie )
- G' - velocidad superficial de la masa gaseosa (lb/h pie )
- $h_o$  - coeficiente de transferencia de calor en el ánulo  
 (BTU/h pie °F)
- $h_i$  - coeficiente de transferencia de calor en el tubo inte-  
 rior (BTU/h pie °F)
- $h_{i,o}$  - valor de h cuando está referido al diámetro exterior  
 del tubo (BTU/h pie °F)
- H - constante de Henry (atm./fracc. mol)
- Hp - cabeza politrópica (pie)
- I - coeficiente de transferencia en torres empacadas (h )
- Jh - factor de transferencia de calor (adimensional)
- k - conductividad térmica (BTU/h pie °F)
- K - constante del eliminador de niebla (pie/seg)
- l - longitud (pie)
- L - gasto del líquido (lb/h pie )
- L' - velocidad superficial de la masa del líquido (lb/h pie )
- LMTD temperatura media logarítmica entre los flujos (°F)
- m - flujo másico (lb/h)
- n - número
- O - constante de los gases
- p - exponente politrópico
- P - presión (lb/pul )

- PM - peso molecular (gr/mol)  
 Pr - número de Prandt (adimensional)  
 q - flujo volumétrico (pie /seg)  
 Q - calor transferido (BTU/h)  
 r - radio de compresión (adimensional)  
 Rd - factor de incrustación (h pie °F/BTU)  
 Re - número de Reynolds (adimensional)  
 S - en el evaporador, distancia entre el eliminador de niebla y la superficie de la salmuera (pie)  
 t - temperatura del fluido frío (°F)  
 T - temperatura del fluido caliente (°F)  
 U<sub>C</sub> - coeficiente limpio total de transferencia de calor (BTU/h pie °F)  
 U<sub>D</sub> - coeficiente total de diseño para transferencia de calor (BTU/h pie °F)  
 v - velocidad de flujo (pie/seg)  
 W - calidad del vapor (adimensional)  
 x - concentración de un gas disuelto en un líquido (ppm)  
 y - concentración de un gas disuelto en otro gas (ppm)  
 z - altura del empaque húmedo (pie)  
 Z - exponente adiabático  
  
 Δ - gradiente  
 η - rendimiento termodinámico del ciclo de Carnot  
 λ - calor latente de ebullición (BTU/lb)  
 μ - viscosidad (lb/h pie) o (cp)  
 ρ - densidad (lb/pie )

Otros subíndices:

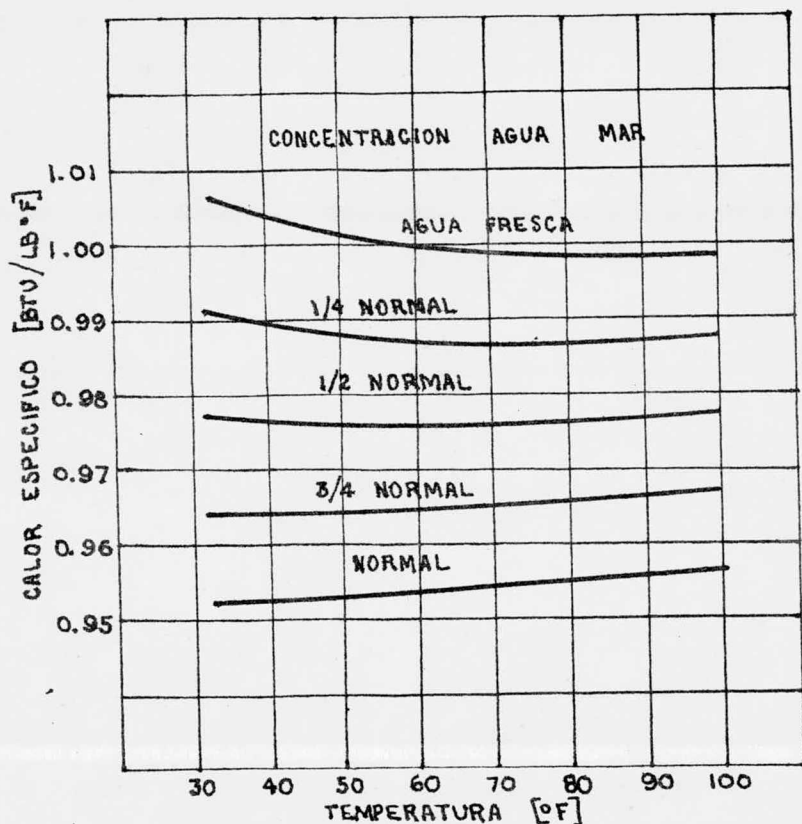
- a - ánulo
- aux- auxiliar
- b - ebullición
- B - base
- c - comprimido
- d - destilado
- D - torre decarbonatadora
- e - equivalente
- en - entrada
- G - gas
- h - horquillas
- i - tubo interior
- L - líquido
- m - agua de mar
- M - mezcla
- p - película descendente
- P - politrópico
- R - empaque
- s - salmuera
- sal- salida
- t - tubo
- T - total
- v - vapor
- W - agua
- o - parte superior de la torre decarbonatadora
- l - fondo de la torre decarbonatadora
- \* - equilibrio

Apéndice



REFERENCIAS: FRANKEL, A., PRDC. INST. MECH. ENGRS. (LONDON), 174, 312 (1960),  
DEPTO. DEL INTERIOR DE E.U.A., REPORTE DE INVESTIGACION Y DESARROLLO DE AGUA  
SALINA NO. 12 PAG. 70 (NOV. 1956).

FIG. 16 AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICION DEL AGUA DE MAR



NOTA: LA CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR USADA EN ESTA GRAFICA ES 34.483 g. SOL/1000g. AGUA MAR.

REFERENCIA: COX, R.A. y SMITH, N.D., PROC. ROY. SOC. (LONDRES), 252, 51 (1959).

FIG. 17 CALOR ESPECIFICO DEL AGUA DE MAR

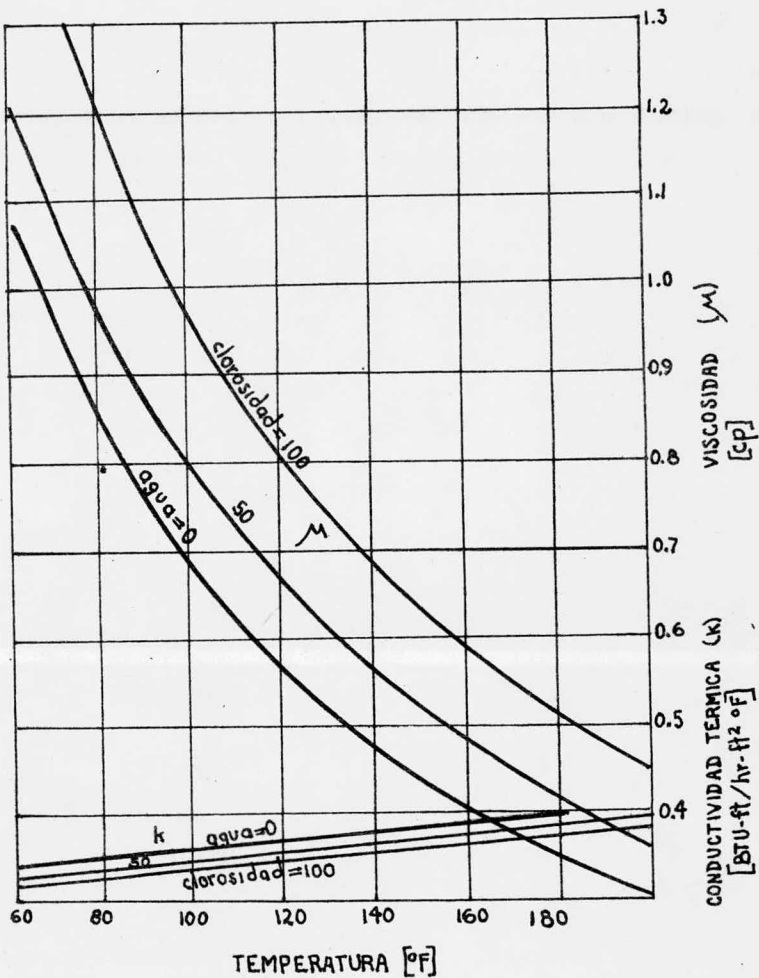
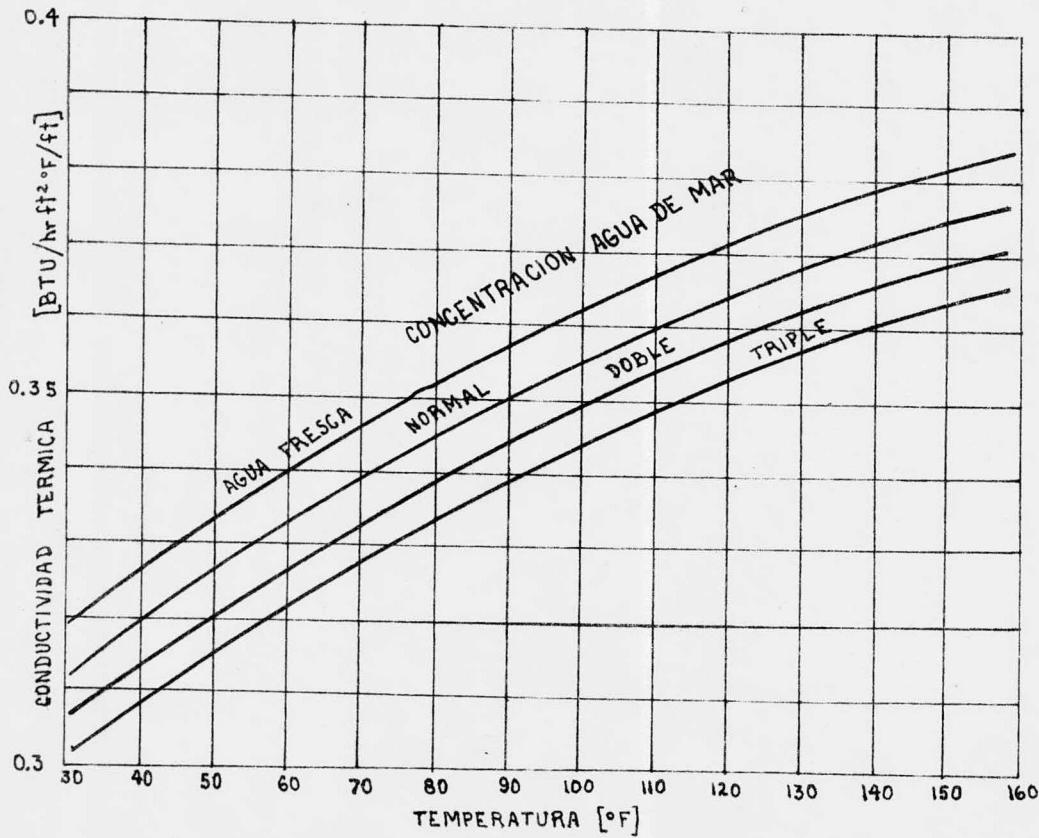


FIG. 18 VISCOSIDAD Y CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL AGUA DE MAR Y SUS CONCENTRADOS





NOTA: LA CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR USADA EN ESTA GRAFICA ES DE 34.483 g. SOL./1000g. DE AGUA DE MAR

REFERENCIA: DEPTO. DEL INTERIOR DE E.U.A., OFICINA DE AGUA SALINA. REPORTE DE INVESTIGACION Y DESARROLLO NO. 25 p.42 (JULIO, 1959)

FIG. 19 CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL AGUA DEL MAR

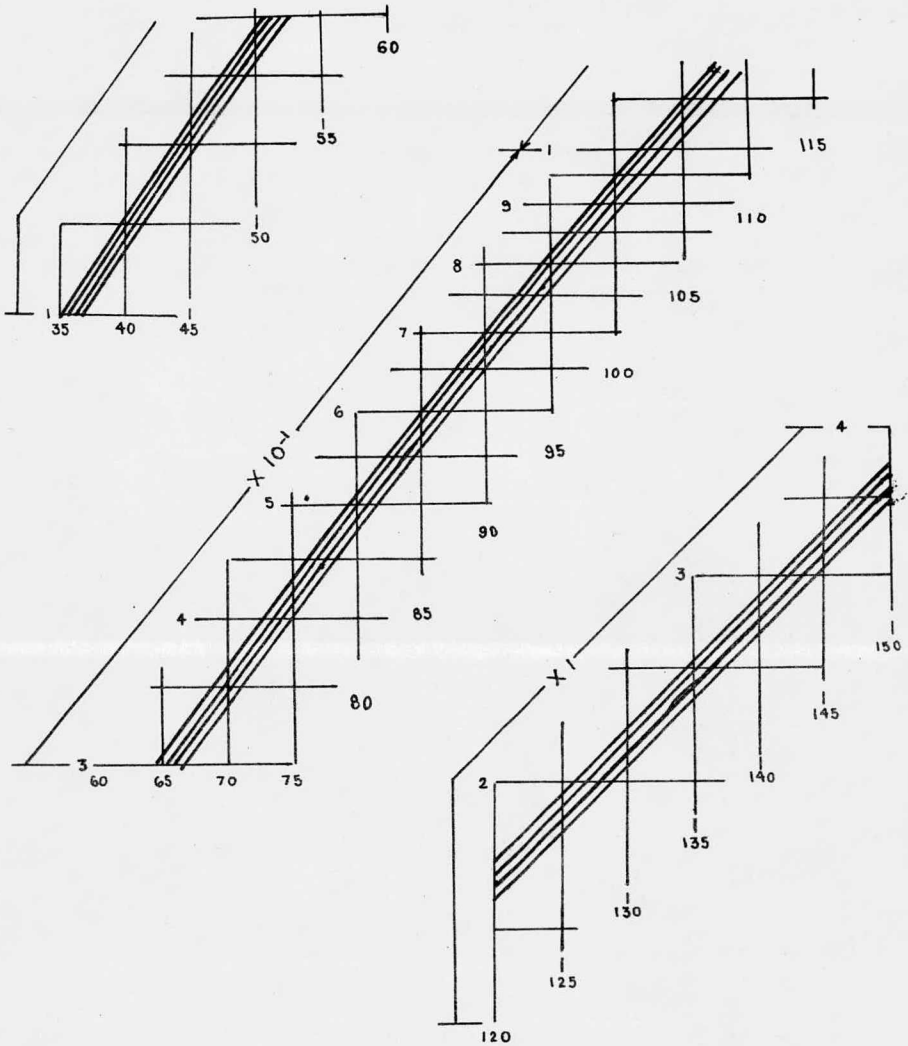


FIG. 20 PRESION DE VAPOR DEL AGUA DE MAR

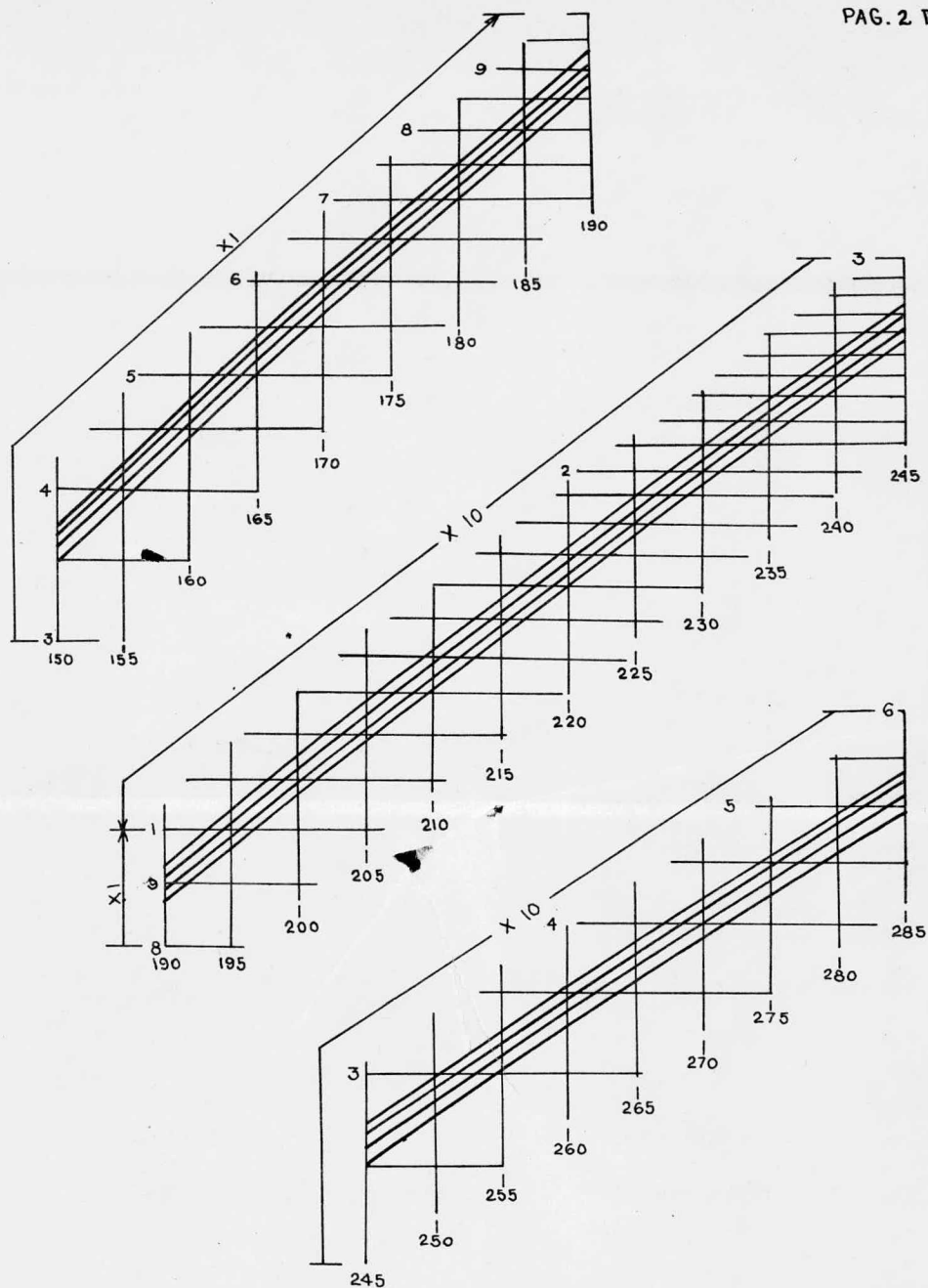
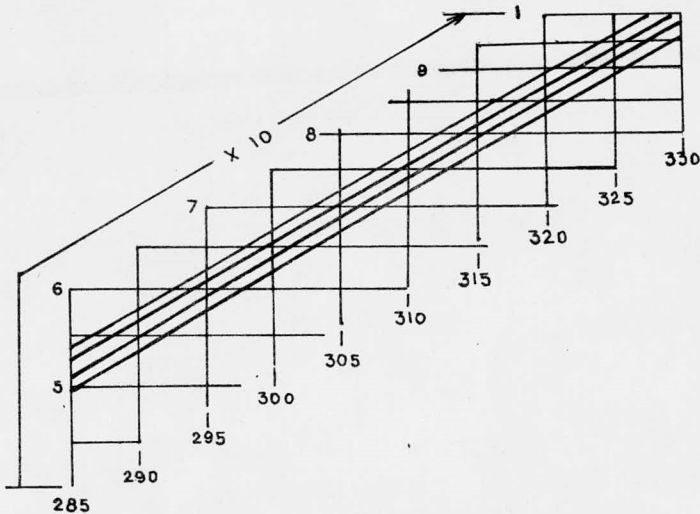


FIG. 20 PRESION DE VAPOR DEL AGUA DE MAR



REFERENCIAS:

1. FRANKEL, A., PROC. INST. MECH. ENGRS. (LONDON), 174, 312 (1960).
2. KEENAN, J.H., & KEYES, F.G., PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL VAPOR. PRIMERA EDICION, 35ª REIMPRESION, ENERO 1963, JOHN WILEY & SONS, INC., NEW YORK.
3. SPIEGLER, K.S., PURIFICACION DE AGUA DE MAR, p.10,37, JOHN WILEY & SONS, INC., NEW YORK (1962).
4. SVERDRUP, H.U., JOHNSON, M.W., & FLEMING, R.H., LOS OCEANOS, p.116, PRENTICE-HALL, INC., NEW YORK, (1946).
5. DEPTO. DEL INTERIOR DE E.U.A., REPORTE DE INVESTIGACION Y DESARROLLO DE AGUA SALINA NO. 12, p 70 (NOV. 1956)

FIG. 20 PRESION DE VAPOR DEL AGUA DE MAR

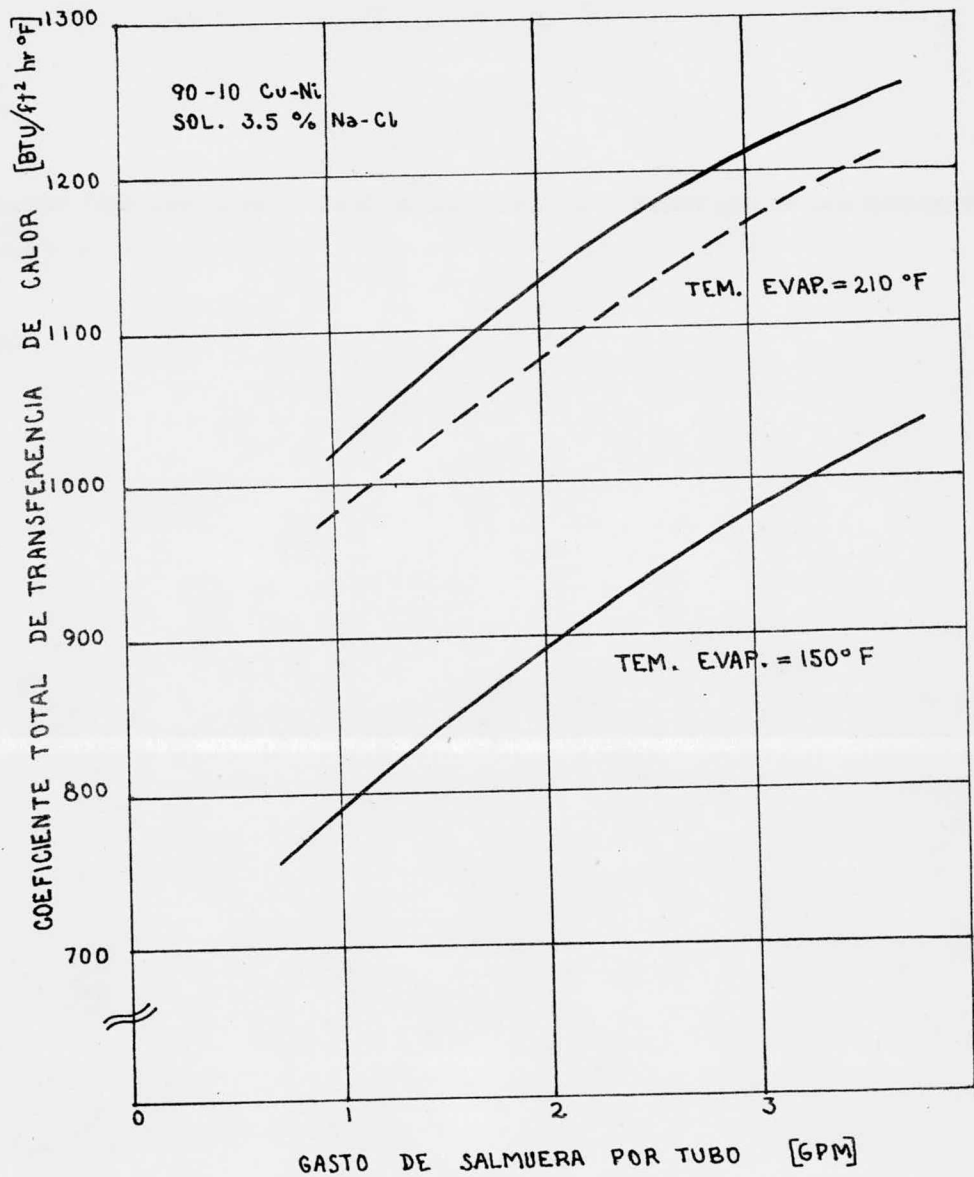


FIG. 21 COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA EN TUBOS ANACONDA ESTRIADOS

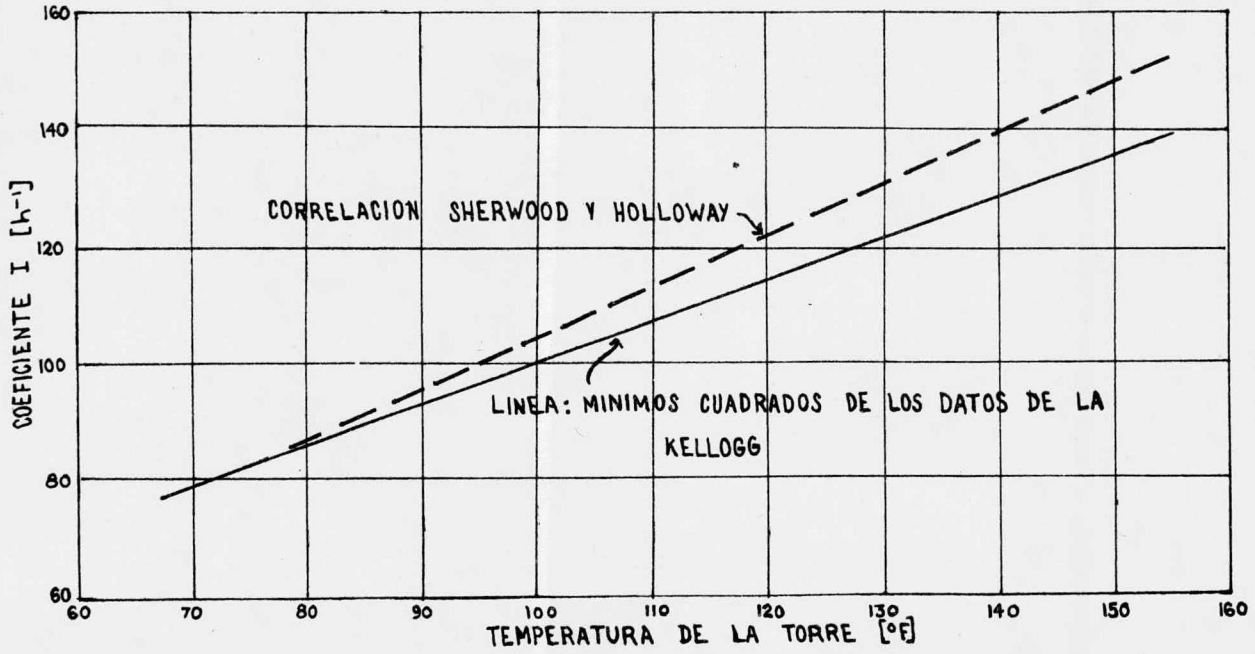


FIG. 22 COEFICIENTE PARA TORRES ( $CO_2$ -AIRE)

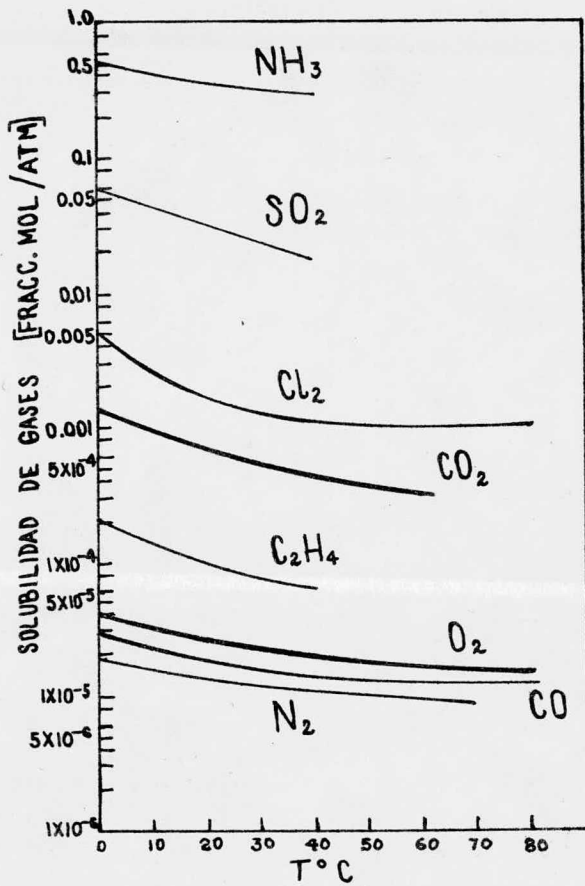


FIG. 23 SOLUBILIDAD DE GASES EN AGUA

## Bibliografía

1. Atlas del agua de la República Mexicana. Secretaría de Re cursos Hidráulicos. 1976.
2. Balzhiser, R. E., Samuels, M. R., Eliassen, J. D. Termodi namica química para ingenieros. Pentice-Hall Interna cional. España. 1974.
3. Barrow, Gordon M. Química Física. Editorial Reverté, S.A. 2a. edición. España. 1968.
4. Channabasappa, K. C. A comparison of sea water desalina— tion processes and their economics. 1er. Congreso del Continente Americano sobre desalación. E.S.P.C. Méxi co. oct, 1976.
5. Foust, A. S., Wenzel, L. A., Glump, C. W., Maus, L., An— dersen, L. B. Principios de operaciones unitarias. - Compañía Editorial Continental, S.A. 8a. ed. Mex.1975
6. Gomella, Cyril. La sed del mundo. Ed. Labor. España. 1973
7. Hughes, Ch., Pallharst, J. E. 30 años en la compresión de vapor. Proccedings of 4th Int. Symposium on Fresh Wa ter from tre Sea. Vol. I Grecia. 1973.
8. Kern, D.Q. Procesos de Transferencia de calor. C.E.C.S.A. 9a. impresión. México. 1974.
9. Kickman, K. Research and Development of the Centrifugal - Vapor Compression Still. Proccedings of Symposium. 4 al 6 nov. 1957. National Academy of Sciencies. U.S.A. 1958.
10. King, C. J. Separation Processes. Mc. Graw-Hill, Inc. U. S.A. 1974.



11. Kirchner, O.E., Vapor compression evaporation for inland desalting. Proceedings of the International Congress on Desalination and Water Reuse, Vol. I. Japón. 1977
12. Martret, J. Ph. Desalination through the vapor compression process in large plants. Desalination no. 19. Elsevier Scientific Publishing Company. Holanda. 1976.
13. Pelletier, S.A. Manual Técnico del agua. Ed. Degremont. México. 1973.
- ✓ 14. Perry, J.H. Manual del Ingeniero Químico. UTEHA. 1a. ed. en español. Mex. 1974.
- ✓ 15. Porteous, A. Saline Water distillation processes. Ed. - Longman. 1a. ed. Gran Bretaña. 1975.
- ✓ 16. Probststein, R. F., Goldstein, D. J. Desalting technologies for wastewater treatment. Primer congreso del continente americano sobre desalación. Elsevier Scientific Publishing company. Mex. oct, 1976.
17. Rase, H. F., Barrow, M. H. Ingeniería de proyectos para plantas de proceso. C.E.C.S.A. 1a. ed. Mex. 1977.
18. Reporte 12. O.S.W. U.S. Dept. of the interior. U.S.A. nov 1956.
19. Reporte 25. O.S.W. U.S. Dept. of the interior. U.S.A. julio, 1959.
20. Reporte 139. O.S.W. U.S. Dept. of the interior. U.S.A. - 1965.
21. Reporte 158. O.S.W. U.S. Dept. of the interior U.S.A. - oct. 1968.
22. Reporte 733. O.S.W. U.S. Dept. of the interior U.S.A. - dic. 1971.

23. Sephton, Hugo H. Vapor compression vertical tube foam evaporation. Proceedings of the international congress on desalination and water reuse. Vol. II Japón. 1977
24. Silver, R. S. Fresh Water from the sea. A selection papers from British authors. 1966.
25. Sinck, Young. Heat transfer in falling film long tube -- vertical evaporators. Chem. Engr. Progr. 58. 1962.
26. Spiegler, K. S. Principles of desalination. Academic -- Press, Inc. 3a. ed. E.U.A. 1969.
27. Spiegler, K. S. Salt-Water purification. John Wiley and Sons, Inc. E.U.A. 1962.
28. Tleimat, B. Novel approach to desalination by vapor- compression destillation. ASME. 1970.
29. Treybal, R. E. Mass transfer operations, Mc. Graw-Hill, Co. 2a. ed. 1968.

Catálogos y manuales:

30. Boletín de la Wolverine Division de la UOP, Inc. U.S.A. enero, 1976.
31. Boletín S-45A de la serie 4 500 Sutorbilt de compresores y sopladores rotatorios de desplazamiento positivo y bombas de vacío. Fuller company. U.S.A.
32. Catálogo de la bomba de vacío Modelo FE-1 500. Feli, S.A. México.
33. Catálogo de North American Blowers de la North American M F G. Co. U.S.A. enero, 1968.
34. Crane. Flow of fluids through valves, fittings and pipe. Technical paper 410. U.S.A. 1972.

35. Manual de diseño DIVMET de la Diversified metal products  
Inc. U.S.A.
36. Manual técnico de compresores Elliott.
- ✓37. Saline water conversion engineering data book. O.S.W. U.  
S. Dept. of the interior. U.S.A. julio, 1965.

Varios:

38. Exposición en las oficinas de DIGAASES de la SAHOP
- ✓39. 3er. seminario doble desalación México- E.U.A. en DIGAAS  
SES. junio, 1978.



# TESIS EN UN DIA

Tesis por computadora

consúltanos sin compromiso  
presupuestos gratis

Odontología 57 Local 2-A

Tel 548-33-44